

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
BISFENOL-A DARI ASETON DAN FENOL
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

NASKAH SKRIPSI



Disusun oleh :

Pinta Cory Hasana (121160030)

Mifta Aulia Ikhsana (121160138)

**PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL "VETERAN"
YOGYAKARTA**

2022

**PRARACANGAN PABRIK KIMIA
BISFENOL-A DARI ASETON DAN FENOL
KAPASITAS PRODUKSI 50.000 TON/TAHUN**

NASKAH SKRIPSI

Diajukan kepada Program Studi S1 Teknik Kimia
Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknik Kimia
Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta
guna melengkapi syarat-syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia

Disusun oleh

**Pinta Cory Hasana
Mifta Aulia Ikhsana**

MWAT

**121160030
121160138**

**PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA**

**FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL “VETERAN”
YOGYAKARTA**

2022

HALAMAN PENGESAHAN
PRARACANGAN PABRIK KIMIA
BISFENOL-A DARI ASETON DAN FENOL
KAPASITAS PRODUKSI 50.000 TON/TAHUN

NASKAH SKRIPSI

Disusun oleh

Pinta Cory Hasana
Mifta Aulia Ikhsana

121160030
121160138

Yogyakarta, September 2021
Program Studi S1 Teknik Kimia

Jurusan Teknik Kimia
MWAT
Fakultas Teknik Kimia

Universitas Pembangunan Nasional "Veteran" Yogyakarta

Disetujui untuk pendaran oleh :

Dosen Pembimbing I

Ir. R. R. Endang Sulistyawati, M.T.

NIP. 19610420 198903 2 001

HALAMAN PERSEMBAHAN

Puji syukur kepada Allah SWT. atas segala rahmat dan hidayah-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Dengan segala ketulusan hati, penyusun mengucapkan terimakasih dan mempersembahkan Tugas Akhir ini kepada :

1. Diriku yang kuat dan sabar sampai terselesainya skripsi ini
2. Orang tua dan keluarga yang selalu mendoakan dan mendukung, terimakasih atas jasa dan perjuangan yang diberikan.
3. Keluarga bapak hariyanto yang telah memfasilitasi saya sejak SMP sampai kuliah, semoga rizkinya selalu dilancarkan.
4. Ibu Endang Sulistyawati dan Bapak Wasir Nuri yang sangat luar biasa dalam membimbing dan memberi ilmu kamu untuk menjadi pribadi lebih baik dan tidak pantang menyerah.
5. Sahabat-sahabat perkuliahan yang selalu membagi ilmu dan menyemangati demi terselesainya skripsi ini

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, hidayat, dan inayah-Nya, sehingga Tugas Akhir dengan Judul “Prarancangan Pabrik Kimia Bisfenol-A dari Aseton dan Fenol Kapasitas 50.000 Ton/Tahun” ini dapat diselesaikan. Prarancangan Pabrik Kimia merupakan tugas wajib bagi setiap mahasiswa sebagai syarat untuk memperoleh gelar sarjana pada Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta. Penyusunan tugas ini didasarkan atas hasil studi Pustaka yang tersedia dan beberapa sumber seperti jurnal, data paten, dan materi akademik.

Pada kesempatan ini penulis mengucapkan terimakasih kepada :

1. Kedua orang tua atas segala dukungan secara moril maupun materil.
2. Dr. Adi Ilham, S. T., M. T., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta.
3. Ir. R. R. Endang Sulistyawati, M. T., selaku dosen pembimbing I dan Ir. Wasir Nuri, M. T., selaku dosen pembimbing II yang telah membimbing dan memberikan saran hingga tugas akhir ini selesai.
4. Semua pihak yang tidak dapat penyusun sebutkan satu persatu.

Akhir kata penyusun mengharapkan semoga skripsi Prarancangan Pabrik Kimia Bisfenol-A dari Aseton dan Fenol Kapasitas 50.000 Ton/Tahun ini bermanfaat bagi penyusun pada khususnya dan pembaca pada umumnya.

Yogyakarta, Oktober 2021

Penyusun

DAFTAR ISI

| | |
|--|-------------|
| HALAMAN JUDUL | i |
| HALAMAN PENGAJUAN | ii |
| HALAMAN PENGESAHAN | iii |
| HALAMAN PERSEMBAHAN..... | iv |
| KATA PENGANTAR..... | v |
| DAFTAR ISI..... | vi |
| DAFTAR TABEL..... | viii |
| DAFTAR GAMBAR..... | xi |
| INTISARI | xii |
| CATATAN PENDADARAN..... | xiii |
| BAB I PENDAHULUAN..... | 1 |
| 1.1 Latar Belakang | 1 |
| 1.2 Prospek Dasar..... | 2 |
| 1.3 Lokasi Pabrik | 7 |
| 1.4 Tinjauan Pustaka | 8 |
| BAB II PROSES PRODUKSI..... | 23 |
| 2.1 Spesifikasi Bahan Baku, Bahan Pembantu, dan Produk | 22 |
| 2.2 Proses Pembuatan Produk | 25 |
| 2.3 Diagram Alir | 27 |
| 2.4 Tata Letak..... | 30 |
| 2.5 Spesifikasi Alat | 35 |
| BAB III NERACA MASSA DAN ENERGI | 55 |
| 3.1 Neraca Massa | 55 |
| 3.2 Neraca Energi..... | 62 |
| BAB IV UTILITAS | 71 |
| 4.1 Kebutuhan Air..... | 71 |
| 4.2 Kebutuhan Dowtherm A | 72 |

| | | |
|-----------------------|------------------------------------|-----------|
| 4.3 | Kebutuhan Udara Tekan | 72 |
| 4.4 | Kebutuhan Udara Kering | 73 |
| 4.5 | Kebutuhan Listrik..... | 73 |
| 4.6 | Kebutuhan Bahan Bakar | 73 |
| BAB V | MANAJEMEN PERUSAHAN | 76 |
| 5.1 | Bentuk Badan Usaha..... | 76 |
| 5.2 | Struktur Organisasi..... | 77 |
| 5.3 | Rencana Kerja | 80 |
| 5.4 | Jumlah Tenaga Kerja..... | 81 |
| 5.5 | Sistem Penggajian Karyawan..... | 82 |
| 5.6 | Fasilitas dan Jaminan Sosial | 82 |
| 5.7 | Evaluasi Ekonomi | 83 |
| BAB VI | KESIMPULAN..... | 87 |
| DAFTAR PUSTAKA | | |

DAFTAR TABEL

| | | |
|-------------------|---|----|
| Tabel 1.1 | Data impor Bisfenol-A di Indonesia | 2 |
| Tabel 1.2 | Data impor Bisfenol-A di beberapa Negara Asia Tenggara..... | 3 |
| Tabel 1.3 | Jumlah kebutuhan Bisfenol-A di Negara Asia Tenggara | 4 |
| Tabel 1.4 | Daftar Pabrik Bisfenol-A di dunia..... | 5 |
| Tabel 1.5 | Daftar Berat Molekul dan Bahan Proses 1 | 12 |
| Tabel 1.6 | Daftar Berat Molekul dan Bahan Proses 2 | 13 |
| Tabel 1.7 | Daftar Berat Molekul dan Bahan Proses 3 | 13 |
| Tabel 1.8 | Matriks Pemilihan Proses..... | 13 |
| Tabel 1.9 | Data entalpi bahan | 15 |
| Tabel 1.10 | Data <i>Specific Heat</i> (Cp)..... | 16 |
| Tabel 1.11 | Data Energi Bebas Gibbs Bahan | 18 |
| Tabel 2.1 | Spesifikasi alat proses | 35 |
| Tabel 2.2 | Spesifikasi tangki penyimpanan..... | 37 |
| Tabel 2.3 | Spesifikasi tangki penyimpanan sementara | 38 |
| Tabel 2.4 | Spesifikasi alat penukar panas..... | 39 |
| Tabel 2.5 | Spesifikasi alat pengangkut padat | 42 |
| Tabel 2.6 | Spesifikasi alat pompa proses..... | 44 |
| Tabel 2.7 | Spesifikasi alat pengurang tekanan | 46 |
| Tabel 2.8 | Spesifikasi alat penekan gas | 47 |
| Tabel 2.9 | Spesifikasi alat penyaring udara..... | 48 |
| Tabel 2.10 | Spesifikasi tangki penyimpanan utilitas..... | 49 |
| Tabel 2.11 | Spesifikasi <i>cooling tower</i> | 52 |
| Tabel 2.12 | Spesifikasi <i>furnace</i> | 52 |
| Tabel 2.13 | Spesifikasi kompresor | 53 |
| Tabel 2.14 | Spesifikasi generator | 53 |
| Tabel 2.15 | Spesifikasi alat pompa utilitas | 53 |
| Tabel 3.1 | Neraca massa total..... | 55 |

| | | |
|-------------------|--|----|
| Tabel 3.2 | Neraca massa pada <i>mixing point</i> 1 (<i>Tee-01</i>) | 55 |
| Tabel 3.3 | Neraca massa pada <i>mixing point</i> 2 (<i>Tee-02</i>) | 56 |
| Tabel 3.4 | Neraca massa pada <i>mixer</i> (M-01)..... | 56 |
| Tabel 3.5 | Neraca massa pada <i>mixing point</i> 3 (<i>Tee-03</i>) | 56 |
| Tabel 3.6 | Neraca massa pada <i>mixing point</i> 4 (<i>Tee-04</i>) | 57 |
| Tabel 3.7 | Neraca massa pada reaktor (R-01) | 57 |
| Tabel 3.8 | Neraca massa pada evaporator (EV-01)..... | 57 |
| Tabel 3.9 | Neraca massa pada Menara distilasi 1 (MD-01) | 58 |
| Tabel 3.10 | Neraca massa pada akumulator 1 (ACC-01)..... | 58 |
| Tabel 3.11 | Neraca massa pada reboiler 1 (RB-01) | 58 |
| Tabel 3.12 | Neraca massa pada Menara distilasi 2 (MD-02) | 59 |
| Tabel 3.13 | Neraca massa pada akumulator 2 (ACC-02)..... | 59 |
| Tabel 3.14 | Neraca massa pada reboiler 2 (RB-02)..... | 59 |
| Tabel 3.15 | Neraca massa pada kristalizer (KR-01)..... | 60 |
| Tabel 3.16 | Neraca massa pada <i>centrifuge</i> (CF-01) | 60 |
| Tabel 3.17 | Neraca massa pada <i>melter tank</i> (ML-01) | 60 |
| Tabel 3.18 | Neraca massa pada <i>stripper</i> (ST-01)..... | 61 |
| Tabel 3.19 | Neraca massa pada akumulator 3 (ACC-03)..... | 61 |
| Tabel 3.20 | Neraca massa pada reboiler 3 (RB-03) | 61 |
| Tabel 3.21 | Neraca massa pada <i>prilling tower</i> (PT-01) | 62 |
| Tabel 3.22 | Neraca energi pada <i>mixing point</i> (<i>Tee-01</i>) | 62 |
| Tabel 3.23 | Neraca energi pada <i>mixing point</i> 2 (<i>Tee-02</i>) | 62 |
| Tabel 3.24 | Neraca energi pada <i>mixer</i> (M-01) | 63 |
| Tabel 3.25 | Neraca energi pada <i>mixing point</i> 3 (<i>Tee-03</i>) | 63 |
| Tabel 3.26 | Neraca energi pada <i>mixing point</i> 4 | 63 |
| Tabel 3.27 | Neraca energi pada reaktor (R-01) | 64 |
| Tabel 3.28 | Neraca energi pada evaporator (EV-01)..... | 64 |
| Tabel 3.29 | Neraca energi pada Menara distilasi 1 (MD-01) | 65 |
| Tabel 3.30 | Neraca energi pada CD-01 dan ACC-01 | 65 |

| | |
|--|----|
| Tabel 3.31 Neraca energi pada reboiler (RB-01) | 66 |
| Tabel 3.32 Neraca energi pada Menara distilasi 2 (MD-02) | 66 |
| Tabel 3.33 Neraca energi pada CD-02 dan ACC-02 | 67 |
| Tabel 3.34 Neraca energi pada reboiler (RB-02) | 67 |
| Tabel 3.35 Neraca energi pada kristalizer (KR-01)..... | 68 |
| Tabel 3.36 Neraca energi pada <i>centrifuge</i> (CF-01) | 68 |
| Tabel 3.37 Neraca energi pada <i>melter tank</i> (ML-01)..... | 68 |
| Tabel 3.38 Neraca energi pada <i>cooler</i> 1 (CL-01)..... | 69 |
| Tabel 3.39 Neraca energi pada <i>stripper</i> (ST-01)..... | 69 |
| Tabel 3.40 Neraca energi pada CD-03 dan ACC-03 | 69 |
| Tabel 3.41 Neraca energi pada reboiler 3 (RB-03) | 70 |
| Tabel 3.42 Neraca energi pada <i>prilling tower</i> (PT-01) | 70 |
| Tabel 5.1 Jadwal kerja karyawan <i>shift</i> | 81 |

DAFTAR GAMBAR

| | | |
|-------------------|---|----|
| Gambar 1.1 | Data impor bisfenol-A 7 tahun terakhir..... | 2 |
| Gambar 1.2 | Grafik impor bisfenol-A di Asia Tenggara..... | 4 |
| Gambar 2.1 | Spesifikasi alat proses..... | 28 |
| Gambar 2.2 | Spesifikasi tangki penyimpan | 29 |
| Gambar 2.3 | Tata letak alat..... | 31 |
| Gambar 2.4 | Tata letak pabrik | 34 |
| Gambar 4.1 | Diagram alir pengolahan air | 74 |
| Gambar 4.2 | Siklus Dowtherm A | 75 |
| Gambar 5.1 | Struktur organisasi | 79 |
| Gambar 5.2 | Grafik ekonomi..... | 86 |

INTISARI

Pabrik bisfenol-A dirancang dengan kapasitas 50.000 ton/tahun yang akan didirikan di Kawasan Industri Cilegon, Banten menggunakan bahan baku Aseton dan Fenol yang diperoleh dari PT Sulfindo Adiusaha, Serang, Banten dan PT Phenolic Prima Mulia, Kalideres, Jakarta Barat dengan bantuan katalis berupa polystyrene-divinylbenzene sulfonated resin dari PT Taiyuan Lanlang Industry, Cina. Seluruh bahan baku didistribusikan melalui transportasi darat dan bahan pembantu didistribusikan menggunakan jalur laut. Perusahaan akan didirikan dengan badan hukum Perseroan Terbatas (PT) dengan jumlah karyawan 191 orang. Pabrik beroperasi secara kontinyu selama 330 hari dalam setahun dengan proses produksi selama 24 jam/hari. Luas tanah yang diperlukan untuk mendirikan pabrik sebesar 42.978 m²

Reaksi pempuran bisfenol-A diawali dengan penyiapan bahan baku. Aseton terlebih dahulu dicampur dengan recycle hasil atas Menara Distilasi II (MD-02). Padatan fenol diangkut menggunakan screw conveyor (SC-01) menuju Mixer (M-01) untuk dicampur dengan recycle hasil bawah MD-01, hasil fase cair centrifuge dan hasil atas stripper dengan bantuan pendingin hingga suhu 45°C dengan tekanan 1 atm. Hasil keluaran M-01 kemudian dicampur dengan campuran umpan segar aseton dan dialirkan menuju Reaktor (R-01) berupa fixed bed single bed catalytic reactor. Produk keluar Reaktor (R-01) berupa campuran aseton, fenol, bisfenol-A, dan dialirkan menuju Evaporator (EV-01). Hasil atas evaporator (EV-01) berupa aseton, air, dan fenol dialirkan menuju menara distilasi 1 (MD-01). Hasil bawah menara distilasi 1 (MD-01) berupa campuran aseton, air, dan fenol di-recycle dan digabungkan dengan aliran recycle dari Centrifuge (CF-01) pada tee 1. Hasil atas menara distilasi 1 (MD-01) yaitu berupa campuran aseton dan air diumpangkan menuju Menara Distilasi 2 (MD-02). Hasil atas menara distilasi 2 (MD-02) yaitu berupa campuran aseton dan air kemudian di-recycle dan digabungkan dengan aliran umpan segar aseton pada tee 3. Hasil bawah Menara Distilasi 2 (MD-02) berupa campuran air dan aseton dialirkan menuju unit pengolahan limbah (UPL). Hasil bawah Evaporator (EV-01) yaitu berupa campuran bisfenol A dan fenol kemudian dikristalkan pada kristalizer (KR-01). Kristal bisfenol-A dipisahkan dari larutan mother liquor pada Centrifuge (CF-01). Hasil fase cair CF-01 berupa fenol dan bisfenol-A di-recycle dan digabungkan dengan aliran recycle hasil bawah Menara Distilasi 1 (MD-01) pada tee 2. Hasil fase padat Centrifuge CF-01 berupa bisfenol-A diumpangkan menuju melter (ME-01) untuk dilelehkan pada (ML-01). Kemudian campuran bisfenol-A dan fenol tersebut dialirkan menuju Stripper (ST-01) yang sebelumnya didinginkan pada (CL-01). Hasil atas Stripper (ST-01) di-recycle dan dicampur dengan umpan segar fenol dan hasil bawah Stripper berupa produk bisfenol-A dipompakan menuju puncak prilling tower (PT-01) untuk dibentuk menjadi prill dengan media berupa udara kering. Produk bisfenol-A yang sudah berbentuk prill angkut menggunakan screw conveyor (SC-04) dan bucket elevator (BE-04) untuk disimpan pada silo (SL-02). Utilitas yang diperlukan oleh pabrik Bisfenol-A berupa air sebanyak 218.396,01 kg/jam dan air make up sebanyak 3.378,16 kg/jam. Kebutuhan Dowtherm A sebesar 101000 kg/jam. Daya listrik sebesar 1100 kW disuplai dari PLN dengan cadangan satu buah generator berkekuatan 1100 kW. Kebutuhan bahan bakar untuk boiler, blower, dan generator sebanyak 470 m³/tahun. Udara tekan diproduksi oleh pabrik ini sesuai kebutuhan, yaitu 74,40 m³/jam³.

Berdasarkan evaluasi ekonomi, modal tetap (Fixed Capital Investment) yang diperlukan untuk mendirikan pabrik sebesar Rp. 141.798.012.084,53 + \$34.458,946,15 dan Working Capital sebesar Rp. 1.309.080.439.759,66 + \$10.082,51. Analisis ekonomi menunjukkan nilai ROI sebelum pajak adalah 37,15% dan sesudah pajak adalah 35,29%. Nilai POT sebelum pajak adalah 2,45 tahun dan POT sesudah pajak adalah 2,58 tahun. Nilai BEP adalah 46,98%, nilai SDP adalah 24,15%, dan nilai DCF adalah 26,87%. Berdasarkan data analisis ekonomi tersebut, maka Pabrik Bisfenol-A layak untuk dikaji dan dipertimbangkan lebih lanjut.

Kata kunci : Aseton, Fenol, Bisfenol-A, Fixed Bed Single Bed Catalytic Reactor

CATATAN PENDADARAN

Tanggal : Rabu, 17 Maret 2021

Dosen Pembimbing : 1. Ir. R. R. Endang Sulistyawati M. T.
2. Ir. Wasir Nuri, M. T.

Pertanyaan :

1. Jenis head apa yang digunakan pada Tangki dan dasar pemilihannya?

Jenis tangki yang digunakan adalah tangki vertical karena tekanan operasinya yaitu 1 ATM. Jenis head yang digunakan yaitu torispherical karena aseton merupakan zat yang volatile. Selain itu juga digunakan *floating roof*. Pada saat pengisian aseton pada tangki masih terdapat udara purging, sehingga lama kelamaan udara terdesak oleh cairan. Udara ini tidak dapat dikeluarkan melalui *safety valve* karena aseton akan ikut keluar melalui vent, sehingga digunakan *floating roof* yang dapat naik keatas Ketika cairan dalam tangki penuh

2. Berapa waktu reaksi dalam reaktor?

1,75 jam

3. Jenis reaktor yang digunakan ?

Jenis reaktor yang digunakan yaitu *Single Bed, Non Isothermal, Adiabatic, Catalytic Reactor*. Karena katalis tidak larut sehingga tidak perlu adanya pemisahan dan juga umur katalisnya lama maka dapat digunakan *Single Bed, Non Isothermal, Adiabatic, Catalytic Reactor*.

4. Berapa umur katalis?

330 hari

5. Apa kegunaann Stripper ?

Untuk memisahkan fenol pada larutran bisfenol-A sehingga diperoleh konsentrasi produk yang diinginkan yaitu 99,8%.

6. Neraca panas pada *prilling tower* ada 3, apa saja?

Panas sensibel dari suhu 194,86°C menjadi 158°C , panas laten yang merupakan panas pematatan, dan panas sensible dari suhu 153°C menjadi suhu 60°C

7. Apa fungsi evaporator dan komponen apa saja yang diuapkan? Untuk memekatkan campuran air, aseton, fenol, dan Bisfenol-A dengan cara menguapkan air dan aseton.

Perbaikan dan saran :

1. Untuk mengurangi tekanan pada cairan digunakan *pressure reducer* atau *throttling*.
2. Ukuran *prilling tower* terlalu tinggi.
3. Menambahkan alat pengurang tekanan pada keluaran hasil atas MD-02 sehingga Ketika bercampur dengan *fresh feed* aseton tekannya sama.
4. Menambahkan *weight control* (WC) pada *feeder* (FE).
5. Menambahkan *ratio control* antara *weight control* (WC-01) *feeder* 1 (FE-01) dengan *flow control* (FC) *fresh feed* aseton.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Seiring dengan perkembangan zaman, pembangunan industri kimia di Indonesia semakin pesat perkembangannya. Kegiatan pengembangan industri kimia di Indonesia diarahkan untuk meningkatkan kemampuan nasional dalam memenuhi kebutuhan dalam negeri akan bahan kimia dan juga untuk memecahkan masalah ketenagakerjaan. Salah satu industri yang sangat berpotensi di Indonesia adalah Pabrik bisfenol-A karena pada saat ini Indonesia masih mengimpor senyawa tersebut dalam jumlah besar dan juga belum adanya pabrik tersebut di Indonesia.

Bisfenol A atau *4,4'-isopropylidenediphenol* merupakan suatu senyawa organik dengan dua cincin fenolik. Bisfenol-A ini mempunyai rumus molekul $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ dan berupa kristal putih yang berbau khas mirip fenol, beracun, dan stabil. Bisfenol-A memiliki beberapa kegunaan yaitu diantaranya sebagai bahan baku plastik polikarbonat, epoksi resin, inhibitor dalam polimerisasi PVC, pelapis otomotif, dan pelapis elektronik.

Pembangunan industri bisfenol-A yang menghasilkan produk bahan baku ini sangatlah penting, karena dapat mengurangi jumlah impor bisfenol-A dan mengurangi pengeluaran devisa Negara untuk mengimpor bisfenol-A tersebut. Selain itu, dengan adanya pendirian pabrik bisfenol-A di Indonesia dapat membuka lapangan pekerjaan baru dan memacu pertumbuhan industri lainnya. Kebutuhan bisfenol-A di Indonesia diperkirakan akan terus meningkat, dilihat dari semakin banyaknya industri kimia di Indonesia yang menggunakan bisfenol-A.

1.2. Prospek dasar

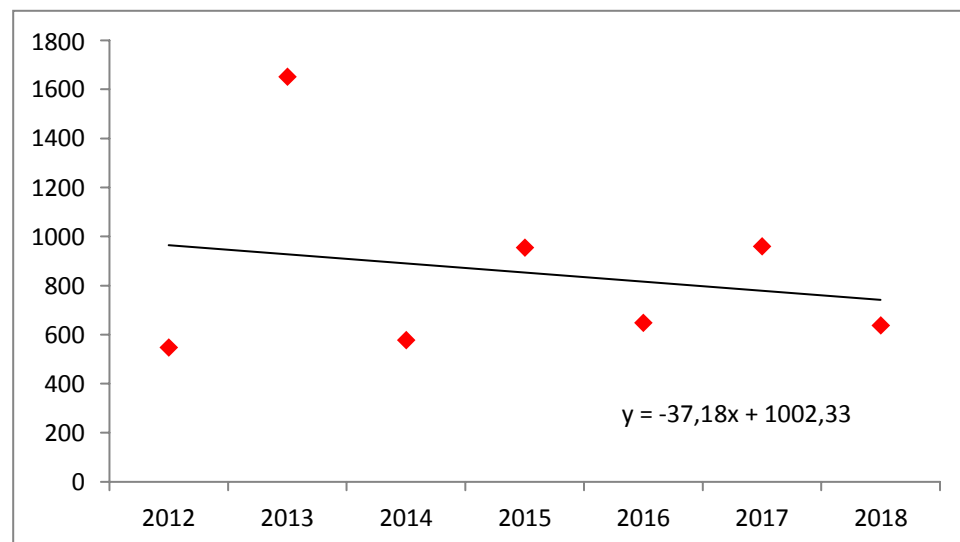
1.2.1. Data Impor

Data statistik dalam 7 tahun terakhir menunjukkan bahwa kebutuhan bisfenol-A dalam negeri mengalami peningkatan dan penurunan. Hal ini sesuai dengan data dari Biro Pusat Statistik yang ditunjukkan pada tabel 1.1 dibawah ini :

Tabel 1.1. Data impor bisfenol-A di Indonesia

| Tahun | Impor (dalam Ton) |
|-------|-------------------|
| 2012 | 547,074 |
| 2013 | 1650,941 |
| 2014 | 577,234 |
| 2015 | 954,65 |
| 2016 | 648,629 |
| 2017 | 959,406 |
| 2018 | 637,275 |

Berdasarkan data impor di atas, diperoleh grafik dan persamaan garis mengenai data impor bisfenol-A di Indonesia sebagai berikut :



Gambar 1.1. Data impor bisfenol-A 7 tahun terakhir

Dari grafik di atas diperoleh persamaan garis untuk menghitung kebutuhan impor bisfenol-A di Indonesia pada tahun 2024 yaitu :

$$y = -37,18x + 1002,33$$

dimana : y = jumlah produksi (ton/tahun)

x = periode sejak tahun 2012 (tahun)

Sehingga dapat diperoleh jumlah impor bisfenol-A pada tahun 2024 yaitu sebesar 556,17 ton. Hal ini menunjukkan perlu adanya industri yang memproduksi bisfenol-A di Indonesia agar jumlah impor di atas dapat ditangani dengan penggunaan produk dalam negeri.

Jumlah Bisfenol yang diproduksi juga direncanakan untuk memenuhi kebutuhan pasar Asia Tenggara karena kebutuhan impor Bisfenol A yang cukup besar diantaranya di Negara China, Korea, Singapura, dan Malaysia. Berikut merupakan data impor Bisfenol A merupakan data Impor pada Negara tersebut menurut *UN.Comtrade* :

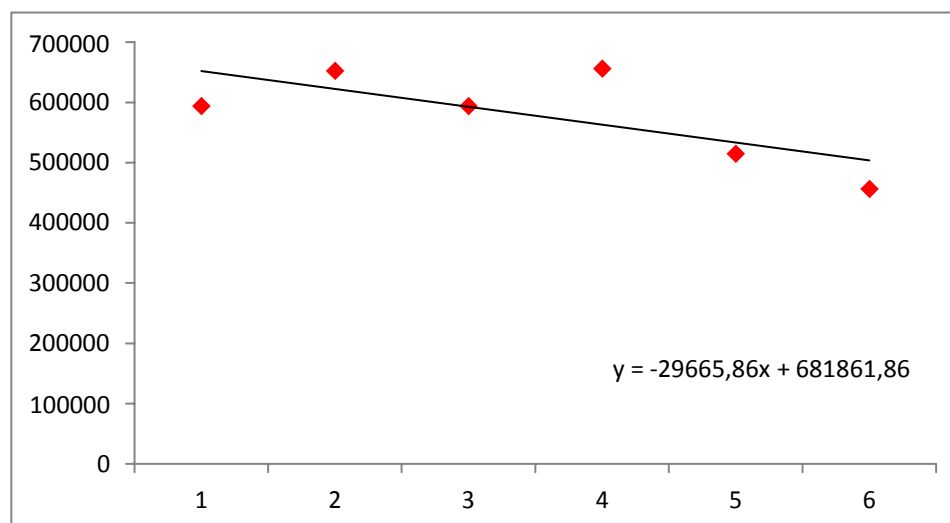
Tabel 1.2. Data impor bisfenol-A di beberapa Negara Asia Tenggara

| Tahun | China | Korea | Singapura | Malaysia |
|-------|------------|------------|-----------|----------|
| 2012 | 539360,372 | 51417,369 | 3008,576 | 188,774 |
| 2013 | 586295,370 | 64347,808 | 1523,170 | 320,106 |
| 2014 | 496338,517 | 95608,698 | 1566,141 | 636,970 |
| 2015 | 533808,699 | 119994,904 | 2090,225 | 381,933 |
| 2016 | 405703,636 | 107764,911 | 1106,295 | 224,166 |
| 2017 | 345707,488 | 108554,097 | 2104,542 | 135,334 |

(Sumber : *UN.Comtrade*)

Tabel 1.3. Jumlah kebutuhan bisfenol-A di Negara Asia Tenggara

| Tahun | Total (dalam Ton) |
|-------|-------------------|
| 2012 | 593975,091 |
| 2013 | 652486,454 |
| 2014 | 594150,326 |
| 2015 | 656275,761 |
| 2016 | 514799,008 |
| 2017 | 456501,461 |

(Sumber : *UN.Comtrade*)**Gambar 1.2.** Grafik impor bisfenol-A di Asia Tenggara.

Dapat di prediksi pula untuk kebutuhan bisfenol-A di beberapa Negara di Asia Tenggara menggunakan persamaan garis pada gambar 1.2. Jika pabrik ingin didirikan pada tahun 2024 maka kebutuhan bisfenol-A di Asia Tenggara sebesar 325.872,54ton/tahun.

Kapasitas pabrik yang didirikan harus melebihi kebutuhan pasar minimum. Selain itu kapasitas pabrik dapat juga mengikuti pabrik yang telah berdiri. Berikut ini adalah pabrik bisfenol-A yang sudah ada di dunia, dapat dilihat pada Tabel 1.4 menurut *ICIS*:

Tabel 1.4. Daftar Pabrik bisfenol-A di dunia

| Pabrik | Lokasi | Kapasitas (ribu ton/tahun) |
|-------------------------------|--------------------------|-------------------------------|
| Atul | Atul, India | 1,5 |
| Bayer Material Science | Antwerp, Belgium | 140 |
| | Baytown, Texas, US | 230 |
| | Caojing, China | 220 |
| | Krefeld, Germany | 160 |
| | Mab Ta Phut, Thailand | 230 |
| Chang Cun Petrochemical | Kaohsiun, Taiwan | 135 |
| | Miao-Li, Taiwan | 20 |
| Dow Chemical | Freeport, Texas, US | 190 |
| | Stade, Germany | 100 |
| Hexion Specialty Chemicals | Deer Park, Texas, US | 265 |
| | Pernis, Netherlands | 180 |
| Idemitsu Kosan | Ichihara, Japan | 75 |
| Kazanorgsintez | Kazan, Rusia | 70 |
| Khuzestan Petrochemical | Bandar Imam, Iran | 30 |
| Kingboard Holdings | Huizhou, China | 25 |
| Kumho P&B Chemicals | Yosu, South Korea | 310 |
| LG Chem | Yosu, South Korea | 260 |
| Mitsui Chemicals | Ichihara, Japan | 95 |
| | Jurong Island, Singapore | 210 |
| | Nagoya, Japan | 65 |
| | Takaishi, Japan | 65 |
| Nan Ya Plastics | Mailiao, Taiwan | 420 |

| Pabrik | Lokasi | Kapasitas (ribu ton/tahun) |
|----------------------------------|--------------------------------|-------------------------------|
| Mitsubishi Chemicals | Kashima, Japan | 100 |
| | Kurosaki, Japan | 120 |
| Nippon Steel Chemical | Kita-Kyushu, Japan | 100 |
| Novokuibyshevsk Petrochemical | Novokuibyshevsk, Russia | 20 |
| PCC Synteza | Kedzierzyn-Kozle, Poland | 12 |
| Rhodia Brasil | Paulinia, Brazil | 25 |
| SABIC Innovative Plastics | Burkville, Alabama, US | 75 |
| | Mount Vernon, Indian US | 265 |
| | Bergen op Zoom, Netherlands | 180 |
| | Cartagena, Spain | 340 |
| Shreyas Intermediates | Lote Parshuram, India | 10 |
| Taiwan Prosperity Chemical | Lin Yuan, Taiwan | 60 |

Berdasarkan data diatas kapasitas pabrik bisfenol-A minimal yang diproduksi yaitu sebesar 1.500 ton/tahun dan kapasitas maksimum bisfenol-A yang diproduksi yaitu sebesar 420.000 ton. Sedangkan sampai saat ini Indonesia masih mengimpor bisfenol-A dari negara lain. Berdasarkan data tersebut, maka pada prarancangan pabrik direncanakan kapasitas pabrik sebesar 50.000 ton/tahun.

1.2.2. Sasaran Pasar

Sasaran pasar dari Pabrik bisfenol-A ini untuk menunjang kebutuhan di dalam negeri maupun luar negeri, Berdasarkan pada data Pabrik bisfenol-A yang telah berdiri dan kapasitas yang telah ditentukan diharapkan dapat memenuhi kebutuhan bisfenol-A di Indonesia maupun di luar negeri.

1.3. Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik sangat berpengaruh terhadap keberadaan suatu proyek industri baik dari segi komersial maupun kemungkinan pengembangan di masa mendatang. Pabrik bisfenol-A ini rencana akan didirikan di Kawasan Industri Cilegon, Banten. Adapun dasar pertimbangan pemilihan lokasi pendirian pabrik sebagai berikut :

1. Ketersediaan Bahan Baku

Penyediaan bahan baku merupakan hal yang paling penting dalam mengoperasikan pabrik, karena pabrik beroperasi atau tidak sangat tergantung pada persediaan bahan baku. Oleh karena itu, dipilih dengan lokasi yang dekat dengan sumber bahan baku yaitu aseton yang berasal dari PT Sulfindo Adiusaha yang terletak di daerah Mangunreja, Serang, Banten dan Fenol yang berasal dari PT Phenolic Prima Mulia yang terletak di daerah Tegal Alur, Kalideres, Jakarta Barat melalui jalur darat. Sedangkan untuk katalis *polystyrene-divynilbenzene sulfonated resin* yang diimpor dari PT Taiyuan Lanlang Industry melalui jalur laut.

2. Pasar

Prospek pasar menjadi sangat penting karena untung ruginya suatu pabrik sangat tergantung pada pemasaran produknya, sehingga lokasi pabrik harus didirikan di daerah yang cerah prospek pemasarannya. Kawasan Industri, Cilegon, Banten, dipilih sebagai lokasi pabrik dengan pertimbangan bahwa daerah ini sedang mengalami perkembangan dalam bidang industri sehingga diharapkan kebutuhan bisfenol-A dapat terpenuhi dan memberi peluang berdirinya industri lain yang membutuhkan bisfeol-A sebagai bahan baku.

3. Sarana Transportasi

Pendirian pabrik di Kawasan Industri Cilegeon, Banten, dilakukan dengan pertimbangan kemudahan sarana trasportasi darat maupun laut yang

mudah dijangkau karena Cilegon berada dalam jalur transportasi Merak-Jakarta, sehingga transportasi darat maupun laut untuk sumber bahan baku tidak lagi menjadi masalah. Selain itu Bandara Soekarno-Hatta juga dapat dijangkau, sehingga dapat mempermudah untuk transportasi udara.

4. Utilitas

Dalam pendirian suatu pabrik, tenaga listrik, air, dan bahan bakar adalah faktor penunjang yang paling penting. Tenaga listrik tersebut diperoleh dari PLN dengan cadangan listrik untuk pabrik adalah menggunakan generator diesel yang bahan bakarnya diperoleh dari Pertamina. Air diperoleh dari PT Krakatau Tirta Industri (KTI) yang memiliki Waduk Krakatau Steel yang berada di Kawasan Industri Cilegon, Banten. Waduk ini merupakan waduk milik Krakatau Steel Indonesia yang menyediakan kebutuhan air untuk air proses, air pendingin/penghasil *steam*, perumahan, dll.

5. Tenaga Kerja

Tenaga kerja sebagian besar dapat diambil dari penduduk sekitar karena lokasi yang berdekatan dengan pemukiman, sehingga selain memenuhi kebutuhan tenaga kerja juga membantu meningkatkan taraf hidup penduduk sekitar pabrik.

1.4. Tinjauan Pustaka

1.4.1. Proses Produksi

a. Tinjauan Berbagai Proses

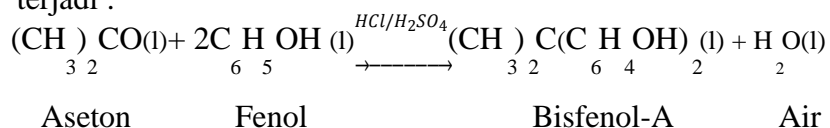
Bisfenol A merupakan suatu senyawa organik dengan dua cincin fenolik dengan rumus kimia $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$. Nama lain dari bisfenol-A adalah *4,4'-isopropylidenediphenol*, *2,2-bis(4-hydroxyphenyl)propane*. Pada keadaan normal, senyawa ini berupa kristal putih yang berbau khas mirip fenol, beracun, dan stabil

dengan berat molekul 228,29 g/gmol. Ada beberapa proses yang dikenal dalam pembuatan bisfenol-A, yaitu :

1. Proses Aseton

a. Dengan katalis asam

Merupakan proses pembuatan bisfenol-A dengan bahan baku aseton dan fenol menggunakan katalis asam. Reaksi yang terjadi :



Campuran aseton dan fenol berlebih dicampurkan dengan HCl pekat atau H₂SO₄ 70% untuk diumpangkan kedalam reaktor pada suhu 30-50°C. Energi aktivasi reaksi pembentukan bisfenol-A dengan katalis asam sebesar 19 kkal/mol. Katalis H₂SO₄ jarang digunakan (biasanya pada pabrik skala kecil) karena proses pemisahannya lebih sulit dibandingkan dengan katalis HCl. Reaktor yang digunakan adalah reaktor alir berpengaduk (Mc Ketta, 1982).

Proses pembuatan bisfenol-A berdasarkan Mc Ketta (1982). campuran aseton dan fenol dengan perbandingan mol 1:8, dan arus *recycle* dengan HCl diumpangkan dan diaduk dalam reaktor untuk beberapa jam pada suhu 50°C Pada preliminary stripping, dihilangkan campuran dua fase dari HCl, air, dan fenol. Hasil atas akan dialirkan menuju decanter untuk memisahkan HCl dan air. HCl akan direcycle dan air disalurkan ke saluran pembuangan. Sedangkan fenol basah dialirkan menuju *phenol still* dan *isomer still*. Fenol dan produk samping yang dipisahkan dari isomer still dialirkan kembali kedalam reaktor. Pengotor dengan titik didih lebih

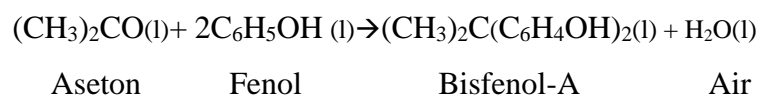
tinggi dari BPA dipisahkan dengan distilasi vakum pada 1 sampai 5 mmHg. Hasil atas berupa BPA yang akan dicampur dengan pelarut benzena dibawah tekanan dan didinginkan untuk dikristalkan. Kristal murni dipisahkan dengan sentrifuge dan dikeringkan untuk mendapatkan kualitas produk yang tinggi. *Mother liquor* dari sentrifuge dipisahkan menjadi pelarut dan byproduk yang direcycle kembali menuju reaktor.

Berdasarkan *US Patent* No. 4.918.245, reaksi terjadi dengan mencampuran aseton dan fenol dengan perbandingan mol 1:4 s/d 1:12 dan dikontakkan dengan HCl pada reaktor dengan pengadukan. Kondisi operasi pada reaktor yaitu pada suhu 30-85°C pada tekanan 1-2 atm. Proses katalis asam membutuhkan waktu reaksi yang lama untuk memperoleh konversi yang besar yaitu 99% selama 8 jam.

b. Dengan katalis ion-exchange resin

Merupakan proses pembuatan bisfenol-A dengan bahan baku aseton dan fenol menggunakan ion-exchange resin. Katalis yang digunakan yaitu katalis padat *polystyrene-divinylbenzene sulfonated resin* yang derajat keaktifannya lebih ditingkatkan dengan grup *mercapto* (mengandung gugus -SH).

Reaksi yang terjadi :



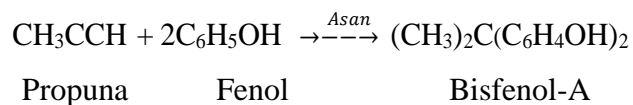
Campuran aseton, fenol, air, dan arus *recycle* BPA dipanaskan dan diumpankan kedalam reaktor. Reaktor beroperasi pada suhu 75°C dengan waktu tinggal 1 jam dengan konversi aseton sebesar 50%. Keluaran reaktor, bersama

dengan fenol dan BPA hasil *recycle* dari sentrifuge selanjutnya dialirkan menuju konsentrator. Konsentrator bekerja pada tekanan 200 mmHg. Hasil atas dari konsentrator diperoleh produk berupa campuran aseton, air dan fenol dengan kadar 18-20 %. Sedangkan hasil bawah, diperoleh campuran fenol dan BPA. Hasil atas kemudian di distilasi bertingkat untuk menghilangkan air dari aseton dan fenol yang kemudian akan dikembalikan kedalam reaktor. Selanjutnya hasil bawah dari konsentrator dialirkan menuju kristaliser yang mana campuran tersebut didinginkan untuk memisahkan antara BPA dan fenol. Setelah itu, campuran tersebut di dipisahkan dengan sentrifuge, membersihkan fenol dan membebaskan fenol dengan cara dilelehkan pada suhu 130°C, lalu di stripping di dalam kolom dengan suhu 200 °C dan tekanan 1 mmHg. Kemurnian bisfenol A yang diperoleh dapat mencapai lebih dari 90%. Fenol hasil pemisahan dari stipper kemudian di *recycle* kedalam sentrifuge dan *mother liquor* dari sentrifuge dialirkan kembali kedalam reaktor. Pembuatan bisfenol-A dengan *ion-exchange* resin ini memiliki kelebihan yaitu tidak menimbulkan korosi dan juga proses pemurniannya lebih mudah (Mc Ketta, 1982).

Proses pembuatan bisfenol-A berdasarkan Z. Prokop (2004), campuran aseton dan fenol dengan perbandingan mol 1:10 ke dalam reaktor *fixed bed* yang berisi katalis. Kondisi operasi pada reaktor yaitu pada suhu 30-85°C pada tekanan 1 atm. Konversi yang diperoleh yaitu sebesar 80%.

2. Proses Propuna

Merupakan proses pembuatan bisfenol-A dengan bahan baku selain aseton, yaitu propuna (methylacetylene). Reaksi yang terjadi yaitu :



Proses pembuatan bisfenol-A menggunakan propuna digunakan secara semikomersial di Rusia, meskipun yield dan kualitas yang diperoleh tidak sebaik dengan bisfenol-A yang dibuat dari aseton, dan bahan bakunya kurang tersedia. Katalis yang sering digunakan yaitu BF_3 , namun dapat juga berupa HF, H_2SO_4 , dan asam lainnya.

(Mc Ketta, 1982)

b. Pemilihan Proses

1. Tinjauan Ekonomi

a. Proses aseton dengan katalis asam

Nilai Potensial Ekonomi (EP) dapat dicari dengan cara :

$$\text{EP} = \text{Harga Produk} - \text{Harga Bahan Baku}$$

$$\text{EP} = \Sigma(\text{BM} \times \text{Harga})_{\text{produk}} - \Sigma(\text{BM} \times \text{Harga})_{\text{reaktan}}$$

Tabel 1.5. Daftar Berat Molekul dan Bahan Proses 1

| Bahan | BM (kg/kmol) | Harga (US\$/kg) |
|------------|--------------|-----------------|
| Aseton | 58,08 | 1,39 |
| Fenol | 94,11 | 1,66 |
| Bisfenol-A | 228,29 | 4,50 |
| Air | 18 | 0 |

$$\text{EP} = ((228,29 \times 4,50) + (18 \times 0)) - ((58,08 \times 1,39) + (94,11 \times 1,66))$$

$$\text{EP} = 790,35 \text{ US$/Kmol}$$

b. Proses aseton dengan katalis ion-exchange resin

$$EP = \text{Harga Produk} - \text{Harga Bahan Baku} - \text{Harga Katalis}$$

$$EP = \Sigma(\text{Harga} \times \text{BM})_{\text{produk}} - \Sigma(\text{Harga} \times \text{BM})_{\text{reaktan}}$$

Tabel 1.6. Daftar Berat Molekul dan Bahan Proses 2

| Bahan | BM (kg/kmol) | Harga (US\$/kg) |
|------------|--------------|-----------------|
| Aseton | 58,08 | 1,39 |
| Fenol | 94,11 | 1,66 |
| Bisfenol-A | 228,29 | 4,50 |
| Air | 18 | 0 |

$$EP = ((228,29 \times 4,50) + (18 \times 0)) - ((58,08 \times 1,39) + (94,11 \times 1,66))$$

$$EP = 790,35 \text{ US\$/Kmol}$$

c. Proses dengan propuna

$$EP = \text{Harga Produk} - \text{Harga Bahan Baku} - \text{Harga Katalis}$$

$$EP = \Sigma(\text{Harga} \times \text{BM})_{\text{produk}} - \Sigma(\text{Harga} \times \text{BM})_{\text{reaktan}}$$

Tabel 1.7. Daftar Berat Molekul dan Bahan Proses 3

| Bahan | BM (kg/kmol) | Harga (US\$/kg) |
|------------|--------------|-----------------|
| Propuna | 40,06 | 3,00 |
| Fenol | 94,11 | 1,66 |
| Bisfenol-A | 228,29 | 4,50 |
| Air | 18 | 0 |

$$EP = ((228,29 \times 4,50) + (18 \times 0)) - ((40,06 \times 3,00) + (94,11 \times 1,66))$$

$$EP = 750,90 \text{ US\$/Kmol}$$

2. Tinjauan Proses

Tabel 1.8. Matriks Pemilihan Proses

| Parameter | Proses 1 | Proses 2 | Proses 3 |
|-----------|-----------------------|------------------------|----------|
| Fase | Cair-Cair-Cair (****) | Cair-Cair-Padat (****) | - |

| | | | |
|-------------------|-------------------|----------------------------|-----------------|
| Suhu Operasi (°C) | 30-85 (****) | 45-85 (****) | - |
| Tekanan | 1 atm (****) | 3 atm (***) | - |
| Waktu reaksi | 8 jam(*) | 1,75 jam (****) | - |
| Konversi | 99% (****) | 80% (***) | - |
| Reaktor | RATB (****) | Fixed Bed (***) | - |
| Katalis | HCl (***) | Ion-Exchanger Resin (****) | HF (**) |
| Harga Katalis | US \$1 /kg (****) | US \$1,5/kg (****) | US \$ 20/kg (*) |

| Parameter | Proses 1 | Proses 2 | Proses 3 |
|-------------------|-----------------------|-----------------------|----------------------|
| Ekonomi Potensial | 790,35 US\$/Kg (****) | 790,35 US\$/Kg (****) | 750,90 US\$/Kg(****) |
| Jumlah | 32 | 33 | 6 |

Keterangan :

**** = sangat baik

*** = baik

** = cukup baik

* = kurang baik

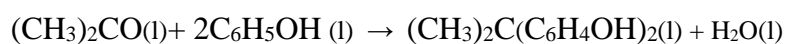
Berdasarkan tabel matriks di atas, dapat disimpulkan bahwa proses 2 memiliki jumlah nilai yang lebih besar daripada dengan proses 2 dann proses 3. Dari segi ekonomi, proses 2 memiliki potensial ekonomi lebih tinggi jika dibandingkan dengan potensial ekonomi proses 1. Walaupun konversi proses 1 lebih besar dibandingkan proses 2, proses 1 memiliki waktu reaksi yang jauh lebih lama dibandingkan proses 2, dan juga proses 1 katalisnya bersifat korosif, sehingga dipilihlah proses 2 yang tidak

bersifat korosif. Oleh karena itu dipilih proses dua karena memiliki jumlah nilai yang paling tinggi.

3. Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (endotermis/eksotermis), reaksi berlangsung secara reversible/irreversible, dan reaksi berlangsung secara spontan/tidak spontan.

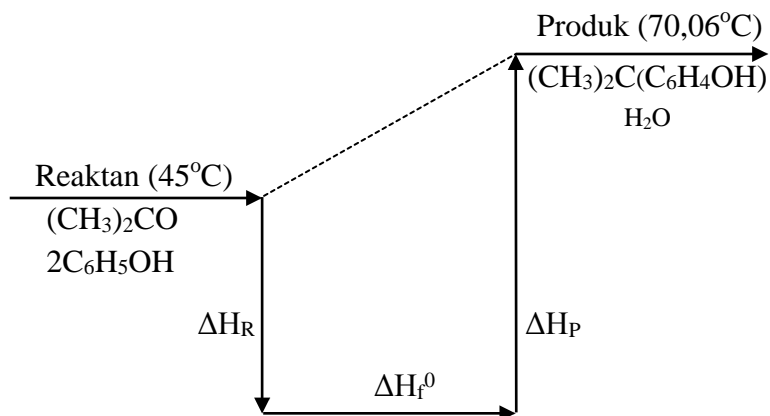
Reaksi pembentukan Bisfenol A sebagai berikut :



Kondisi operasi yaitu pada suhu 45-70,06°C dan tekanan 1 atm

a. Sifat reaksi

Untuk mengetahui sifat reaksi (endotermis/eksotermis) dapat diketahui melalui perhitungan neraca energi.



Tabel 1.9. Data entalpi bahan

| Senyawa | $\Delta H_f^0(298)$ (J/mol) |
|------------|-----------------------------|
| Aseton | -217570 |
| Fenol | -96360 |
| Bisfenol-A | -245600 |
| Air | -241800 |

(Yaws, 1999)

$$\begin{aligned}
 \Delta H_f^0 &= \Delta H_f^0_{\text{produk}} - \Delta H_f^0_{\text{reaktan}} \\
 &= [\Delta H_{\text{BA}}^0 + \Delta H_{\text{Air}}^0] - [\Delta H_{\text{A}}^0 + 2(\Delta H_{\text{F}}^0)] \\
 &= [-245600 - 241800] - (217570 + 2(-96360)) \\
 &= [-245600 - 241800] - (217570 + 2(-96360)) \\
 &= (-487400) - (-410290) \\
 &= -77110 \text{ J/mol}
 \end{aligned}$$

Tabel 1.10. Data *Specific Heat* (Cp)

| Senyawa | A | B | C | D |
|--|----------|--------------------------|--------------------------|-------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 46,878 | 6,2652x10 ⁻¹ | -2,0761x10 ⁻³ | 2,9583x10 ⁻⁶ |
| C ₆ H ₅ OH | 38,622 | 1,0983 | -2,4897x10 ⁻³ | 2,2802x10 ⁻⁶ |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -113,816 | 3,2404 | -5,9001x10 ⁻³ | 4,1160x10 ⁻⁶ |
| H ₂ O | 92,053 | -3,9953x10 ⁻² | -2,1103x10 ⁻⁴ | 5,3469x10 ⁻⁷ |

(Yaws, 1999)

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (J/mol.K)}$$

Mencari $\Delta H_{f_{\text{reaktan}}}$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{f_r} &= \int_{318}^{298} C_p((\text{CH}_3)_2\text{CO}) dT + 2 \int_{318}^{298} C_p(\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}) dT \\
 &= \int_{318}^{298} [(46,878) + (6,2652 \cdot 10^{-1})T + (-2,0761 \cdot 10^{-3})T^2 + (2,9583 \cdot 10^{-6})T^3] dT \\
 &\quad + 2 \int_{318}^{298} [(38,622) + (1,0983)T + (-2,4897 \cdot 10^{-3})T^2 + (2,2802 \cdot 10^{-6})T^3] dT \\
 &= \left[46,878 T + \frac{(6,2652 \cdot 10^{-1})}{2} T^2 + \frac{(-2,0761 \cdot 10^{-3})}{3} T^3 + \frac{2,9583 \cdot 10^{-6}}{4} T^4 \right]_{318}^{298} \\
 &\quad + 2 \left[38,622 T + \frac{1,0983}{2} T^2 + \frac{(-2,4897 \cdot 10^{-3})}{3} T^3 + \frac{(2,2802 \cdot 10^{-6})}{4} T^4 \right]_{318}^{298} \\
 &= \{ [46,878(298 - 318)] + \left[\frac{(6,2652 \cdot 10^{-1})}{2} (298^2 - 318^2) \right] + \left[\frac{(-2,0761 \cdot 10^{-3})}{3} (298^3 - 318^3) \right] + \left[\frac{(2,9583 \cdot 10^{-6})}{4} (298^4 - 318^4) \right] \} \\
 &\quad + 2 \{ [38,622(298 - 318)] +
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& \left[\frac{(1,0983)}{2} (298^2 - 318^2) \right] + \left[\frac{(-2,4897 \cdot 10^{-3})}{3} (298^3 - 318^3) \right] + \\
& \left[\frac{(2,2802 \cdot 10^{-6})}{4} (298^4 - 318^4) T^4 \right] \\
& = (-2587,14) + (-8293,03) \\
& = -10880,17 \text{ J/mol}
\end{aligned}$$

Mencari $\Delta H_{f_{\text{produk}}}$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{f_p} &= \int_{298}^{343,06} C_p((\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2) dT + \int_{298}^{343,06} C_p(\text{H}_2\text{O}) dT \\
&= \int_{298}^{343,06} [(-113,816) + (3,2404)T + (-5,9001 \cdot 10^{-3})T^2 + (4,1160 \cdot 10^{-6})T^3] dT \\
&+ \int_{318}^{298} [(92,053) + (-3,9953 \cdot 10^{-2})T + (-2,1103 \cdot 10^{-4})T^2 + (5,3469 \cdot 10^{-7})T^3] dT \\
&= \left(\begin{array}{l} \\ -113,816 \end{array} \right) T + \left(\frac{3,2404}{2} \right) T^2 + \left(\frac{-5,9001 \cdot 10^{-3}}{3} \right) T^3 + \left(\frac{4,1160 \cdot 10^{-6}}{4} \right) T^4 \Big|_{298}^{343,06} \\
&+ \left[\begin{array}{l} (92,053) \\ -3,9953 \cdot 10^{-2} \\ -2,1103 \cdot 10^{-4} \\ 5,3469 \cdot 10^{-7} \end{array} \right] T + \left(\frac{-3,9953 \cdot 10^{-2}}{2} \right) T^2 + \left(\frac{-2,1103 \cdot 10^{-4}}{3} \right) T^3 + \left(\frac{5,3469 \cdot 10^{-7}}{4} \right) T^4 \Big|_{298}^{343,06} \\
&= \{[-113,816(343,06 - 298)] + \left[\frac{(3,2404)}{2} (343,06^2 - 298^2) \right] + \\
&\quad \left[\frac{(-5,9001 \cdot 10^{-3})}{3} (343,06^3 - 298^3) \right] + \left[\frac{(4,1160 \cdot 10^{-6})}{4} (343,06^4 - 298^4) \right] \} + \\
&\quad \{[92,053(343,06 - 298)] + \left[\frac{(-3,9953 \cdot 10^{-2})}{2} (343,06^2 - 298^2) \right] + \\
&\quad \left[\frac{(-2,1103 \cdot 10^{-4})}{3} (343,06^3 - 298^3) \right] + \left[\frac{(5,3469 \cdot 10^{-7})}{4} (343,06^4 - 298^4) \right] T^4 \} \\
&= 20451,47 + 6779,27 \\
&= 27230,74 \text{ J/mol}
\end{aligned}$$

Sehingga dapat dihitung ΔH_f pada suhu 85°C sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\Delta H_{f_{343,06}} &= \Delta H_{f_r} + \Delta H_f^0 + \Delta H_{f_p} \\ &= (-10880,1724) + (-77110) + 27230,74 \text{ J/mol} \\ &= -60759,43 \text{ J/mol}\end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan di atas, ΔH_r bernilai negatif. Maka dapat disimpulkan bahwa reaksi pembentukan Bisfenol A berjalan eksotermis karena melepas panas.

b. Keberlangsungan reaksi

Nilai konstanta kesetimbangan pada suhu referensi dihitung sebagai berikut :

$$\ln K_T = \frac{-\Delta G^\circ}{R \cdot T}$$

Keterangan :

$-\Delta G^\circ$ = Energi bebas Gibbs [J/mol]

R = Konstanta gas ideal [J/mol]

T = Suhu yang digunakan [K]

Nilai konstanta kesetimbangan pada suhu reaksi dihitung sebagai berikut :

$$\ln \left(\frac{K_{T1}}{K_{T2}} \right) = \frac{-\Delta H^\circ}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

Dengan kondisi operasi pada suhu $45-70,06^\circ\text{C}$ dan tekanan 1 atm.

Tabel 1.11. Data Energi Bebas Gibbs Bahan

| Senyawa | $G_f^{0(298)}$ (J/mol) |
|------------|------------------------|
| Aseton | -153050 |
| Fenol | -32890 |
| Bisfenol A | -9420 |
| Air | -228600 |

(Yaws, 1999)

$$\begin{aligned}
 \Delta G_f^0 &= \Delta G_f^0 \text{ produk} - \Delta G_f^0 \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta G_{f, \text{BA}}^0 + \Delta G_{f, \text{Air}}^0) - (\Delta G_{f, \text{A}}^0 + 2(\Delta G_{f, \text{F}}^0)) \\
 &= (-9420 - 228600) - (-153050 - 2(32890)) \\
 &= (-238020) - (-218830) \\
 &= -19190 \text{ J/mol}
 \end{aligned}$$

Mencari harga K dengan memasukkan rumus :

$$\ln K_T = \frac{-\Delta G^\circ}{R \cdot T}$$

Dengan suhu referensi = 298 K (25°C), maka diperoleh :

$$K_{298} = 2,3111 \times 10^3$$

Mencari harga K_{318}

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{318} d \ln k &= \int_{298}^{318} \frac{\Delta H_f^\circ}{R} \left(\frac{dT}{T^2} \right) \\
 \ln K_{318} - \ln K_{298} &= - \frac{\Delta H_f^\circ}{R} \left(\frac{1}{318} - \frac{1}{298} \right) K \\
 \ln K_{318} - 7,7455 &= - \frac{(-77110) \text{ J/mol}}{8,314 \text{ J/mol.K}} \left(\frac{1}{318} - \frac{1}{298} \right) K
 \end{aligned}$$

$$\ln K_{318} - 7,7455 = -1,9574$$

$$\ln K_{318} = 5,7881$$

$$K_{318} = 326,3765$$

$$\Delta G_{318}^\circ = -R T \ln K_{318}$$

$$\Delta G_{318}^\circ = -(8,314 \text{ J/mol.K})(318 \text{ K})(5,7881)$$

$$\Delta G_{318}^\circ = -15302,75 \text{ J/mol}$$

Mencari harga $K_{343,05}$

$$\int_{298}^{343,06} d \ln k = \int_{298}^{343,06} \frac{\Delta H_f^\circ}{R} \left(\frac{dT}{T^2} \right)$$

$$\ln K_{343,06} - \ln K_{298} = -\frac{\Delta H_f^\circ}{R} \left(\frac{1}{343,06} - \frac{1}{298} \right) K$$

$$\ln K_{343,06} - 7,7455 = -\frac{(-77110) \text{ J/mol}}{8,314 \text{ J/mol.K}} \left(\frac{1}{343,06} - \frac{1}{298} \right) K$$

$$\ln K_{343,06} - 7,7455 = -4,0880$$

$$\ln K_{343,06} = 3,6575$$

$$K_{343,06} = 38,7657$$

$$\Delta G^\circ_{343,06} = -R T \ln K_{343,06}$$

$$\Delta G^\circ_{343,06} = - (8,314 \text{ J/mol.K})(343,06 \text{ K})(3,6575)$$

$$\Delta G^\circ_{343,06} = -10886,34 \text{ J/mol.K}$$

Berdasarkan hasil ΔG° yang dipeoleh, maka dapat dikatakan bahwa reaksi pembentukan Bisfenol A berlangsung secara spontan.

4. Tinjauan Kinetika

Tinjauan kinetika dilakukan untuk mengetahui kecepatan reaksi. Berdasarkan data percobaan oleh Z. Prokop dkk. (2004) untuk pembuatan Bisfenol A dari Aceton dan Fenoldiketahu persamaan kecepatan reaksinya sebagai berikut :

$$r = \frac{k (C_A C_F^2 - C_B C_W)}{K_E} \left(1 + K_A^2 C_A^2 + K_F C_F + K_W C_W \right)^4$$

Keterangan :

$$k = 24600 \exp\left(\frac{20500}{8,314 T}\right) \quad \left[\frac{(\text{dm}^3)^3}{\text{mol} \cdot \text{Kg.h.}} \right]$$

$$\frac{1}{K_E} = 4,3 \times 10^{-15} \exp\left(\frac{9000}{8,314 T}\right) \quad \left[\frac{\text{mol}}{\text{dm}^3} \right]$$

$$K_A = 0,479 \quad \left[\frac{\text{dm}^3}{\text{mol}} \right]$$

$$K_P = 0,110 \quad \left[\frac{\text{dm}^3}{\text{mol}} \right]$$

$$K_W = 0,00214 \exp \left(\frac{21200}{8,314 T} \right) \quad \left[\frac{\text{dm}^3}{\text{mol}} \right]$$

Dimana :

r : kecepatan laju reaksi

k : konstanta kecepatan laju reaksi

K_E : konstanta kesetimbangan reaksi

K_A : konstanta kesetimbangan adsorpsi Aseton

K_F : konstanta kesetimbangan adsorpsi Fenol

K_W : konstanta kesetimbangan adsorpsi Air

C_A : konsentrasi Aseton (mol/dm^3)

C_F : konsentrasi Fenol (mol/dm^3)

C_B : konsentrasi Bisfenol (mol/dm^3)

C_W : konsentrasi Air (mol/dm^3)

(Z. Prokop,2004)

5. Pemilihan Reaktor

Proses pembuatan bisfenol-A dilakukan dengan menggunakan bahan aseton dalam fasa cair dan fenol dalam fasa cair menggunakan katalis *polystyeren-divinil benzene sulfonated resin* yang berfasa padat. Reaksi berlangsung dengan kondisi operasi $T = 45-70,06^{\circ}\text{C}$ dan $P = 1 \text{ atm}$. Oleh karena itu, untuk mereaksikan bahan baku tersebut diperlukan *Reaktor Fixed Bed Single Bed Catalytic Reactor*. Reaksi ini berjalan secara adiabatik non isothermal.

BAB II

PROSES PRODUKSI

2.1. Spesifikasi Bahan Baku, Bahan Pembantu, dan Produk

1. Bahan baku

a. Aseton

| | |
|--|--|
| Rumus molekul | : $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ |
| Berat molekul | : 58,08 g/gmol |
| Fasa dan kenampakan | : cair tak berwarna |
| Bau | : lembut |
| Titik didih, 1 atm | : 56°C |
| Titik leleh, 1 atm | : -95°C |
| Titik nyala | : -20°C |
| Densitas, | : 0,793 g/ml (20°C) |
| Densitas uap | : 2 (udara=1) |
| Spesifik gravity | : 0,790 – 0,793 (20°C) |
| Cp | : 127,53 J/mol.K(25°C) |
| Viskositas | : 0.303 (25°C ,cP) |
| Kemurnian | : 99,7 % |
| Impurities | : 0,3 % H_2O |
| Suhu terbakar | : 465°C |
| Harga | : Rp. 22.845,26/kg |
| Kelarutan | : larut sempurna dalam air(25°C) |
| Batas atas/bawah terbakar atau meledak | : 13.0%/2.2% Vol |

(Kirk Othmer, 1978; MSDS)

b. Fenol

| | |
|---------------------|------------------------------------|
| Rumus molekul | : C ₆ H ₅ OH |
| Berat molekul | : 94,11 g/gmol |
| Fasa dan kenampakan | : kristal putih |
| Titik didih, 1 atm | : 182 °C |
| Titik leleh, 1 atm | : 41 °C |
| Titik nyala | : 79 °C |
| Suhu Terbakar | : 715 °C |
| Densitas | : 0.794 g/cm ³ (25°C) |
| Densitas uap | : 3,2 (udara =1) |
| Tekanan Uap | : 0,35 mmHg (20°C) |
| Spesifik Gravity | : 1,0576 (H ₂ O=1) |
| C _p | : 127,4 J/mol.K (25°C) |
| Kemurnian | : 99,9 % |
| Impurities | : 0,04 % H ₂ O |
| Harga | : Rp. 23.554,74/kg |
| Kelarutan | : 8,3% g/100 mL air (20°C) |

(Kirk Othmer, 1978; MSDS)

2. Bahan pembantu

Ion Exchange polystyrene-divynilbenzene sulfonated resin

| | |
|--------------------------------|--|
| Rumus molekul | : (C ₈ H ₇ SO ₃ ⁻) _n |
| Densitas | : 1,25-1,30 g/ml |
| <i>Bulk Density</i> | : 0,75-0,85 g/ml |
| <i>Total exchange capacity</i> | : ≥ 1,90 mmol/ml |
| <i>Particel size</i> | : 0,315-1,25 mm |
| Waktu regenerasi | : ≥ 500 jam |
| <i>Applicable pH</i> | : 1-14 |

| | |
|-------------------------------|----------------------|
| <i>Quality total exchange</i> | : $\geq 4,5$ mmol/gr |
| Harga | : Rp. 21.284,40/kg |

www.Alibaba.com

3. Produk

a. Bisfenol A

| | |
|---------------------|--|
| Rumus molekul | : $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ |
| Berat molekul | : 228,29 g/gmol |
| Fasa dan kenampakan | : Padatan berwarna putih |
| Titik didih, 1 atm | : 360°C |
| Titik leleh, 1 atm | : 157°C |
| Titik nyala | : 207°C |
| Titik beku | : 156.6°C |
| Suhu terbakar | : 600°C |
| Densitas | : 1,2 g/ml (20°C) |
| Tekanan Uap | : 0,2 mmHg $^\circ\text{F}$ |
| Viskositas | : 1,784 mPa s @ 75°C |
| Cp | : 287,72 J/mol.K (25°C) |
| Kemurnian | : 99,8 % |
| Impurities | : 0,1% air |
| Harga | : Rp. 63.853,20/kg |
| Kelarutan | : 0,344% (H_2O , 83°C) |

(Kosaka, Y. & Sinclai, K. B., 1982; MSDS)

b. Air

| | |
|---------------------|------------------------|
| Rumus molekul | : H_2O |
| Berat molekul | : 18,015 g/gmol |
| Fasa dan kenampakan | : cair tak berwarna |
| Titik didih, 1 atm | : 100°C |

| | |
|-------------------------|-----------------------------------|
| Titik beku, 1 atm | : 0 ⁰ C |
| Densitas, | : 0,998 g/cm ³ (25 °C) |
| Cp | : 75,55(25 °C) |
| Densitas uap (teoritis) | : 0,62 |
| Tekanan kritis | : 281,4 atm |
| Temperatur Kritis | : 374,15 °C |

(MSDS)

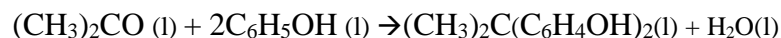
2.2. Proses Pembuatan Produk

1. Persiapan Bahan Baku

Aseton dengan konsentrasi sebesar 99,7% dari tangki penyimpanan (T-01) pada suhu 30°C dengan tekanan 1 atm dialirkan menuju *mixing point* 3 untuk dicampur dengan *recycle* hasil atas Menara Distilasi II (MD-02). Sedangkan padatan fenol 99,9% yang disimpan pada silo (SL-01) diangkut menggunakan *screw conveyor* (SC-01) menuju Mixer (M-01) untuk dicampur dengan *recycle* hasil bawah Menara Distilasi 1 (MD-01), hasil fase cair *Centrifuge* (CF-01), dan hasil atas *Stripper* (3T-01). Hasil keluaran M-01 kemudian dicampur dengan keluaran *mixing point* 2 pada *mixing point* 4 sehingga diperoleh rasio aseton:fenol (1:10). Kemudian hasil campuran dari *mixing point* 4 dialirkan menuju Reaktor (R-01).

2. Proses Pembuatan

Campuran aseton dan fenol diumpankan ke dalam Reaktor (R-01) *Fixed Bed* yang berisi katalis padat. Di dalam reaktor terjadi reaksi antara aseton dan fenol dengan bantuan katalis *polystyrene-divinylbenzene sulfonated resin*. Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :



Reaksi yang berlangsung pada fase cair-cair dengan bantuan katalis padat dengan tekanan 1 atm dan suhu 45-70,06°C, serta bersifat eksotermis.

Konversi yang dapat dicapai yaitu 80%. Produk yang keluar dari reaktor (R-01) berupa campuran aseton, fenol, bisfenol-A, dan air. Dalam reaktor terjadi kenaikan temperatur (non isothermal) akibat reaksi yang bersifat eksotermis, namun karena panas yang dihasilkan kecil sehingga tidak membutuhkan alat penukar panas.

3. Proses Pemisahan dan Pemurnian produk

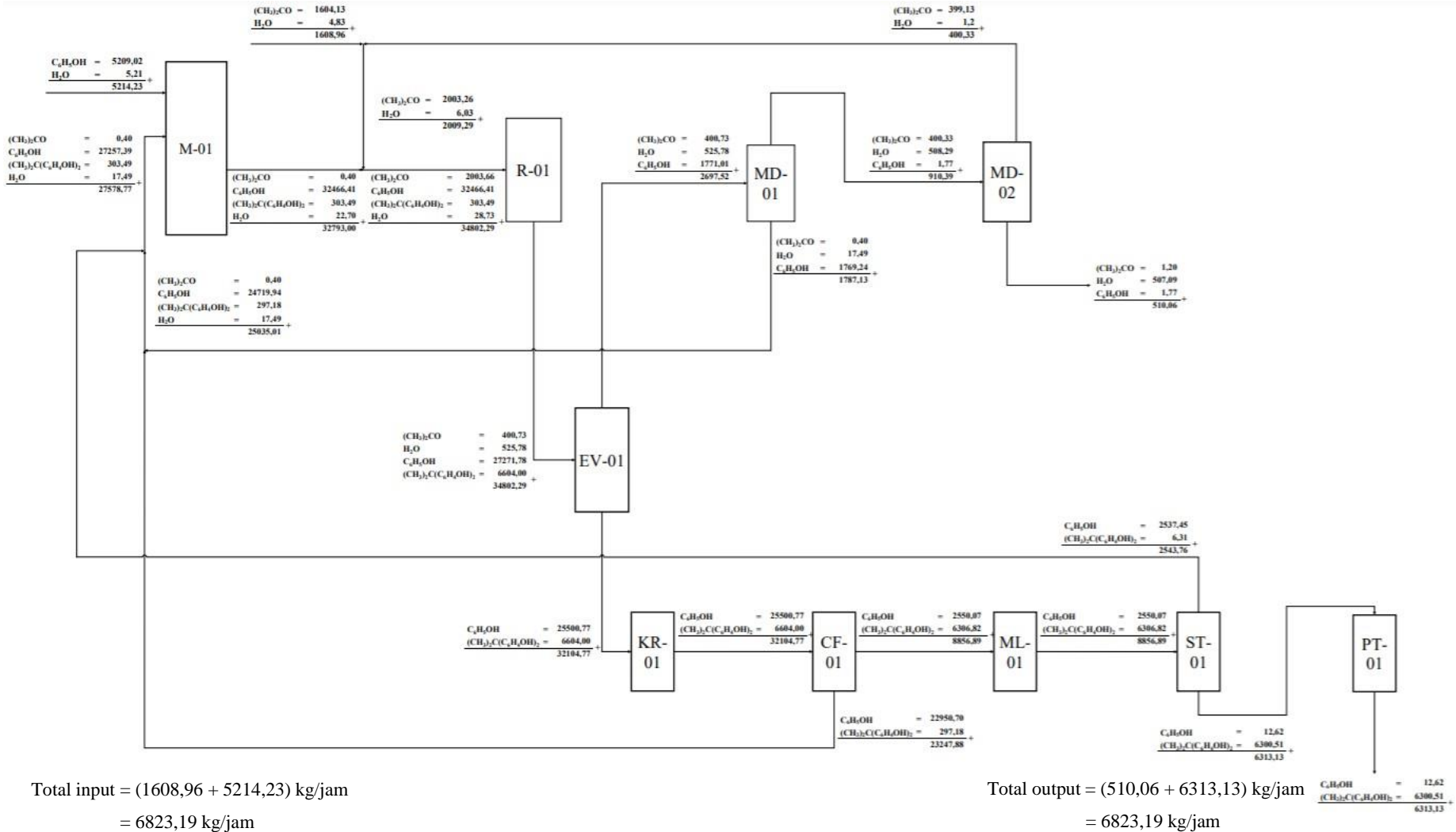
Produk keluar Reaktor (R-01) berupa campuran aseton, fenol, bisfenol-A, dan air pada kondisi suhu $70,06^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 2,72 atm dialirkan menuju Evaporator (EV-01) yang melalui *expansion valve* (E-01) untuk menurunkan tekanan hingga 1,15 atm. Hasil atas evaporator (EV-01) berupa aseton, air, dan fenol dialirkan menuju menara distilasi 1 (MD-01) untuk dipisahkan. Hasil bawah menara distilasi 1 (MD-01) berupa campuran aseton, air, dan fenol di-*recycle* dan digabungkan dengan aliran *recycle* dari Centrifuge (CF-01) pada *mixing point* 4. Hasil atas menara distilasi 1 (MD-01) yaitu berupa campuran aseton dan air diumpankan menuju Menara Distilasi 2 (MD-02). Hasil atas menara distilasi 2 (MD-02) yaitu berupa campuran aseton dan sedikit air kemudian di-*recycle* dan digabungkan dengan aliran umpan segar aseton pada *mixing point* 1. Sedangkan hasil bawah Menara Distilasi 2 (MD-02) berupa campuran air dan sedikit aseton dialirkan menuju unit pengolahan limbah (UPL).

Hasil bawah Evaporator (EV-01) yaitu berupa campuran bisfenol A dan fenol kemudian dikristalkan menggunakan kristalizer (KR-01). Kristal bisfenol-A dipisahkan dari larutan mother liquor pada *Centrifuge* (CF-01). Hasil fase cair CF-01 berupa fenol dan bisfenol-A di-*recycle* dan digabungkan dengan aliran *recycle* hasil bawah Menara Distilasi 1 (MD-01) pada *mixing point* 4. Sedangkan hasil fase padat *Centrifuge* CF-01 berupa bisfenol-A diumpankan menuju *melter* (ME-01) untuk dilelehkan. Kemudian campuran bisfenol-A dan fenol tersebut dialirkan menuju *cooler* (CL-01)

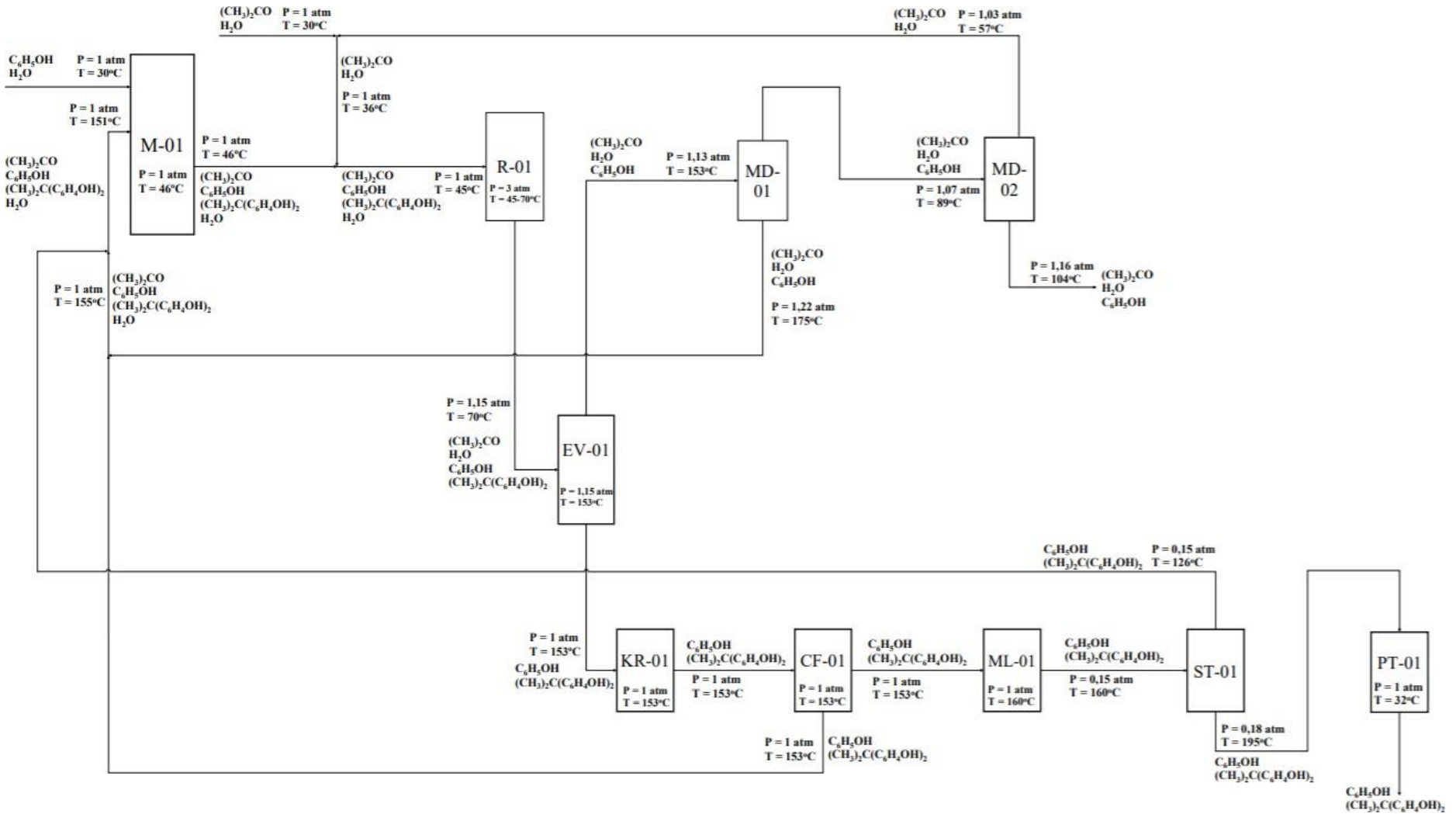
untuk didinginkan dari suhu 160°C menjadi 126,42°C yang menjadi umpan *Stripper* (ST-01). Hasil atas *Stripper* (ST-01) Fenol kemudian di-*recycle* dan digabungkan dengan hasil campuran *mixing point* 4 pada *mixing point* 2 yang hasil campurannya kemudian dialirkan menuju Mixer (M-01) untuk dicampur dengan umpan segar fenol. Sedangkan hasil bawah *Stripper* yaitu produk bisfenol-A dengan kemurnian 99,8%. Bisfenol-A hasil bawah *stripper* tersebut dipompakan menuju puncak *prilling tower* (PT-01) untuk dibentuk menjadi *prill* dengan media berupa udara kering.

2.3. Diagram Alir

Diagram alir kuantitatif dan kualitatif proses produksi Bisfenol-A terdapat pada gambar 2.1 dan gambar 2.2.



Gambar 2.1. Diagram alir kuantitatif



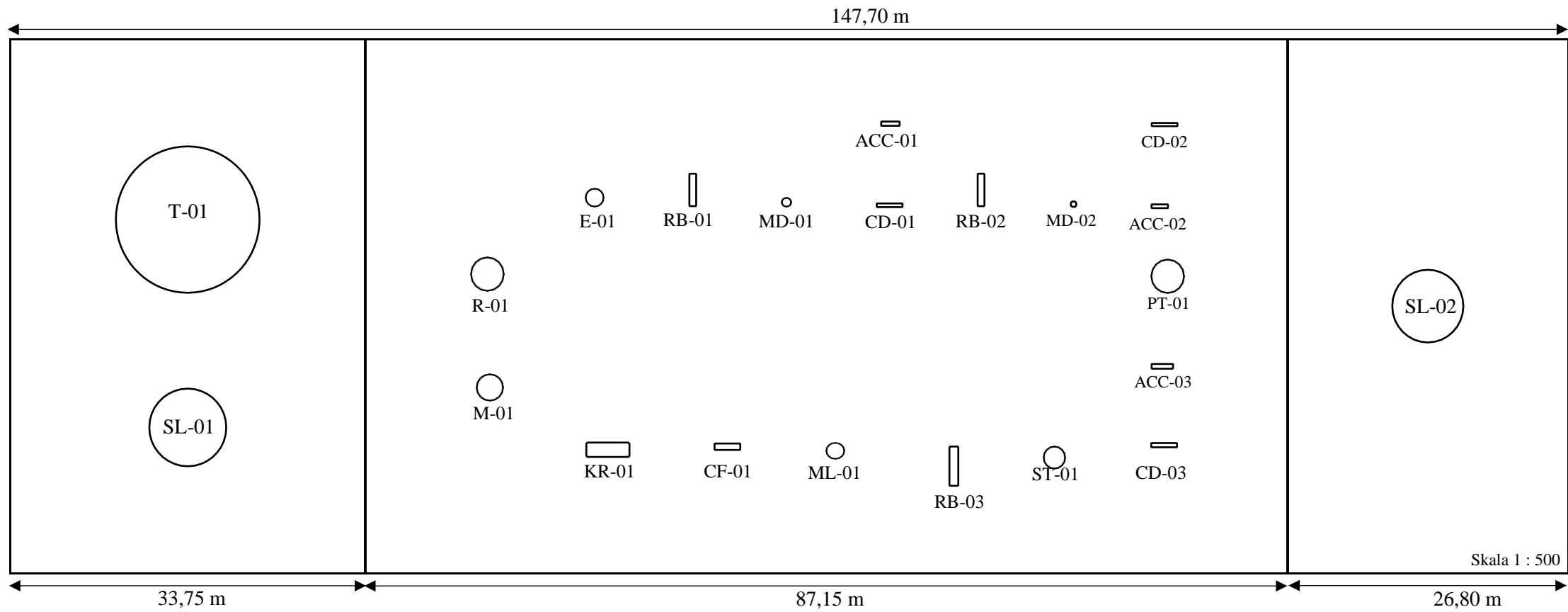
Gambar 2.2. Diagram alir kualitatif

2.4. Tata Letak

1. Tata letak alat

Penyusunan alat proses harus saling berurutan berdasarkan urutan kerja dan fungsinya. Setiap alat harus ditempatkan di tempat yang cukup baik sehingga mudah untuk pemeriksaan, perbaikan, dan pemindahan alat guna menjamin keselamatan kerja. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan alat :

- a. Letak peralatan berada dalam lokasi yang memadai sehingga memberikan ruang gerak yang cukup dalam pemasangan perawatan ataupun perbaikan alat-alat proses.
- b. Tata letak peralatan dilakukan berdasarkan urutan prosesnya, sehingga diperoleh efisiensi secara teknis dan ekonomis serta memudahkan dalam kontrol, pengawasan, dan keleluasaan gerak operator.
- c. Peralatan pabrik disusun sedemikian rupa, terutama untuk alat alat yang beresiko tinggi diberi jarak yang cukup, sehingga memudahkan dalam penanggulangan bahaya baik berupa kecelakaan kerja maupun kebakaran.
- d. Unit utilitas dan sumber tenaga ditempatkan terpisah dari area proses sehingga dapat menjamin operasi berjalan dengan lancar dan aman.
- e. Penempatan peralatan pabrik harus mempertimbangkan adanya penambahan unit batu dimasa yang akan datang jika dilakukan perluasan.
- f. Jalan-jalan yang berada dalam pabrik harus besar atau cukup lebar memperhatikan faktor keselamatan manusia sehingga lalu lintas dalam pabrik dapat berjalan dengan baik. Perlu dipertimbangkan juga adanya jalan pintas jika terjadi keadaan darurat.



Gambar 2.3. Tata letak alat

2. Tata letak pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat atau kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang menjadi tempat karyawan bekerja, tempat peralatan dan penyimpanan bahan baku serta produk. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik :

1. Perluasan pabrik

Perluasan pabrik harus diperhitungkan sebelum masalah kebutuhan tempat menjadi masalah besar dimasa yang akan datang. Sejumlah area khusus harus dipersiapkan untuk perluasan pabrik jika dimungkinkan pabrik menambah kapasitas produksi atau ingin mengolah bahan baku sendiri.

2. Harga tanah

Harga tanah merupakan faktor yang membatasi kemampuan penyediaan awal, Jika harga tanah tinggi, maka diperlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemanfaatan tanah. Pemakaian tempat harus disesuaikan terhadap area yang tersedia.

3. Kualitas, kuantitas, dan letak bangunan

Kualitas, kuantitas, dan letak bangunan harus memenuhi standar bangunan pabrik meliputi kekuatan fisik maupun kelengkapannya, misalnya ventilasi, insulasi, dan instalasi. Keteraturan dalam penempatan bangunan akan membantu kemudahan kerja dan perawatan, Letak kantor dan tangga produk, bahan baku, dan bahan penunjang harus mudah dijangkai dari jalan utama.

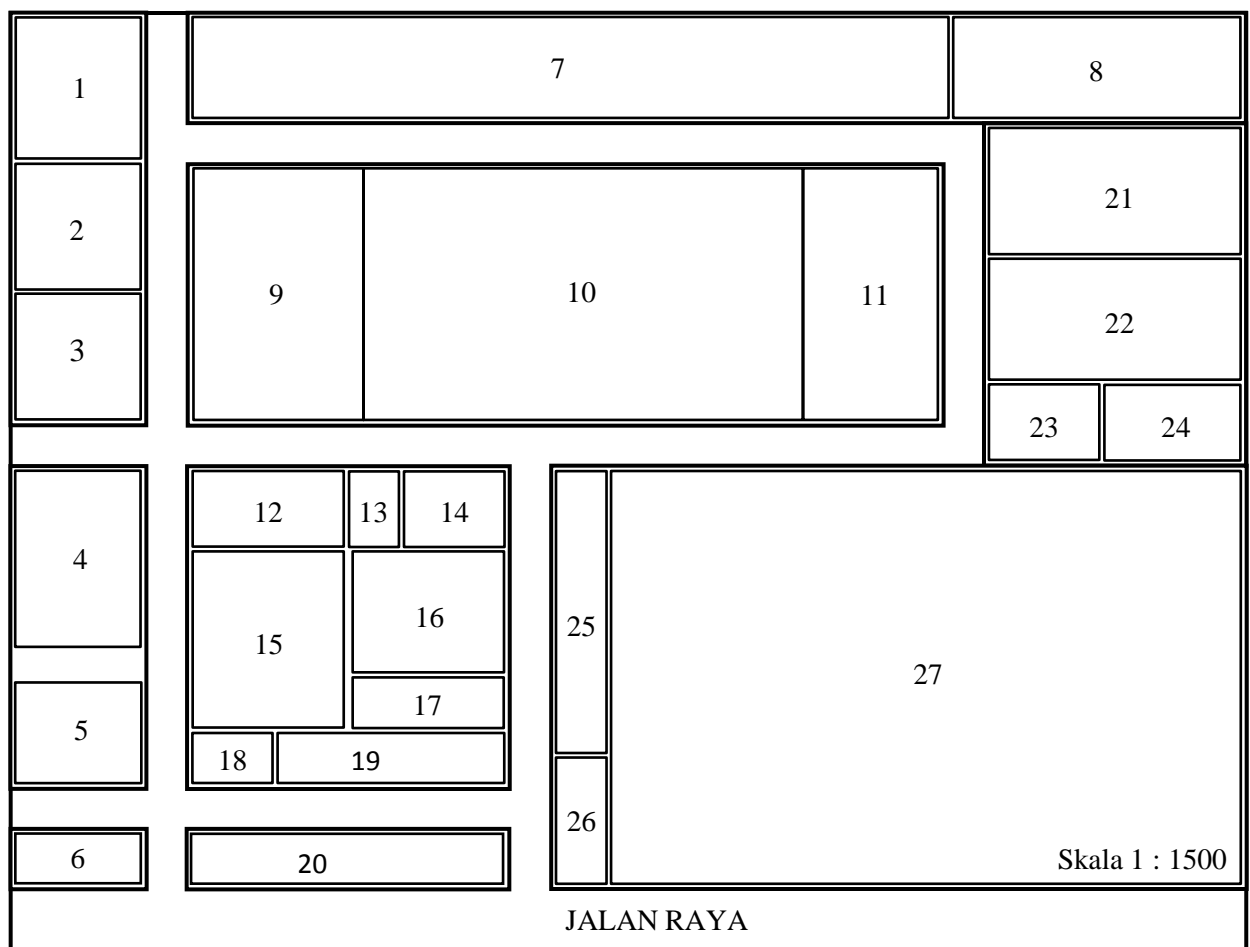
4. Faktor keamanan

Faktor yang paling penting adalah keamanan, walaupun telah dilengkapi dengan peralatan keamanan seperti hidran, penahan ledakan, dan asuransi pabrik, Langkah pencegahan harus tetap dilakukan, misalnya tangki bahan baku, produk, dan bahan bakar harus ditempatkan di area

khusus dengan jarak antara ruang cukup sehingga dapat meminimalkan potensi terjadinya ledakan dan kebakaran.

5. Fasilitas jalan

Jalan raya yang berfungsi sebagai jalur pengangkutan bahan baku, produk, dan bahan-bahan lainnya sangat diperlukan. Penempatan jalan tidak boleh mengganggu proses dan kelancaran distribusi.



Gambar 2.4. Tata letak pabrik

Keterangan :

- | | |
|---------------------|----------------------|
| 1. Gudang | 15. Kantor Pusat |
| 2. Damkar | 16. Gedung Serbaguna |
| 3. Bengkel | 17. Perpustakaan |
| 4. Parkir Karyawan | 18. Parkir Manajer |
| 5. Parkir Tamu | 19. Pusdiklat |
| 6. Pos Jaga 1 | 20. Taman A |
| 7. Area Loading | 21. Area Utilitas |
| 8. Area Perluasan 1 | 22. Area UPL |
| 9. Area Tangki 1 | 23. Ruang Kontrol |
| 10. Area Proses | 24. Laboratorium |
| 11. Area Tangki 2 | 25. Taman B |
| 12. Masjid | 26. Pos Satpam 2 |
| 13. Kantin | 27. Area Perluasan 2 |
| 14. Poliklinik | |

2.5. Spesifikasi Alat

1. Spesifikasi dan harga alat proses

Tabel 2.1. Spesifikasi alat proses

| Kode | Nama Alat | Fungsi | Jenis | P (atm) | T (°C) | Ukuran (m) | Bahan | Harga (US\$) | Jml |
|-------|------------|---|--|----------------------------------|------------------------------------|----------------------|--------------|--------------|-----|
| M-01 | Mixer | Mencampurkan <i>fresh feed</i> fenol dengan arus hasil campuran <i>tee 2</i> | Tangki silinder vertikal | 1 | 45,59 | D = 2,44 H = 5,82 | Carbon Steel | 21.413,42 | 1 |
| R-01 | Reaktor | Mereaksikan aseton dengan fenol mejadi bisfenol-A dan air dengan bantuan katalis <i>polystyrene-divynilbenzene sulfonated resin</i> . | <i>Fixed Bed Single Bed Catalytic Reactor</i> | $P_{in} = 3$ $P_{out} = 2,72$ | $T_{in} = 45$ $T_{out} = 70,06$ | D = 3,05 H = 8,5 | Carbon Steel | 2.237,22 | 1 |
| EV-01 | Evaporator | Memekatkan hasil keluaran reaktor dengan cara menguapkan aseton dan air | <i>Long tube vertical-natural circulation evaporator</i> | 1,15 | 153,48 | D = 1,68 H = 4,00 | Carbon Steel | 57.528,58 | 1 |

| | | | | | | | | | |
|-------|--------------------|---|--------------------------------------|----------------------------------|---------------------------------------|-----------------------|---------------------|----------|---|
| MD-01 | Menara Distilasi 1 | Memisahkan aseton, air, dan fenol sebagai <i>recycle</i> | <i>Sieve Tray Distillation Tower</i> | D = 1,07 F = 1,12 B = 1,22 | D = 89,17 F = 153,48 B = 175,22 | D = 0,85 H = 9,82 | <i>Carbon Steel</i> | 1.118,61 | 1 |
| MD-02 | Menara Distilasi 2 | Memisahkan aseton dan air sebagai <i>recycle</i> | <i>Sieve Tray Distillation Tower</i> | D = 1,03 F = 1,07 B = 1,22 | D = 57,28 F = 89,17 B = 104,43 | D = 0,51 H = 11,05 | <i>Carbon Steel</i> | 639,21 | 1 |
| KR-01 | Kristalizer | Megkristalkan bisfenol-A menjadi padatan kristal | <i>Swenson Walker</i> | 1 | 153,55 | D = 1,36 L = 4,08 | <i>Carbon Steel</i> | 5.113,65 | 1 |
| CF-01 | <i>Centrifuge</i> | Memisahkan kristal bisfenol-A dari <i>mother liquor</i> | <i>Continues Decanter Centrifuge</i> | 1 | 153,55 | D = 0,61 L = 2,44 | <i>Carbon Steel</i> | 9.588,10 | 1 |
| ML-01 | <i>Melter Tank</i> | Melelehkan kristal bisfenol-A menggunakan media pemanas <i>dowtherm</i> | Tangki silinder vertikal | 1 | 160 | D = 1,65 H = 2,37 | <i>Carbon Steel</i> | 9156,63 | 1 |
| ST-01 | <i>Stripper</i> | Memisahkan bisfenol-A dengan fenol sehingga diperoleh produk bisfenol-A 99,9% | <i>Sieve Tray Stripper Tower</i> | D = 0,15 F = 0,15 B = 1,18 | D = 124,97 F = 160 B = 194,86 | D = 1,97 H = 8,20 | <i>Carbon Steel</i> | 3004,27 | 1 |

| | | | | | | | | | |
|-------|-----------------------|-----------------------------------|---|---|----------------------------------|-----------------------|---------------------|-----------|---|
| PT-01 | <i>Prilling Tower</i> | Membentuk <i>prill</i> bisfenol-A | Tangki silinder vertikal dengan <i>prill device</i> | 1 | $T_{in}=194,86$ $T_{out}= 60$ | D = 2,88 H = 14,31 | <i>Carbon Steel</i> | 47.518,86 | 1 |
|-------|-----------------------|-----------------------------------|---|---|----------------------------------|-----------------------|---------------------|-----------|---|

2. Spesifikasi dan harga tangki penyimpan

Tabel 2.2. Spesifikasi tangki penyimpan

| Kode | Nama Alat | Fungsi | Jenis | P (atm) | T (°C) | Ukuran (m) | Bahan | Harga (US\$) | Jml |
|-------|-------------------------|--|--|---------|--------|------------------------|---------------------|--------------|-----|
| T-01 | Tangki penyimpan aseton | Menyimpan bahan baku aseton pada tekanan dan suhu lingkungan | Tangki silinder vertikal dengan tutup elipsoidal | 1 | 30 | D = 13,72 H = 14,77 | <i>Carbon Steel</i> | 107.067,09 | 1 |
| SL-01 | Silo fenol | Menyimpan bahan baku fenol pada tekanan dan suhu lingkungan | Tangki silinder vertikal dengan bagian bawah konis dan atas tertutup | 1 | 30 | D = 7,29 H = 32,81 | <i>Carbon Steel</i> | 89.488,91 | 1 |
| SL-02 | Silo produk bisfenol-A | Menyimpan produk bisfenol-A pada tekanan dan suhu lingkungan | Tangki silinder vertikal dengan bagian bawah konis dan atas tertutup | 1 | 30 | D = 6,80 H = 30,58 | <i>Carbon Steel</i> | 87.890,89 | 1 |

| | | | | | | | | | |
|-------|---------------|---|---|---|----|----------------------|--------------|-----------|---|
| TL-01 | Tangki Limbah | Menyimpan limbah hasil bawah menara distilasi 1 (MD-01) | Tangki silinder vertikal dengan tutup konis | 1 | 30 | D = 4,57 H = 9,14 | Carbon Steel | 27.567,36 | 1 |
|-------|---------------|---|---|---|----|----------------------|--------------|-----------|---|

3. Spesifikasi dan harga tangki penyimpan sementara

Tabel 2.3. Spesifikasi tangki penyimpan sementara

| Kode | Nama Alat | Fungsi | Jenis | P (atm) | T (°C) | Ukuran (m) | Bahan | Harga (US\$) | Jml |
|--------|----------------------|---|----------------------------|---------|--------|----------------------|--------------|--------------|-----|
| ACC-01 | <i>Accumulator 1</i> | Menampung embunan yang berasal dari kondensor 1 (CD-02) | Tangki silinder horizontal | 1 | 30 | D = 0,41 L = 1,76 | Carbon Steel | 495,39 | 1 |
| ACC-02 | <i>Accumulator 2</i> | Menampung embunan yang berasal dari kondensor 3 (CD-02) | Tangki silinder horizontal | 1 | 30 | D = 0,36 H = 1,55 | Carbon Steel | 399,50 | 1 |
| ACC-03 | <i>Accumulator 3</i> | Menampung embunan yang berasal dari kondensor 3 (CD-03) | Tangki silinder horizontal | 1 | 30 | D = 0,46 H = 2,07 | Carbon Steel | 431,46 | 1 |

| | | | | | | | | | |
|-------|-----------------|--|--|---|----|----------------------|---------------------|----------|---|
| FE-01 | <i>Feeder 1</i> | Menampung bahan baku padatan fenol dari <i>bucket elevator 2</i> (BE-02) | Tangki silinder vertikal dengan tutup bawah konis dan tutup atas <i>flat</i> | 1 | 30 | D = 0,78 H = 1,96 | <i>Carbon Steel</i> | 1.661,94 | 1 |
| FE-02 | <i>Feeder 2</i> | Menampung hasil fase padat <i>centrifuge</i> (CF-01) dari <i>bucket elevator 2</i> (BE-02) | Tangki silinder vertikal dengan tutup bawah konis dan tutup atas <i>flat</i> | 1 | 30 | D = 0,97 H = 2,42 | <i>Carbon Steel</i> | 2,684,67 | 1 |

4. Spesifikasi dan harga alat penukar panas

Tabel 2.4. Spesifikasi alat penukar panas

| Kode | Nama Alat | Fungsi | Jenis | A (ft ²) | Ukuran (m) | | Bahan | Harga (US\$) | Jml |
|-------|--------------------|--|-----------------------|----------------------|---------------------|---|---------------------|--------------|-----|
| | | | | | Shell (Annulus) | Tube (Inner Pipe) | | | |
| CD-01 | <i>Condenser 1</i> | Mengembunkan hasil atas menara distilasi 1 (MD-01) dari suhu 98,14°C sampai 89,17°C dengan media pendingin air | <i>Shell and Tube</i> | 171,17 | ID = 0,34 Np = 1 | OD = 0,019 ID = 0,016 Nt = 109 Np = 1 Pitch = 1 L = 2,44 | <i>Carbon Steel</i> | 9.987,60 | 1 |

| | | | | | | | | | |
|-------|--------------------|--|-----------------------|--------|---------------------|--|---------------------|-----------|---|
| CD-02 | <i>Condenser 2</i> | Mengembunkan hasil atas menara distilasi 2 (MD-02) dari suhu 58,40°C sampai 57,28°C dengan media pendingin air | <i>Shell and Tube</i> | 144,45 | ID = 0,30 Np = 1 | OD = 0,019 ID = 0,016 Nt = 92 Np = 1 in Pitch = 1 L = 2,44 | <i>Carbon Steel</i> | 8.948,89 | 1 |
| CD-03 | <i>Condenser 3</i> | Mengembunkan hasil atas stripper (ST-01) dari suhu 110,75°C sampai 110,04°C dengan media pendingin air | <i>Shell and Tube</i> | 237,13 | ID = 0,39 Np = 1 | OD = 0,019 ID = 0,016 Nt = 151 Np = 1 in Pitch = 1 L = 2,44 | <i>Carbon Steel</i> | 11.825,32 | 1 |
| RB-01 | <i>Reboiler 1</i> | Menguapkan sebagian cairan dari dasar menara distilasi 1 (MD-01) dari suhu 141,06°C sampai 175,22°C dengan media pemanas <i>dowtherm</i> | <i>Shell and Tube</i> | 887,28 | ID = 0,64 Np = 1 | OD = 0,019 ID = 0,016 Nt = 452 Np = 2 in Pitch = 1 L = 3,05 | <i>Carbon Steel</i> | 16.459,57 | 1 |

| | | | | | | | | | |
|-------|-------------------|---|-----------------------|--------|---------------------|--|---------------------|-----------|---|
| RB-02 | <i>Reboiler 2</i> | Menguapkan sebagian cairan dari dasar menara distilasi 2 (MD-02) dari suhu 104,38°C sampai 104,43°C dengan media pemanas dowtherm | <i>Shell and Tube</i> | 135,05 | ID = 0,34 Np = 1 | OD = 0,019 ID = 0,016 Nt = 86 Np = 4 in Pitch = 1 L = 2,44 | <i>Carbon Steel</i> | 5.433,26 | 1 |
| RB-03 | <i>Reboiler 3</i> | Menguapkan sebagian cairan dari dasar menara <i>stripper</i> (ST-01) dari suhu 189,30°C sampai 191,47°C dengan media pemanas dowtherm | <i>Shell and Tube</i> | 166,32 | ID = 0,84 Np = 1 | OD = 0,019 ID = 0,016 Nt = 760 Np = 1 in Pitch = 6 L = 3,66 | <i>Carbon Steel</i> | 23.331,04 | 1 |

5. Spesifikasi dan harga alat pengangkut padat

Tabel 2.5. Spesifikasi alat pengangkut padat

| Kode | Nama Alat | Fungsi | Jenis | P (atm) | T (°C) | Panjang (m) | Bahan | Harga (US\$) | Jml |
|-------|-------------------------|---|----------------------------------|---------|--------|-------------|---------------------|--------------|-----|
| SC-01 | <i>Screw conveyor 1</i> | Memindahkan bahan baku fenol dari gudang menuju <i>bucket elevator 1</i> (BE-01) | <i>Horizontal Screw Conveyor</i> | 1 | 30 | 3,62 | <i>Carbon Steel</i> | 1.022,73 | 1 |
| SC-02 | <i>Screw conveyor 2</i> | Memindahkan bahan baku fenol dari silo 1 (SL-01) menuju <i>bucket elevator 2</i> (BE-02) | <i>Horizontal Screw Conveyor</i> | 1 | 30 | 3,62 | <i>Carbon Steel</i> | 1.022,73 | 1 |
| SC-03 | <i>Screw conveyor 3</i> | Memindahkan denol dan bisfenol-A dari <i>centrifuge</i> (CF-01) menuju <i>bucket elevator 3</i> (BE-03) | <i>Horizontal Screw Conveyor</i> | 1 | 30 | 3,62 | <i>Carbon Steel</i> | 1.022,73 | 1 |

| | | | | | | | | | |
|-------|--------------------------|--|--|---|----|-------|---------------------|----------|---|
| SC-04 | <i>Screw conveyor 4</i> | Memindahkan produk bisfenol-A dari prilling tower (PT-01) menuju <i>bucket elevator 4</i> (BE-03) | <i>Horizontal Screw Conveyor</i> | 1 | 30 | 3,62 | <i>Carbon Steel</i> | 1.022,73 | 1 |
| BE-01 | <i>Bucket elevator 1</i> | Menaikkan bahan baku fenol dari <i>screw conveyor 1</i> (SC-01) menuju silo 1 (SL-01) | <i>Centrifugal discharge spaced bucket</i> | 1 | 30 | 45,72 | <i>Carbon Steel</i> | 8.757,63 | 1 |
| BE-02 | <i>Bucket elevator 2</i> | Menaikkan bahan baku fenol dari <i>screw conveyor 2</i> (SC-01) menuju <i>feeder 1</i> (FE-01) | <i>Centrifugal discharge spaced bucket</i> | 1 | 30 | 15,24 | <i>Carbon Steel</i> | 3.675,44 | 1 |
| BE-03 | <i>Bucket elevator 3</i> | Menaikkan hasil keluaran <i>centrifuge</i> (CF-01) dari <i>screw conveyor 3</i> (SC-04) menuju <i>feeder 2</i> (FE-02) | <i>Centrifugal discharge spaced bucket</i> | 1 | 30 | 7,62 | <i>Carbon Steel</i> | 2.556,83 | 1 |

| | | | | | | | | | |
|-------|--------------------------|--|--|---|----|-------|---------------------|----------|---|
| BE-04 | <i>Bucket elevator 4</i> | Menaikkan produk bisfenol-A dari <i>screw conveyor 4 (SC-04)</i> menuju silo 2 (SL-02) | <i>Centrifugal discharge spaced bucket</i> | 1 | 30 | 15,24 | <i>Carbon Steel</i> | 6.232,26 | 1 |
|-------|--------------------------|--|--|---|----|-------|---------------------|----------|---|

6. Spesifikasi dan harga alat pompa proses

Tabel 2.6. Spesifikasi alat pompa proses

| Kode | Nama Alat | Fungsi | Jenis | Q (gpm) | Head Pompa (m) | Daya (Hp) | Bahan | Harga (US\$) | Jml |
|------|-----------|--|--------------------|---------|----------------|-----------|----------------|--------------|-----|
| P-01 | Pompa 1 | Mengalirkan bahan baku aseton dari tangki mobil menuju tangki penyimpanan (T-01) | <i>Centrifugal</i> | 281,78 | 14,25 | 5 | Baja komersial | 3.835,24 | 1 |
| P-02 | Pompa 2 | Mengalirkan keluaran mixer menuju reaktor | <i>Centrifugal</i> | 137,15 | 24,93 | 7,5 | Baja komersial | 2.652,71 | 1 |
| P-03 | Pompa 3 | Mengalirkan hasil atas menara distilasi 1 (MD-01) dari akumulator 1 (ACC-01) menuju menara distilasi 2 (MD-02) | <i>Centrifugal</i> | 4,70 | 6,93 | 0,5 | Baja komersial | 1.246,45 | 1 |

| | | | | | | | | | |
|------|---------|---|--------------------|--------|------|--------|----------------|----------|---|
| P-04 | Pompa 4 | Mengalirkan hasil bawah menara distilasi 1 (MD-01) dari reboiler 1 (RB-01) menuju mixer (M-01) | <i>Centrifugal</i> | 8,42 | 2,29 | 0,5 | Baja komersial | 1.342,33 | 1 |
| P-05 | Pompa 5 | Mengalirkan hasil atas menara distilasi 2 (MD-02) dari akumulator 2 (ACC-02) menuju refluks. | <i>Centrifugal</i> | 2,36 | 9,50 | 0,5 | Baja komersial | 1.182,53 | 1 |
| P-06 | Pompa 6 | Mengalirkan hasil bawah menara distilasi 2 (MD-02) dari reboiler 2 (RB-02) menuju tangki limbah (TL-01) | <i>Centrifugal</i> | 2,36 | 6,55 | 0,5 | Baja komersial | 1.182,53 | 1 |
| P-07 | Pompa 7 | Mengalirkan hasil fase cair centrifuge (CF-01) menuju mixer (M-01) | <i>Centrifugal</i> | 107,66 | 4,95 | 107,66 | Baja komersial | 2.428,98 | 1 |

| | | | | | | | | | |
|------|----------|--|--------------------|-------|-------|-------|----------------|----------|---|
| P-08 | Pompa 8 | Mengalirkan hasil keluaran melter (ML-01) menuju <i>stripper</i> (ST-01) | <i>Centrifugal</i> | 41,06 | 0,86 | 41,06 | Baja komersial | 1.821,74 | 1 |
| P-09 | Pompa 9 | Mengalirkan hasil atas <i>stripper</i> (ST-01) menuju mixer (M-01). | <i>Centrifugal</i> | 11,39 | 14,05 | 11,39 | Baja komersial | 1.566,06 | 1 |
| P-10 | Pompa 10 | Mengalirkan bahan baku aseton dari tangki mobil menuju tangki penyimpan (T-01) | <i>Centrifugal</i> | 30,03 | 23,60 | 30,03 | Baja komersial | 1.885,66 | 1 |

7. Spesifikasi dan harga alat pengurang tekanan

Tabel 2.7. Spesifikasi alat pengurang tekanan

| Kode | Nama Alat | Fungsi | Jenis | P (atm) | T (°C) | Bahan | Harga (US\$) | Jml |
|-------|--------------------------|--|--------------------|-------------------------------------|--------|---------------------|--------------|-----|
| EX-01 | <i>Expantion Valve</i> 1 | Menurunkan tekanan keluar reaktor (R-01) sebelum masuk evaporator (EV01) | <i>Glove Valve</i> | $P_{in} = 2,72$ $P_{out} = 1,15$ | 70,06 | <i>Carbon Steel</i> | 747,39 | 1 |

| | | | | | | | | |
|-------|-----------------------------|---|------------------------------------|----------------------------------|--|---------------------|----------|---|
| EX-02 | <i>Expantion Valve 2</i> | Menurunkan tekanan keluar bawah evaporator (EV-01) sebelum masuk kristalizer (KR-01) | <i>Glove Valve</i> | $P_{in} = 1,12$ $P_{out} = 1$ | 153,48 | <i>Carbon Steel</i> | 747,39 | 1 |
| EJ-01 | <i>Steam Ejector</i> | Membuat dan menjaga kondisi vakum pada <i>stripper</i> (ST-01) | <i>Nozzle Ejector Single Stage</i> | $P_{in} = 0,15$ $P_{out} = 1$ | $T_{in} = 125,75$ $T_{out} = 64,33$ | <i>Carbon Steel</i> | 1.949,58 | 1 |
| BC-01 | <i>Barometric Condenser</i> | Mengembunkan <i>steam</i> dari <i>steam ejector</i> dan mengubah tekanan vakum filtrat menjadi atmosferik | <i>Barometric Condenser</i> | 1 | $T_{in} = 64,33$ $T_{out} = 61,55$ | <i>Carbon Steel</i> | 1.022,73 | 1 |

8. Spesifikasi dan harga alat penekan gas

Tabel 2.8. Spesifikasi alat penekan gas

| Kode | Nama Alat | Fungsi | Jenis | Daya (Hp) | Bahan | Harga (US\$) | Jml |
|-------|-----------------|---|---------------------------|-----------|---------------------|--------------|-----|
| BL-01 | <i>Blower 1</i> | Menghembuskan udara kering menuju <i>prilling tower</i> (PT-01) | <i>Centrifugal Blower</i> | 350 | <i>Carbon Steel</i> | 135.831,38 | 1 |

| | | | | | | | |
|-------|-----------------|---|---------------------------|----|---------------------|-----------|---|
| BL-02 | <i>Blower 2</i> | Mengalirkan udara menuju boiler | <i>Centrifugal Blower</i> | 3 | <i>Carbon Steel</i> | 6.280,20 | 1 |
| BL-03 | <i>Blower 3</i> | Mengalirkan udara menuju <i>furnace</i> | <i>Centrifugal Blower</i> | 60 | <i>Carbon Steel</i> | 50.497,31 | 1 |

9. Spesifikasi dan harga alat penyaring udara

Tabel 2.9. Spesifikasi alat penyaring udara

| Kode | Nama Alat | Fungsi | Jenis | Kondisi Operasi | Q (ft ³ /menit) | Harga (US\$) | Jml |
|-------|----------------|--|-------------------------|-----------------------|----------------------------|--------------|-----|
| FU-01 | Filter udara 1 | Menyaring udara luar yang akan digunakan sebagai udara kering pada <i>prilling tower</i> (PT-01) | <i>Automatic Filter</i> | P = 1 atm T = 30°C | 30308,70 | 135.831,38 | 1 |
| FU-02 | Filter udara 2 | Menyaring udara luar yang akan digunakan sebagai udara kering pada boiler | <i>Automatic Filter</i> | P = 1 atm T = 30°C | 197,59 | 9.852,72 | 1 |
| FU-02 | Filter udara 2 | Menyaring udara luar yang akan digunakan sebagai udara kering pada <i>furnace</i> | <i>Automatic Filter</i> | P = 1 atm T = 30°C | 5396,84 | 27.094,99 | 1 |

10. Spesifikasi dan harga alat utilitas

a. Spesifikasi dan harga tangki utilitas

Tabel 2.10. Spesifikasi tangki penyimpan utilitas

| Kode | Nama Alat | Fungsi | Jenis | Ukuran (m) | Harga (US\$) | Jml |
|-------|---------------------|---|---|-----------------------|--------------|-----|
| TU-01 | Tangki air bersih | Menampung air bersih dari PT Krakatau Tirta Industri | Tangki silinder vertikal dengan tutup konis | D = 6,10 H = 10,97 | 42.187,63 | 1 |
| TU-02 | Tangki air sanitasi | Menampung air untuk kantor pelayanan serta kebutuhan yang lain | Tangki silinder vertikal | D = 2,41 H = 2,41 | 6.951,37 | 1 |
| TU-03 | Tangki klorinasi | Tempat klorinasi air untuk membunuh bakteri, sehingga dapat digunakan sebagai air kebutuhan rumah tangga, kantor dan layanan umum | Tangki silinder vertikal | D = 0,83 H = 0,83 | 1.204,90 | 1 |
| TU-04 | Tangki klorin | Tempat menyimpan klorin | Tangki silinder vertikal | D = 0,89 H = 0,89 | 1.342,33 | 1 |
| KE-01 | Kation Exchanger | Tempat menyimpan klorin | Tangki silinder vertikal | D = 0,07 H = 0,28 | 1.470,17 | 1 |

| | | | | | | |
|-------|---|--|----------------------------|----------------------|----------|---|
| AE-01 | Anion Exchanger | Tempat menyimpan klorin | Tangki silinder vertikal | D = 0,07 H = 0,28 | 7.031,27 | 1 |
| TU-05 | Tangki H ₂ SO ₄ | Melarutkan asam sulfat untuk regenerasi penukar ion | Tangki silinder vertikal | D = 0,43 H = 0,43 | 687,15 | 1 |
| TU-06 | Tangki NaOH | Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar ion | Tangki silinder vertikal | D = 0,25 H = 0,25 | 623,23 | 1 |
| D-01 | Deaerator | Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air seperti CO, O ₂ , dan CO ₂ | Tangki silinder horizontal | D = 0,40 L = 1,21 | 830,97 | 1 |
| TU-07 | Tangki Hidrazin | Membuat larutan hidrazin 5% yang diumpankan ke tangki umpan boiler untuk menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen, sehingga tidak terjadi korosi pada boiler | Tangki silinder vertikal | D = 0,20 H = 0,20 | 607,25 | 1 |
| TU-08 | Tangki Na ₂ H ₄ PO ₄ | Membuat larutan Na ₂ H ₄ PO ₄ 5% untuk mencegah timbulnya kerak di boiler | Tangki silinder vertikal | D = 0,29 H = 0,29 | 623,23 | 1 |

| | | | | | | |
|-------|--------------------|--|----------------------------|----------------------|-----------|---|
| B-01 | Boiler | Membuat <i>steam</i> jenuh bersuhu 437,33 K dengan tekanan 689,47 kPa | <i>Fire Tube Boiler</i> | D = 0,76 H = 1,52 | 10.387,11 | 1 |
| TU-09 | Tangki kondensat | Menyimpan air yang berasal dari steam terkondensasi | Tangki silinder horizontal | D = 0,41 L = 1,23 | 846,95 | 1 |
| FT-01 | Flash Tank | Menurunkan tekanan kondensat boiler menjadi 1,96 atm | Tangki silinder horizontal | D = 0,11 L = 0,44 | 607,25 | 1 |
| TU-10 | Tangki bahan bakar | Menyimpan <i>fuel oil</i> untuk bahan bakar boiler, <i>furnace</i> , dan generator | Tangki silinder vertikal | D = 8,42 H = 8,42 | 53.054,14 | 1 |
| TU-11 | Tangki silika | Menyerap uap air yang terbawa oleh udara tekan | Tangki silinder vertikal | D = 0,77 H = 0,77 | 1086,65 | 1 |
| TU-12 | Tangki udara tekan | Menampung udara tekan | Tangki silinder vertikal | D = 1,99 L = 5,97 | 9.268,49 | 1 |
| TU-13 | Tangki silika | Menyerap uap air yang terbawa oleh udara kering | Tangki silinder vertikal | D = 7,84 H = 7,84 | 13.669,05 | 1 |

b. *Cooling Tower***Tabel 2.11.** Spesifikasi *cooling tower*

| Kode | Nama Alat | Fungsi | Jenis | Kapasitas (gpm) | Luas Penampang (m ²) | Harga (US\$) | Jml |
|-------|----------------------|--|----------------------|-----------------|----------------------------------|--------------|-----|
| CT-01 | <i>Cooling Tower</i> | Memulihkan suhu air bekas pendingin dari 43°C sampai 30°C dengan menggunakan udara sebagai media pendingin | <i>Induced draft</i> | 939,94 | 43,66 | 40.589,61 | 1 |

c. *Furnace***Tabel 2.12.** Spesifikasi *furnace*

| Kode | Nama Alat | Fungsi | Jenis | Beban Panas (BTU/jam) | Kondisi Operasi | Dimensi (in) | Harga (US\$) | Jml |
|------|----------------|---|-------------------------|-----------------------|---|-----------------------------------|--------------|-----|
| F-01 | <i>Furnace</i> | Memanaskan Dowtherm A yang akan digunakan sebagai pemanas | <i>Box-Type Furnace</i> | 15309756,82 | D = 1 atm T _{in} = 173,73°C T _{out} = 250°C | OD = 4,5 ID = 4,026 Nt = 28 | 576.179,02 | 1 |

d. Kompresor

Tabel 2.13. Spesifikasi kompresor

| Kode | Nama Alat | Fungsi | Jenis | Kapasitas (m ³ /jam) | Harga (US\$) | Jml |
|-------|-----------------|--|-------------|---------------------------------|--------------|-----|
| KU-01 | Kompresor Udara | Menekan udara untuk keperluan instrumen pendendali | Sentrifugal | 74,40 | 59.218,97 | 1 |

e. Generator

Tabel 2.14. Spesifikasi generator

| Kode | Nama Alat | Fungsi | Jenis | Daya (kW) | Harga (US\$) | Jml |
|------|-----------|---|-----------------------------|-----------|--------------|-----|
| G | Generator | Membangkitkan listrik untuk keperluan proses, utilitas dan umum | Generator bahan bakar solar | 1100 | 59.218,97 | 1 |

11. Spesifikasi dan harga pompa utilitas

Tabel 2.15. Spesifikasi alat pompa utilitas

| Kode | Nama Alat | Fungsi | Jenis | Q (gpm) | Head Pompa (m) | Daya (Hp) | Bahan | Harga (US\$) | Jml |
|-------|------------------|--|--------------------|---------|----------------|-----------|----------------|--------------|-----|
| PU-01 | Pompa Utilitas 1 | Mengalirkan air dari tangki bersih (TU-01) menuju Tangki klorinasi | <i>Centrifugal</i> | 1,67 | 1,05 | 0,5 | Baja komersial | 1,182,53 | 1 |

| | | | | | | | | | |
|-------|------------------|---|--------------------|--------|-------|-----|----------------|----------|---|
| PU-02 | Pompa Utilitas 2 | Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju tangki air sanitasi | <i>Centrifugal</i> | 1,67 | 2,64 | 0,5 | Baja komersial | 1.185,53 | 1 |
| PU-03 | Pompa Utilitas 3 | Mengalirkan air dari <i>cooling tower</i> (CT-01) menuju sistem pendingin | <i>Centrifugal</i> | 940,12 | 8,68 | 15 | Baja komersial | 9.907,70 | 1 |
| PU-04 | Pompa Utilitas 4 | Mengalirkan air dari ion exchanger menuju deaerator | <i>Centrifugal</i> | 0,65 | 11,02 | 0,5 | Baja komersial | 1.131,40 | 1 |
| PU-05 | Pompa Utilitas 5 | Mengalirkan air dari deaerator menuju boiler | <i>Centrifugal</i> | 0,65 | 0,86 | 0,5 | Baja komersial | 1.131,40 | 1 |
| PU-06 | Pompa Utilitas 6 | Mengalirkan <i>dow-therm</i> dari <i>furnace</i> menuju media pemanas | <i>Centrifugal</i> | 517,68 | 1,89 | 1,5 | Baja komersial | 5.565,98 | 1 |

BAB III
NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

3.1. Neraca Massa

1. Neraca Massa Total

Tabel 3.1. Neraca massa total

| Komponen | Masuk (kg/jam) | | Keluar (kg/jam) | |
|--|----------------|----------------|-----------------|----------------|
| | Arus 1 | Arus 4 | Arus 21 | Arus 34 |
| (CH ₃) ₂ CO | | 1604,13 | 1,20 | |
| C ₆ H ₅ OH | 5209,02 | | 1,77 | 12,62 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | | | | 6300,51 |
| H ₂ O | 5,21 | 4,83 | 507,09 | |
| Total | 5214,23 | 1608,96 | 510,06 | 6313,13 |
| | 6823,19 | | 6823,19 | |

2. Mixing point 1 (Tee-01)

Tabel 3.2. Neraca massa pada *mixing point* 1 (Tee-01)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | | Keluar (kg/jam) |
|--|-----------------|-----------------|-----------------|
| | Arus 27 | Arus 35 | Arus 2 |
| (CH ₃) ₂ CO | | 0,40 | 0,40 |
| C ₆ H ₅ OH | 2537,45 | 24719,94 | 27257,39 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6,31 | 297,18 | 303,49 |
| H ₂ O | | 17,49 | 17,49 |
| Total | 2543,76 | 25035,01 | 27578,77 |
| | 27578,77 | | 27578,77 |

3. *Mixing point 2 (Tee-02)*

Tabel 3.3. Neraca massa pada *mixing point 2 (Tee-02)*

| Komponen | Masuk (kg/jam) | | Keluar (kg/jam) |
|--|-----------------|-----------------|-----------------|
| | Arus 15 | Arus 24 | Arus 35 |
| (CH ₃) ₂ CO | 0,40 | | 0,40 |
| C ₆ H ₅ OH | 1769,24 | 22950,70 | 24719,94 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | | 297,18 | 297,18 |
| H ₂ O | 17,49 | | 17,49 |
| Total | 1787,13 | 23247,88 | 25035,01 |
| | 25035,01 | | 25035,01 |

4. *Mixer (M-01)*

Tabel 3.4. Neraca massa pada *mixer (M-01)*

| Komponen | Masuk (kg/jam) | | Keluar (kg/jam) |
|--|-----------------|-----------------|-----------------|
| | Arus 1 | Arus 2 | Arus 3 |
| (CH ₃) ₂ CO | | 0,40 | 0,40 |
| C ₆ H ₅ OH | 5209,02 | 27257,39 | 32466,41 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | | 303,49 | 303,49 |
| H ₂ O | 5,21 | 17,49 | 22,70 |
| Total | 5214,23 | 27578,77 | 32793,00 |
| | 32793,00 | | 32793,00 |

5. *Mixing Point 3 (Tee-03)*

Tabel 3.5. Neraca massa pada *mixing point 3 (Tee-03)*

| Komponen | Masuk (kg/jam) | | Keluar (kg/jam) |
|------------------------------------|----------------|---------------|-----------------|
| | Arus 4 | Arus 18 | Arus 5 |
| (CH ₃) ₂ CO | 1604,13 | 399,13 | 2003,26 |
| H ₂ O | 4,83 | 1,20 | 6,03 |
| Total | 1608,96 | 400,33 | 2009,29 |
| | 2009,29 | | 2009,29 |

6. *Mixing Point 4 (Tee-04)*

Tabel 3.6. Neraca massa pada *mixing point 4 (Tee-04)*

| Komponen | Masuk (kg/jam) | | Keluar (kg/jam) |
|--|-----------------|----------------|-----------------|
| | Arus 3 | Arus 5 | Arus 6 |
| (CH ₃) ₂ CO | 0,40 | 2003,26 | 2003,66 |
| C ₆ H ₅ OH | 32466,41 | | 32466,41 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 303,49 | | 303,49 |
| H ₂ O | 22,70 | 6,03 | 28,73 |
| Total | 32793,00 | 2009,29 | 34802,29 |
| | 34802,29 | | 34802,29 |

7. Reaktor (R-01)

Tabel 3.7. Neraca massa pada reaktor (R-01)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) |
|--|-----------------|-----------------|
| | Arus 6 | Arus 7 |
| (CH ₃) ₂ CO | 2003,66 | 400,73 |
| C ₆ H ₅ OH | 32466,41 | 27271,78 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 303,49 | 6604,00 |
| H ₂ O | 28,73 | 525,78 |
| Total | 34802,29 | 34802,29 |

8. Evaporator (EV-01)

Tabel 3.8. Neraca massa pada evaporator (EV-01)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) | |
|--|-----------------|-----------------|-----------------|
| | Arus 7 | Arus 8 | Arus 9 |
| (CH ₃) ₂ CO | 400,73 | 400,73 | |
| C ₆ H ₅ OH | 27271,78 | 1771,01 | 25500,77 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6604,00 | | 6604,00 |
| H ₂ O | 525,78 | 525,78 | |
| Total | 34802,29 | 2697,52 | 32104,77 |
| | 34802,29 | 34802,29 | |

9. Menara Distilasi 58 (MD-01)

Tabel 3.9. Neraca massa pada Menara distilasi 1 (MD-01)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) | |
|------------------------------------|----------------|-----------------|----------------|
| | Arus 8 | Arus 12 | Arus 15 |
| (CH ₃) ₂ CO | 400,73 | 400,33 | 0,40 |
| C ₆ H ₅ OH | 1771,01 | 1,77 | 1769,24 |
| H ₂ O | 525,78 | 508,29 | 17,49 |
| Total | 2697,52 | 910,39 | 1787,13 |
| | 2697,52 | 2697,52 | |

10. Refluks MD-01 di Akumulator 1 (ACC-01)

Tabel 3.10. Neraca massa pada akumulator 1 (ACC-01)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) | |
|------------------------------------|----------------|-----------------|---------------|
| | Arus 10 | Arus 11 | Arus 12 |
| (CH ₃) ₂ CO | 559,69 | 159,36 | 400,33 |
| C ₆ H ₅ OH | 2,47 | 0,70 | 1,77 |
| H ₂ O | 710,62 | 202,33 | 508,29 |
| Total | 1272,78 | 362,39 | 910,39 |
| | 1272,78 | 1272,78 | |

11. Reboiler 1 (RB-01)

Tabel 3.11. Neraca massa pada reboiler 1 (RB-01)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) | |
|------------------------------------|----------------|-----------------|----------------|
| | Arus 13 | Arus 14 | Arus 15 |
| (CH ₃) ₂ CO | 15,82 | 15,42 | 0,40 |
| C ₆ H ₅ OH | 4705,24 | 2936,00 | 1769,24 |
| H ₂ O | 335,49 | 318,00 | 17,49 |
| Total | 5056,55 | 3269,42 | 1787,13 |
| | 5056,55 | 5056,55 | |

12. Menara Distilasi 59 (MD-

Tabel 3.12. Neraca massa pada Menara distilasi 2 (MD-02)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) | |
|------------------------------------|----------------|-----------------|---------------|
| | Arus 12 | Arus 18 | Arus 21 |
| (CH ₃) ₂ CO | 400,33 | 399,13 | 1,20 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,77 | | 1,77 |
| H ₂ O | 508,29 | 1,20 | 507,09 |
| Total | 910,39 | 400,33 | 510,06 |
| | 910,39 | 910,39 | |

13. Refluks MD-02 di Akumulator 2 (ACC-02)

Tabel 3.13. Neraca massa pada akumulator 2 (ACC-02)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) | |
|------------------------------------|----------------|-----------------|---------------|
| | Arus 16 | Arus 17 | Arus 18 |
| (CH ₃) ₂ CO | 771,92 | 372,79 | 399,13 |
| H ₂ O | 2,32 | 1,12 | 1,20 |
| Total | 774,24 | 373,91 | 400,33 |
| | 774,24 | 774,24 | |

14. Reboiler 2 (RB-02)

Tabel 3.14. Neraca massa pada reboiler 2 (RB-02)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) | |
|------------------------------------|----------------|-----------------|---------------|
| | Arus 19 | Arus 20 | Arus 21 |
| (CH ₃) ₂ CO | 3,29 | 2,09 | 1,20 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,82 | 0,05 | 1,77 |
| H ₂ O | 748,12 | 241,03 | 507,09 |
| Total | 753,23 | 243,17 | 510,06 |
| | 753,23 | 753,23 | |

15. Kristalizer (KR-01)

Tabel 3.15. Neraca massa pada kristalizer (KR-01)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) |
|--|-----------------|-----------------|
| | Arus 9 | Arus 22 |
| C ₆ H ₅ OH | 25500,77 | 25500,77 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | 6604,00 | 330,20 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (s) | | 6273,80 |
| Total | 32104,77 | 32104,77 |

16. Centrifuge (CF-01)

Tabel 3.16. Neraca massa pada *centrifuge* (CF-01)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) | |
|--|-----------------|-----------------|-----------------|
| | Arus 22 | Arus 23 | Arus 24 |
| C ₆ H ₅ OH | 25500,77 | 2550,07 | 22950,70 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | 330,20 | 33,02 | 297,18 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (s) | 6273,80 | 6273,80 | |
| Total | 32104,77 | 8856,89 | 23247,88 |
| | 32104,77 | 32104,77 | |

17. Melter Tank (ML-01)

Tabel 3.17. Neraca massa pada *melter tank* (ML-01)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) |
|--|----------------|-----------------|
| | Arus 23 | Arus 25 |
| C ₆ H ₅ OH | 2550,07 | 2550,07 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | 33,02 | 6306,82 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (s) | 6273,80 | |
| Total | 8856,89 | 8856,89 |

18. Stripper (ST-01)**Tabel 3.18.** Neraca massa pada *stripper* (ST-01)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) | |
|--|----------------|-----------------|----------------|
| | Arus 25 | Arus 27 | Arus 30 |
| C ₆ H ₅ OH | 2550,07 | 2537,45 | 12,62 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6306,82 | 6,31 | 6300,51 |
| Total | 8856,89 | 2543,76 | 6313,13 |
| | 8856,89 | 8856,89 | |

19. Akumulator 3 (ACC-01)**Tabel 3.19.** Neraca massa pada akumulator 3 (ACC-03)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) |
|--|----------------|-----------------|
| | Arus 26 | Arus 27 |
| C ₆ H ₅ OH | 2537,45 | 2537,45 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6,31 | 6,31 |
| Total | 2543,76 | 2543,76 |

20. Reboiler 3 (RB-03)**Tabel 3.20.** Neraca massa pada reboiler 3 (RB-03)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) | |
|--|-----------------|-----------------|----------------|
| | Arus 28 | Arus 29 | Arus 30 |
| C ₆ H ₅ OH | 157,31 | 144,69 | 12,62 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 12111,13 | 5810,62 | 6300,51 |
| Total | 12268,44 | 5955,31 | 6313,13 |
| | 12268,44 | 12268,44 | |

21. Prilling Tower (PT-01)

Tabel 3.21. Neraca massa pada *prilling tower* (PT-01)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) |
|--|----------------|-----------------|
| | Arus 30 | Arus 31 |
| C ₆ H ₅ OH | 12,62 | 12,62 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6300,51 | 6300,51 |
| Total | 6313,13 | 6313,13 |

3.2. Neraca Energi

1. *Mixing Pont 1 (Tee-01)*

Tabel 3.22. Neraca energi pada *mixing point* (Tee-01)

| Komponen | Input (kJ/jam) | | Output (kJ/jam) |
|--|-------------------|--------------------|-------------------|
| | H27 | H35 | H2 |
| (CH ₃) ₂ CO | | -129,17 | 124,50 |
| C ₆ H ₅ OH | -490355,17 | -7461547,61 | 7954378,73 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1097,04 | -81290,27 | 80225,55 |
| H ₂ O | | -9583,86 | 9274,34 |
| Total | -491452,21 | -7552550,91 | 8044003,12 |
| | 8044003,12 | | 8044003,12 |

2. *Mixing Point 2 (Tee-02)*

Tabel 3.23. Neraca energi pada *mixing point 2* (Tee-02)

| Komponen | Input (kJ/jam) | | Output (kJ/jam) |
|--|--------------------|--------------------|-------------------|
| | H15 | H24 | H35 |
| (CH ₃) ₂ CO | -152,98 | | 129,17 |
| C ₆ H ₅ OH | -622334,31 | -6838702,13 | 7461547,61 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | | -80235,16 | 81290,27 |
| H ₂ O | -11126,33 | | 9583,86 |
| Total | -633613,62 | -6918937,29 | 7552550,91 |
| | -7552550,91 | | 7552550,91 |

3. *Mixer (M-01)***Tabel 3.24.** Neraca energi pada *mixer (M-01)*

| Komponen | Input (kJ/jam) | | Output (kJ/jam) |
|--|--------------------|-------------|-------------------|
| | H1 | H2 | H3 |
| (CH ₃) ₂ CO | | -124,50 | 18,38 |
| C ₆ H ₅ OH | -36186,22 | -7954378,73 | 1472909,25 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | | -80225,55 | 12177,11 |
| H ₂ O | -109,30 | -9274,34 | 1955,72 |
| Q pelarutan | -56781,24 | | |
| Q Beban | | | 6650019,42 |
| Total | -8142576,58 | | 8142576,58 |

4. *Mixing Point 3 (Tee-03)***Tabel 3.25.** Neraca energi pada *mixing point 3 (Tee-03)*

| Komponen | Input (kJ/jam) | | Output (kJ/jam) |
|------------------------------------|------------------|------------------|-----------------|
| | H4 | H18 | H5 |
| (CH ₃) ₂ CO | -17669,53 | -28967,92 | 46634,88 |
| H ₂ O | -101,17 | -162,04 | 265,78 |
| Total | -17770,70 | -29129,96 | 46900,66 |
| | -46900,66 | | 46900,66 |

5. *Mixing Point 4 (Tee-04)***Tabel 3.26.** Neraca energi pada *mixing point 4*

| Komponen | Input (kJ/jam) | | Output (kJ/jam) |
|--|--------------------|------------------|--------------------|
| | H3 | H5 | H6 |
| (CH ₃) ₂ CO | -18,38 | -46634,88 | 89252,00 |
| C ₆ H ₅ OH | -1472909,25 | | 1430480,69 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -12177,11 | | 11823,91 |
| H ₂ O | -1955,72 | -265,78 | 2404,52 |
| Total | -1487060,46 | -46900,66 | |
| | -1533961,12 | | -1533961,12 |

6. Reaktor (R-01)

Tabel 3.27. Neraca energi pada reaktor (R-01)

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|--|--------------------|-------------------|
| | H6 | H7 |
| (CH ₃) ₂ CO | -89257,00 | 4022,87 |
| C ₆ H ₅ OH | -1430480,69 | 2740940,62 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -118023,91 | 591621,74 |
| H ₂ O | -2404,52 | 98957,19 |
| Q reaksi | | 189553,72 |
| Q lost | -212835,02 | |
| Total | -3662096,14 | 3662096,14 |

7. Neraca energi pada evaporator

Tabel 3.28. Neraca energi pada evaporator (EV-01)

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) | |
|--|---------------------|--------------------|------------|
| | H7 | H8 | H9 |
| (CH ₃) ₂ CO | -4022,87 | 75626,80 | |
| C ₆ H ₅ OH | -2740940,62 | 296831,93 | 7594567,33 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -591621,74 | 127689,97 | 1782055,27 |
| H ₂ O | -98957,19 | 500148,70 | |
| Panas penguapan | | 2154774,82 | |
| Q beban | -8559003,70 | | |
| Total | -12031546,12 | 12031546,12 | |

8. Menara Distilasi 1 (MD-01)

Tabel 3.29. Neraca energi pada Menara distilasi 1 (MD-01)

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) | |
|------------------------------------|--------------------|-------------------|-----------|
| | H8 | H12 | H15 |
| (CH ₃) ₂ CO | -75636,80 | 59347,92 | 152,98 |
| C ₆ H ₅ OH | -296831,93 | 255,80 | 622334,31 |
| H ₂ O | -127689,97 | 136223,13 | 11126,33 |
| Qcondenser | | 2050965,41 | |
| Qreboiler | -2380257,18 | | |
| Total | -2880405,88 | 2880405,88 | |

9. Kondensor (CD-01) dan Akumulator (ACC-01)

Tabel 3.30. Neraca energi pada CD-01 dan ACC-01

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) | |
|------------------------------------|--------------------|-------------------|-----------|
| | H10 | H11 | H12 |
| (CH ₃) ₂ CO | -96993,48 | 13903,28 | 59347,92 |
| C ₆ H ₅ OH | -376,20 | 59,93 | 255,80 |
| H ₂ O | -165983,50 | 31912,62 | 136223,13 |
| Panas penguapan | -2029314,91 | | |
| Qcondenser | | 2050965,41 | |
| Total | -2292668,09 | 2293668,09 | |

10. Reboiler (RB-01)

Tabel 3.31. Neraca energi pada reboiler (RB-01)

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) | |
|------------------------------------|--------------------|-------------------|-----------|
| | H13 | H14 | H15 |
| (CH ₃) ₂ CO | -5112,74 | 3029,00 | 152,98 |
| C ₆ H ₅ OH | -1441386,88 | 514435,51 | 622334,31 |
| H ₂ O | -187211,06 | 79039,08 | 11126,33 |
| Panas penguapan | -1976654,61 | | |
| Qreboiler | | 2380257,18 | |
| Total | -3610375,29 | 3610375,29 | |

11. Menara distilasi 2 (MD-02)

Tabel 3.32. Neraca energi pada Menara distilasi 2 (MD-02)

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) | |
|------------------------------------|-------------------|------------------|-----------|
| | H12 | H18 | H21 |
| (CH ₃) ₂ CO | -59347,92 | 28967,92 | 223,55 |
| C ₆ H ₅ OH | -255,80 | | 318,84 |
| H ₂ O | -136223,13 | 162,04 | 168311,58 |
| Qcondenser | | 562009,95 | |
| Qreboiler | -564167,03 | | |
| Total | -759993,88 | 759993,88 | |

12. Kondensor (CD-02) dan Akumulator (ACC-02)

Tabel 3.33. Neraca energi pada CD-02 dan ACC-02

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) | |
|------------------------------------|-------------------|------------------|----------|
| | H16 | H17 | H18 |
| (CH ₃) ₂ CO | -495857,55 | 18869,03 | 28967,92 |
| H ₂ O | -208,35 | 105,55 | 162,04 |
| Panas penguapan | -560318,29 | | |
| Qcondenser | | 562009,95 | |
| Total | -610114,49 | 610114,49 | |

13. Reboiler (RB-02)

Tabel 3.34. Neraca energi pada reboiler (RB-02)

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) | |
|------------------------------------|-------------------|------------------|-----------|
| | H19 | H20 | H21 |
| (CH ₃) ₂ CO | -520,00 | 273,90 | 223,55 |
| C ₆ H ₅ OH | -277,71 | 5,23 | 318,84 |
| H ₂ O | -210876,39 | 42367,90 | 168311,58 |
| Panas penguapan | -563993,93 | | |
| Qreboiler | | 564167,03 | |
| Total | -775668,03 | 775668,03 | |

14. Kristalizer (KR-01)

Tabel 3.35. Neraca energi pada kristalizer (KR-01)

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|--|---------------------|--------------------|
| | H9 | H22 |
| C ₆ H ₅ OH | -7595467,33 | 7598557,93 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | -1782055,27 | 89150,17 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (s) | | 1365458,34 |
| Panas pengkristalan | -804827,12 | |
| Q beban | | 1128283,28 |
| Total | -10181449,72 | 10181449,72 |

15. Centrifuge (CF-01)

Tabel 3.36. Neraca energi pada *centrifuge* (CF-01)

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) | |
|--|--------------------|-------------------|-------------------|
| | H22 | H23 | H24 |
| C ₆ H ₅ OH | -7598557,93 | 759855,79 | 6838703,13 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | -89150,17 | 8915,02 | 80235,16 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (s) | -1365458,34 | 1365458,34 | |
| Total | -9053166,44 | 2134229,15 | 6918937,29 |
| | -9053166,44 | 9053166,44 | |

16. Melter Tank (ML-01)

Tabel 3.37. Neraca energi pada *melter tank* (ML-01)

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|--|--------------------|-------------------|
| | H23 | H25 |
| C ₆ H ₅ OH | -759855,79 | 800304,98 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | -8915,02 | 1794738,77 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (s) | -1365458,34 | |
| Panas peleburan | | 804827,12 |
| Q beban | -1265731,72 | |
| Total | -3399960,87 | 3399960,87 |

17. Cooler 1 (CL-01)

Tabel 3.38. Neraca energi pada cooler 1 (CL-01)

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|--|--------------------|-------------------|
| | H25 | H25 |
| C ₆ H ₅ OH | -800304,98 | 592148,26 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1794738,77 | 1322143,42 |
| Q beban | | 680842,07 |
| Total | -2595133,75 | 2595133,75 |

18. Stripper (ST-01)

Tabel 3.39. Neraca energi pada stripper (ST-01)

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) | |
|--|--------------------|-------------------|------------|
| | H25 | H27 | H30 |
| C ₆ H ₅ OH | -800304,98 | 580391,82 | 5069,77 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1794738,77 | 1302,03 | 2297857,33 |
| Qcondenser | | 1722996,76 | |
| Qreboiler | -2012483,96 | | |
| Total | -4607617,71 | 4607671,71 | |

19. Kondensor 3 (CD-03) dan Akumulator 3 (ACC-03)

Tabel 3.40. Neraca energi pada CD-03 dan ACC-03

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|--|--------------------|-------------------|
| | H26 | H27 |
| C ₆ H ₅ OH | -583512,26 | 580391,82 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1330,39 | 1302,03 |
| Panas penguapan | -1719600,46 | |
| Q beban | | 1722996,76 |
| Total | -2304690,61 | 2304690,61 |

20. Reboiler 3 (RB-03)

Tabel 3.41. Neraca energi pada reboiler 3 (RB-03)

| Komponen | Input (kJ/jam) | | Output (kJ/jam) | |
|--|--------------------|------------|-------------------|--|
| | H28 | H29 | H30 | |
| C ₆ H ₅ OH | -56458,89 | 31724,45 | 5069,77 | |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -3948030,82 | 1628505,64 | 2297857,33 | |
| Panas penguapan | -1976551,44 | | | |
| Qreboiler | | | 2012483,96 | |
| Total | -5981041,15 | | 5981041,15 | |

21. Prilling Tower

Tabel 3.42. Neraca energi pada prilling tower (PT-01)

| Komponen | Input (kJ/jam) | | Output (kJ/jam) |
|--|--------------------|------------|-------------------|
| | H30 | H31 | Q beban |
| C ₆ H ₅ OH | -5069,77 | -176,76 | |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -2297857,33 | -86221,40 | |
| Panas pemadatan | | -809798,71 | |
| Q beban | | | 3199123,97 |
| Total | -3199123,97 | | 3199123,97 |

BAB IV UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit yang menyediakan bahan pendukung proses meliputi penyediaan air pendingin, *steam*, *dowtherm A*, listrik, udara tekan, dan bahan bakar. Dimana bahan pendukung tersebut keberadaannya sangat penting dan harus ada.

4.1. Kebutuhan Air

Bagi pemenuhan kebutuhan proses produksi, air merupakan komponen yang penting dan menjadi kebutuhan pokok. Dalam pemenuhannya, air digunakan sebagai air pendingin, air pembuat *steam*, air kantor dan sanitasi, air *hydrant* dan servis. Kebutuhan air diperoleh dari PT Krakatau Tirta Industri (KTI) Cilegon karena lokasinya berdekatan dengan pabrik Bisfenol-A.

Spesifikasi air yang dibeli dari PT Krakatau Tirta Industri adalah :

- pH = 6-9
- Konduktivitas = 100 – 400 μ S
- TOC = 1000 ppm
- TDS = 88,4278 mg/L
- Kontaminan seng = 0,0033 mg/L
- Kontaminan tembaga = 0,0006 mg/L
- Kontaminan silika = 100 mg/L
- Kekeruhan (Turbiditas) = 2 NTU
- Kesadahan total = 300 mg/L

Kebutuhan air saat *start up* :

| | | |
|------------------|---|-----------|
| Air pendingin | = | 218396,01 |
| Air umpan boiler | = | 133,49 |
| Air sanitasi | = | 388,72 |

$$\begin{aligned}
 \text{Air hydrant} &= 138,28 \\
 \text{Air servis} &= 38,87 + \\
 \text{Jumlah kebutuhan air} &= 219095,37
 \end{aligned}$$

Kebutuhan air *make-up* :

$$\begin{aligned}
 \text{Unit pembangkit uap} &= 13,35 \\
 \text{Air hilang dari } \textit{cooling tower} &= 2787,37 \\
 \text{Air sanitasi} &= 388,72 \\
 \text{Air hydrant} &= 138,28 \\
 \text{Air servis} &= 38,87 \\
 \text{Uap dari } \textit{flash tank} &= 11,56 + \\
 \text{Jumlah air } \textit{make-up} &= 3378,16
 \end{aligned}$$

4.2. Kebutuhan Dowtherm A

Dowtherm A adalah fluida penghantar panas yang merupakan gabungan dari biphenil ($C_{12}H_{10}$) dan $C_{12}H_{10}O$. Komponen ini memiliki tekanan uap yang sama sehingga komponen ini dapat diperlakukan sebagai satu komponen yang sama. Kebutuhan *dowtherm A* yang digunakan sebesar 101000 kg/jam. *Dowtherm A* digunakan sebagai media pemanas pada evaporator (EV-01), reboiler 1 (RB) yang kemudian dimanfaatkan pada reboiler 2 (RB-02), dan *melter tank* (ML-01) yang kemudian dimanfaatkan pada reboiler 3 (RB-03).

4.3. Kebutuhan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk menggerakkan alat-alat kontrol. Udara yang didistribusikan merupakan udara bersih dan kering. Udara tekan yang dibutuhkan dalam pabrik sebesar $74,40 \text{ m}^3/\text{jam}$

4.4. Kebutuhan Udara Kering

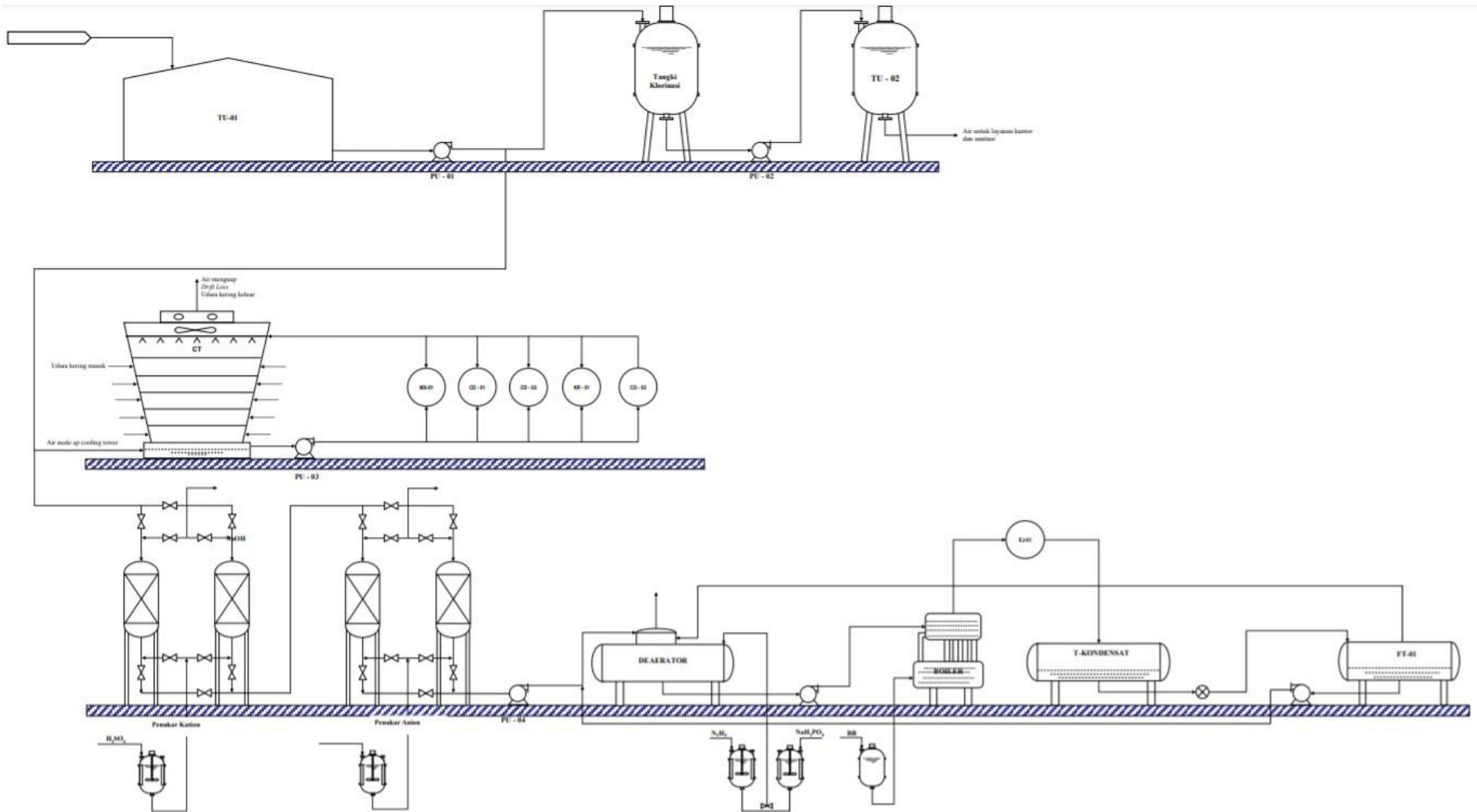
Udara tekan diperlukan untuk menggerakkan alat-alat kontrol. Udara yang didistribusikan merupakan udara bersih dan kering. Udara tekan yang dibutuhkan dalam pabrik sebesar 85.000 kg/jam

4.5. Kebutuhan listrik

Listrik disuplai untuk dapat menggerakkan motor penggerak alat proses seperti pompa, *blower*, kompresor, dan lain sebagainya serta digunakan juga dalam penerangan kantor, gudang, dan lainnya. Daya listrik terpasang sebesar 1100 kW yang terpenuhi dari PLN. Namun juga disediakan generator untuk cadangan daya 1100 kW jika sewaktu-waktu listrik padam atau pasokan listrik kurang.

4.6. Kebutuhan bahan bakar

Bahan bakar digunakan untuk menggerakkan boiler, generator, dan bakar *furnace*. Bahan bakar yang digunakan merupakan *fuel oil low sulphur* dengan kebutuhan sebesar 468,97 m³.



Gambar 4.1. Diagram alir pengolahan air



Gambar 4.2. Siklus Dowtherm a

BAB V

MANAJEMEN PERUSAHAAN

5.1. Bentuk Badan Usaha

Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yang berbentuk badan hukum. Badan hukum ini disebut perseroan sebab modal terdiri dari penjualan saham dan bank. Perseroan terbatas harus didirikan memakai akte autentik. Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh direktur yang bertanggung jawab menyangkut kelancaran produksi sedangkan tanggung jawab pemegang saham terbatas dan kekayaannya terpisah dari kekayaan perusahaan.

Modal perusahaan uang diperoleh dari penjualan saham-saham dan bila perusahaan rugi maka pemilih saham hanya akan kehilangan modalnya saja dan tidak menyinggung harta kekayaan pribadi untuk melunasi hutang-hutangnya. Selain itu, kelangsungan perusahaan tidak berpengaruh oleh berhentinya pemegang saham, direksi, dan karyawan.

Dasar pertimbangan pemilihan bentuk Perseroan Terbatas adalah sebagai berikut :

1. Kontinuitas perusahaan sebagai badan hukum lebih terjamin sebab tidak tergantung pada pemegang saham, di mana pemegang saham dapat berganti-ganti.
2. Pemegang saham memiliki tanggung jawab yang terbatas terhadap adanya hutang-hutang perusahaan. Ini berarti risiko pemegang saham hanya terbatas sampai besarnya modal yang disetorkan.
3. Dapat memperluas lapangan usaha karena lebih mudah memperoleh tambahan modal dengan menjual saham-saham baru.
4. Mudah memindahkan hal pemilik dengan menjual saham kepada orang lain.
5. Manajemen dan sosialisasi yang baik memungkinkan pengelolaan sumber modal secara efisien.

-
6. Pemegang saham melalui rapat umum dapat memilih Dewan Direksi yang cakap dan berkualitas untuk menjalankan perusahaan.

Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh direksi yang terdiri dari seorang direktur utama dan dibantu oleh manajer-manajer. Direktur dipilih dan diangkat oleh rapat umum pemegang saham. Pemegang saham menyerahkan tugas kepada dewan komisaris untuk mengawasi segala tindakan dewan direksi. Direktur yang dipilih tidak selalu orang yang memiliki saham, dapat juga orang lain. Pekerjaan direksi sehari-hari diawasi oleh rapat umum para pemilik saham.

Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu akuntan pabrik apabila perusahaan tidak berjalan semestinya, Direksi dan komisari dipilih kembali oleh rapat umum pemegang saham setelah masa jabatan habis. Kekuasaan tertinggi dalam perseroan terbatas adalah rapat umum para pemilih saham yang biasanya dilakukan satu tahun sekali.

5.2. Struktur Organisasi

Organisasi yang digunakan dalam perusahaan berhubungan dengan kelancaran komunikasi yang pada akhirnya akan mempengaruhi kinerja perusahaan. Pola lalu lintas wewenang berdasarkan struktur dapat dibedakan menjadi tiga sistem organisasi, yaitu :

- a. Organisasi Garis
- b. Organisasi *Staff and Line*
- c. Organisasi Fungsional

Dari ketiga bentuk sistem organisasi di atas, sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu sistem *staff and line organization* (sistem garis). Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas kerja, di mana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atas saja. Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi dan kemudian ke kepala bagian, ke kepala seksi, diteruskan ke karyawan-karyawan di bawahnya

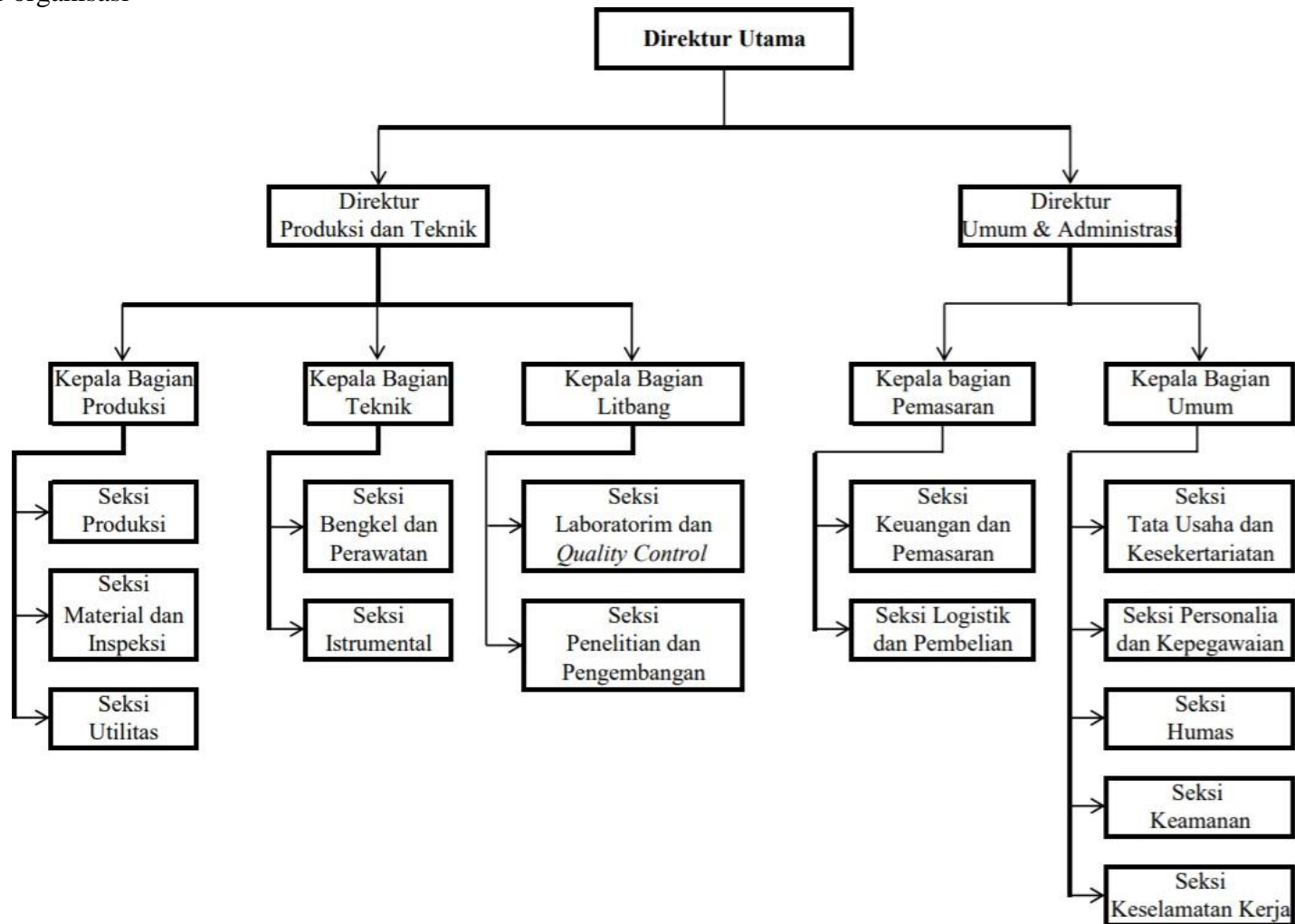
dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas member saran kepada direktur. Selain itu, sistem organisasi ini memiliki kelebihan antara :

1. Dapat digunakan dalam organisasi skala besar dengan susunan organisasi yang kompleks dan pembagian tugas yang beragam.
2. Lebih mudah dalam pelaksanaan, pengawasan, dan pertanggungjawaban.
3. Dapat menghasilkan keputusan yang logis dan sehat.
4. Memungkinkan konsentrasi dan loyalitas tinggi terhadap pekerjaan.
5. Cocok untuk perubahan yang cepat.

Sesuai dengan kebutuhan dan keadaan dalam pabrik, maka disusun struktur organisasi yang disertai dengan tugas dari masing-masing bagian sebagai berikut :

- a. Direktur utama : bertugas memimpin dan mengorganisir jalannya perusahaan secara keseluruhan baik secara teknis maupun non teknis, serta ekonomis sesuai dengan yang ditetapkan direksi dan bertanggung jawab penuh atas proses operasi dalam pabrik.
- b. Direktur : bertugas membantu Direktur utama dalam melaksanakan tugas yang bersifat teknis, organisasi, dan administrasi.
- c. Kepala bagian : bertugas membantu Direktur dalam mengelola pabrik.
- d. Kepala seksi : bertugas membantu kepala bagian dalam melaksanakan tugas-tugas.

Struktur organisasi



Gambar 5.1. Struktur organisasi

5.3. Rencana Kerja

1. Klasifikasi Pegawai

Klasifikasi kepegawaian terutama berdasarkan latar belakang pendidikan formal. Beberapa jabatan penting masih ditambah dengan persyaratan lain diantaranya adalah pengalaman kerja, kepribadian, pendidikan khusus serta beberapa persyaratan lainnya.

2. Rencana Kerja

Dalam kegiatan operasi, pabrik beroperasi selama 24 jam secara kontinyu setiap hari selama 330 hari dalam satu tahun dan waktu sekitar 30 hari per tahun untuk *turn around*. Karyawan dibagi menjadi dua kelompok yaitu karyawan *shift* dan karyawan *non shift*.

a. Karyawan *non shift*

Kelompok kerja ini merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi. Yang termasuk kelompok ini adalah tingkat kepala seksi ke atas, staff seksi, dan semua karyawan bagian umum.

Adapun waktu kerja kelompok ini adalah sebagai berikut :

Senin – Kamis : Pukul 08.00 – 17.00 WIB

Pukul 12.00 – 13.00 WIB (istirahat)

Jum'at : Pukul 08.00 – 17.00 WIB

Pukul 11.00 – 13.00 WIB (istirahat)

Sabtu dan Minggu : Libur

b. Karyawan *shift*

Kelompok kerja ini merupakan tenaga yang secara langsung menangani produksi yang terdiri dari 4 regu dan berkerja secara bergiliran. Masing-masing *shift* bekerja selama 8 jam dalam 1 hari dan selama 5 hari dalam 1 minggu, dengan pengaturan *shift* sebagai berikut :

1) *Shift I* : Pukul 07.30 – 15.30 WIB

2) *Shift II* : Pukul 15.30 – 23.30 WIB

3) *Shift III* : Pukul 23.30 – 07.30 WIB

Sedangkan tempat-tempat khusus, seperti bagian keamanan, bagian proses kontrol, dan utilitas juga dilakukan pembagian kerja yang diatur dalam pembagian *shift* seperti yang telah diatur di atas dan seluruh karyawan mendapatkan cuti selama 12 hari tiap tahunnya.

Tabel 5.1. Jadwal kerja karyawan *shift*

| Regu | Hari | | | | | | | | | | | | | | |
|------|------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 |
| A | I | I | I | | II | II | II | | III | III | III | | I | I | I |
| B | | II | II | II | | III | III | III | | I | I | I | | II | II |
| C | II | | III | III | III | | I | I | I | | II | II | II | | III |
| D | III | III | | I | I | I | | II | II | II | | III | III | III | |
| Regu | Hari | | | | | | | | | | | | | | |
| | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 | 21 | 22 | 23 | 24 | 25 | 26 | 27 | 28 | 29 | 30 |
| A | I | I | I | | II | II | II | | III | III | III | | I | I | I |
| B | | II | II | II | | III | III | III | | I | I | I | | II | II |
| C | II | | III | III | III | | I | I | I | | II | II | II | | III |
| D | III | III | | I | I | I | | II | II | II | | III | III | III | |

Keterangan :

A, B, C, D : Kelompok kerja *shift*

1, 2, 3 : Jadwal *shift*

 : Libur

5.4. Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat berjalan secara efektif. Jumlah tenaga kerja yang direncanakan pada Pabrik Bisfenol-A untuk karyawan *non shift* dan *shift* sebagai berikut :

$$\text{Karyawan non shift} = 55$$

$$\frac{\text{Karyawan shift}}{\quad} = 136$$

$$\text{Total karyawan} = 191 + \boxed{\quad}$$

5.5. Sistem Penggajian Karyawan

Sistem penggajian yang berlaku bagi para karyawan adalah sistem yang berupa gaji bulanan yang diberikan setiap awal bulan sekali dengan besarnya gaji didasarkan atas ketentuan sebagai berikut :

- a. Jabatan atau Golongan
- b. Tingkat Pendidikan
- c. Pengalaman Kerja
- d. Keahlian

5.6. Fasilitas dan Jaminan Sosial

1. Fasilitas dan Jaminan Sosial untuk meningkatkan kesejahteraan para karyawan maka perusahaan selain memberikan gaji bulanan juga memberikan fasilitas dan jaminan berikut :
 - a. Tunjangan istri/suami sebesar 25% dari gaji pokok
 - b. Tunjangan anak sebesar 2% dari gaji pokok
 - c. Cuti selama 12 hari setiap tahun dan mendapat uang cuti sebesar 1 bulan gaji.
2. Fasilitas dinas yang diberikan pada karyawan atau pimpinan perusahaan sesuai dengan kemajuan dan keuntungan dari perusahaan yaitu sebagai berikut:
 - a. Fasilitas air bersih
 - b. Fasilitas perumahan dinas yang diberikan kepada karyawan atau pimpinan perusahaan sesuai dengan kemajuan dan keuntungan perusahaan.
 - c. Fasilitas kesehatan bagi karyawan, istri atau suami dan anak.
 - d. Memberikan pakaian kerja 3 buah lengkap dengan alat-alat untuk perlindungan terhadap keselamatan kerja sebanyak 2 kali dalam setahun.
 - e. Fasilitas transportasi berupa bus pegawai bagi karyawan yang rumahnya jauh dari lokasi pabrik.

-
- f. Fasilitas pendidikan berupa kursus dan pelatihan yang diselenggarakan oleh perusahaan.
 - g. Fasilitas peribadatan berupa masjid di lingkungan perusahaan.
 - h. Memberikan uang bonus tiap tahun yang besarnya disesuaikan dengan keuntungan perusahaan dan memberikan uang tunjangan hari raya.
 - i. Memberikan asuransi kepada karyawan berupa asuransi kesehatan, asuransi kecelakaan, dan asuransi hari tua.
 - j. Memberikan hal pension bagi karyawan yang telah memenuhi batas umur atau sekurang-kurangnya telah bekerja pada perusahaan selama 10 tahun. Uang tunjangan pensiun diberikan sekaligus pada saat akhir masa persiapan pensiun.

5.7. Evaluasi ekonomi

Evaluasi ekonomi digunakan sebagai dasar pengambilan keputusan apakah pabrik layak didirikan atau tidak. Selain dari itu juga digunakan untuk mengetahui apakah modal yang ditanamkan dapat kembali pada jangka waktu tertentu atau tidak, sehingga demikian dapat diketahui apakah pabrik ini menarik atau tidak bagi investor.

1. Investasi Modal

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya, diperoleh :

$$FCI = \text{Rp. } 141.798.012.084,53 + \$34.458.946,15$$

b. *Working Capital Investment*

Working capital adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal dari suatu pabrik dalam waktu tertentu, diperoleh :

$$WC = \text{Rp. } 1.309.223.506.524,32$$

2. *General Expenses*

General expenses adalah pengeluaran umum pabrik yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi, seperti biaya administrasi, laboratorium, dan *research*.

General Expenses = Rp. 302.205.073.476,23

3. Harga jual

Dalam perkiraan penjualan diambil asumsi sebagai berikut :

1. Harga jual produk Bisfenol-A tidak mengalami kenaikan harga selama periode pengembalian modal.
2. Produksi pada tahun pertama langsung 100%

Harga jual produk Bisfenol-A adalah Rp. 63.264,79/kg dan ditentukan dengan melihat harga jual yang ada dipasaran.

4. Analisa keuntungan

Laba yang diperoleh sebelum pajak penambahan nilai (PPN) yang besarnya Rp. 234.314.019.261,09 pertahun dan laba yang diperoleh setelah pajak sebesar Rp.229.598.318.298,03.

5. Analisa kelayakan

a. *Return On Investment (ROI)*

Return On Investment adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan keceptam pengembalian modal yang diinvestasikan.

ROI sebelum pajak = 37,15%

ROI sesudah pajak = 35,29%

b. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah waktu yang dibutuhkan (dalam setahun) untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun setelah ditambah dan penyusutan.

POT sebelum pajak = 2,45 tahun

POY sesudah pajak = 2,58 tahun

c. Break Event Point (BEP)

Break Event Point adalah kondisi di mana perusahaan hanya mampu menjual (%) kapasitas produk yang dimaksud dan ahasil penjualannya hanya mampu untuk membayar biaya pengelauran atau modal *annual sales* sama dengan total biaya produksi, sehingga pabrik dikatakan tidak untung maupun tidak rugi, sehingga diperoleh BEP pada 46,98%.

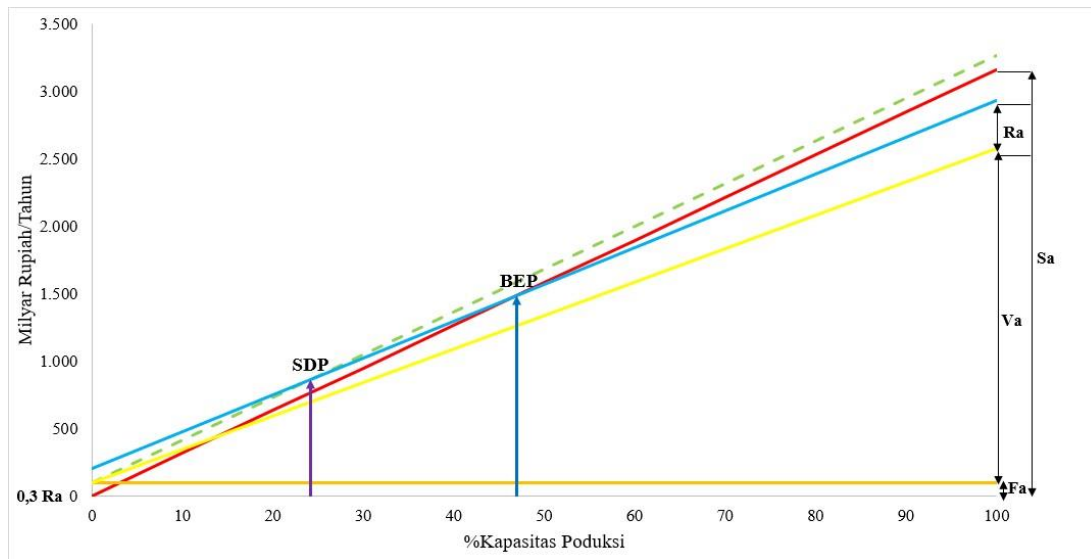
d. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah kondisi di mana hasil penjualan produk pada (%) kapasitas yang dimaksud hanya mampu untuk membayar *Fixed Cost* dan tidak mampu membayar pengeluaran yang lain, sehingga lebih baik pabrik ditutup, diperoleh SDP terjadi pada 24,15% kapasitas produksi.

e. Discounted Cash Flow (DCF)

Discounted Cash Flow Rate adalah sistem perhitungan tingkat suku bunga usaha dari suatu investasi (FCI dan *working capital*) selama waktu tertentu (misal 10 tahun) yang diperoleh dari pendapatan berupa *cashflow* (Profit, depresiasi, *finance*) yang dihitung per satu tahun dengan perhitungan bunga berganda dari tahun ke 10 ke tahun sekarang. Dengan cara *trial and error* diperoleh nilai DCFR sebesar 26,87%.

Grafik ekonomi dapat dilihat pada gambar 5.2. sebagai berikut :



Gambar 5.2. Grafik ekonomi

Keterangan :

F_a = Biaya tetap (*Fixed Expense Annual*)

V_a = Biaya variabel (*Variable Expense Annual*)

R_a = Biaya mengambang (*Regulated Expense Annual*)

S_a = Penjualan (*Sales Annual*)

BEP = Titik impas (*Break Event Point*)

SDP = *Shut Down Point*

BAB VI

KESIMPULAN

1. Ditinjau dari Teknik yang meliputi pengadaan alat-alat produksi, penerapan teknologi, bahan baku, proses produksi, kondisi operasi produksi, hasil produksi, dan tenaga kerja maka Pabrik Bisfenol-A dengan kapasitas 50.000 ton/tahun menarik untuk dikaji lebih lanjut.
2. Berdasarkan evaluasi ekonomi, modal tetap (*Fixed Capital Investment*) yang diperlukan untuk mendirikan pabrik sebesar Rp. 141.798.012.084,53 + \$34.458.946,15 dan Working Capital sebesar Rp. 1.309.080.439.759,66 + \$10.082,51. Analisa ekonomi menunjukkan nilai ROI sebelum pajak adalah 37,15% dan sesudah pajak adalah 35,29%. Nilai POT sebelum pajak adalah 2,45 tahun dan POT sesudah pajak adalah 2,58 tahun. Nilai BEP adalah 46,98%, nilai SDP adalah 24,15%, dan nilai DCF adalah 26,87%. Berdasarkan data analisis ekonomi tersebut, maka Pabrik Bisfenol-A layak untuk dikaji dan dipertimbangkan lebih lanjut.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S. and Newton, R. D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Biro Pusat Statistik, 2018, *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*, Edisi September, Jakarta.
- Brown, G. G., 1950, *Unit Operation*, Vol I, John Willey and Sons, Inc., New York.
- Brownell, L. E., and Young, E. N., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Coulson and Richardson's., 1993, *Chemical Engineering*, Vol 6., 2nd ed, R. L. Sinnott, Swansea.
- Hugot, E., 1986, *Handbook of Cane Sugar Engineering*, 3rd ed, Elsevier Butterworth-Heinemann, Oxford.
- Kern, D. Q., 1983, *Process Heat Transfer*, International Student Edition, McGraw-Hill Book Company Japan Ltd., Tokyo.
- Kirk, R. E., and Othmer, D. F., 1998, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 4th ed, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Kosaka, Y. and Sinclair, K. B., 1982, *Bisphenol-A from Phenol and Acetone with Ion Exchange Resin Catalyst*, Process Economics Program, Sri International, California.
- Ludwig, E. E., 1999, *Applied Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol. 1, 2, 3.*, 3rd ed., Gulf Publishing Co., Texas.
- Mullin, J. W., 2001, *Crystallization*, 4th ed, Elsevier Butterworth-Heinemann, Oxford.
- Perry, R. H., and Chilton, C. H., 1997, *Perry's Chemical Engineers Handbook*, 7th ed., McGraw-Hill Companies Publishing Co., Texas.
- Perry, R. H., and Chilton, C. H., 2008, *Perry's Chemical Engineers Handbook*, 8th ed., McGraw-Hill Companies Publishing Co., Texas.
- Peter, M. S., and Timmerhaus, K. D., 1991, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 4th ed., McGraw-Hill Book Co., Singapore.

-
- Prokop, Z., et al, 2004, *Bisphenol A Synthesis-Modeling of Industrial Reactor and Catalyst Deactivation*, Reactive and Functional Polymers, Elsevier.
- Rase, H. F., 1977, *Chemical Reaktor Design for Process Plant*, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Silla, H., 2003, *Chemical Process Engineering Design and Economics*, Marcel Dekker, New York.
- Towler, G. and Sinnott, R. K., 1983, *Chemical Engineering Design*, Elsevier Butterwoth-Heinemann, Oxford.
- Walas, S. M., 1990, *Chemical Process Equipment*, Butterworth-Heinemann, Massachusetts.
- Yaws, C. L., 1976, *Chemical Properties Handbook*, McGraw-Hill Companies Publishing Co., Texas.
- www.alibaba.com, Harga bahan kimia, 25 Januari 2021.
- www.icis.com. Indeks Harga, 25 Januari 2021.
- www.matche.com. Harga Alat, 25 Januari 2021

LAMPIRAN

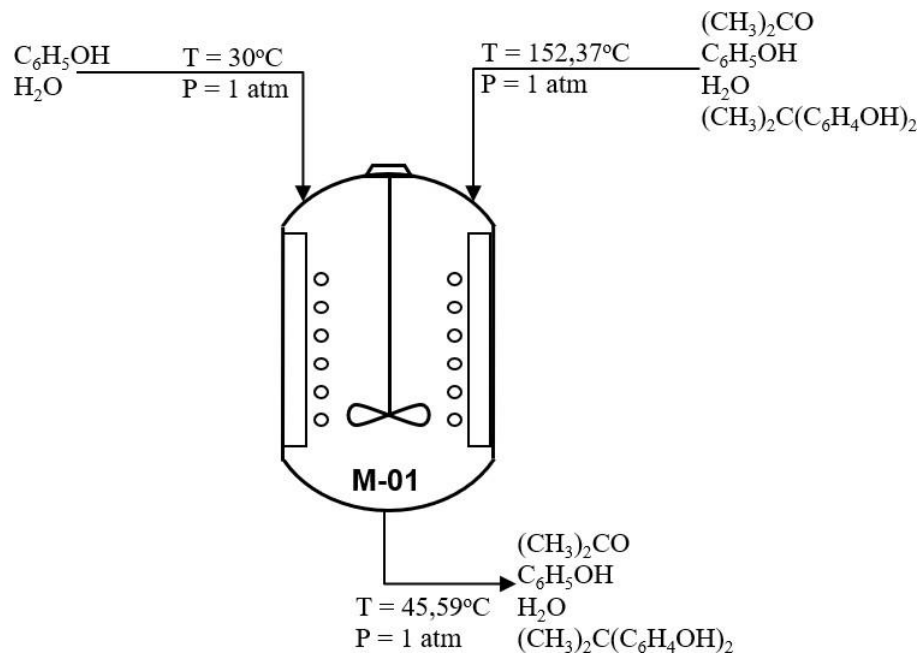
MIXER TANK (M-01)

Tugas : Mencampurkan *fresh feed* C₆H₅OH dengan arus hasil campuran *tee* 1.

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk tertutup

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 45,59°C



Gambar 1. Skema *mixer tank* (M-01)

1. Neraca Massa

a. Umpan masuk *mixer*

Umpan segar C₆H₅OH

Tabel 1. Data umpan segar C₆H₅OH masuk *mixer*

| Komponen | Aliran masuk arus 1 | |
|----------------------------------|---------------------|--------------|
| | Kg/jam | kmol/jam |
| C ₆ H ₅ OH | 5209,02 | 55,35 |
| H ₂ O | 5,21 | 0,29 |
| Total | 5214,23 | 55,64 |

Hasil campuran dari tee 1 (arus 2)**Tabel 2.** Data aliran hasil campuran dari tee 2 masuk mixer

| Komponen | Aliran masuk arus 2 | |
|--|---------------------|---------------|
| | Kg/jam | kmol/jam |
| (CH ₃) ₂ CO | 0,40 | 0,01 |
| C ₆ H ₅ OH | 27257,39 | 289,63 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 303,49 | 1,33 |
| H ₂ O | 17,49 | 0,98 |
| Total | 27578,77 | 291,95 |

b. Keluaran mixer (arus 3)**Tabel 3.** Data keluaran mixer tank.

| Komponen | Aliran keluar arus 3 | |
|--|----------------------|---------------|
| | Kg/jam | kmol/jam |
| (CH ₃) ₂ CO | 0,40 | 0,01 |
| C ₆ H ₅ OH | 32466,41 | 344,98 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 303,49 | 1,33 |
| H ₂ O | 22,70 | 1,27 |
| Total | 32793,00 | 347,59 |

2. Neraca Panas

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data kapasitas panas masing-masing komponen dengan satuan KJ/(Kmol.K) sebagai berikut :

Tabel 4. Data kapasitas panas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|--|----------|-------------|-------------|------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 46,878 | 6,2652E-01 | -2,0761E-01 | 2,9583E-06 |
| C ₆ H ₅ OH | 38,622 | 1,0983E-00 | -2,4897E-03 | 2,2802E-06 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -113,816 | 3,2404E-00 | -5,9001E-03 | 4,1160E-06 |
| H ₂ O | 92,053 | -3,9953E-02 | -2,1103E-04 | 5,3469E-07 |

Tabel 5. Data kapasitas panas (CH₃)₂C(C₆H₄OH)₂ fase padat

| Komponen | A | B | C |
|----------------------------------|-------|-------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 9,769 | 4,0832 E-01 | 1,9001E-05 |

a. Entalpi umpan segar C₆H₅OH masuk mixer tank (Arus 1)

Suhu umpan masuk = 30°C = 303 K

Suhu referensi = 25°C = 298 K

$$\begin{aligned} \Delta H_{C_6H_5OH(s)} &= \int_{303}^{298} C_{p_{C_6H_5OH}} dT \dots\dots\dots 1 \\ &= \int_{303}^{298} (9,769 + 4,0832 \times 10^{-1} T - 1,9001 \times 10^{-5} T^2) dT \\ &= \left[(9,769)T + \left(\frac{4,0832 \times 10^{-1}}{2}\right) T^2 - \left(\frac{1,9001 \times 10^{-5}}{3}\right) T^3 \right]_{303}^{298} \\ &= \left[9,769(298 - 303) \right] + \left[\frac{4,0832 \times 10^{-1}}{2} (298^2 - 303^2) \right] - \left[\frac{1,9001 \times 10^{-5}}{3} (298^3 - 303^3) \right] \\ &= -653,77 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{H_2O} &= \int_{303}^{298} C_{p_{H_2O}} dT \dots\dots\dots 2 \\ &= \int_{303}^{298} (92,053 - 3,9953 \times 10^{-2} T - 2,1103 \times 10^{-4} T^2 + 5,3469 \times 10^{-7} T^3) dT \\ &= \left[(92,053)T - \left(\frac{3,9953 \times 10^{-2}}{2}\right) T^2 - \left(\frac{2,1103 \times 10^{-4}}{3}\right) T^3 + \left(\frac{5,3469 \times 10^{-7}}{4}\right) T^4 \right]_{303}^{298} \\ &= \left[92,053(298 - 303) \right] - \left[\frac{3,9953 \times 10^{-2}}{2} (298^2 - 303^2) \right] - \left[\frac{2,1103 \times 10^{-4}}{3} (298^3 - 303^3) \right] \\ &\quad + \left[\frac{5,3469 \times 10^{-7}}{4} (298^4 - 303^4) \right] \\ &= -337,50 \text{ kJ/Kmol} \end{aligned}$$

Tabel 6. Data entalpi masing-masing komponen arus 1

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|----------------------------------|--------------|-------------------|------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 55,35 | -653,77 | -36186,22 |
| H ₂ O | 0,29 | -377,50 | -109,30 |
| Total | 55,64 | | -36295,52 |

Panas masuk (H1) = -36295,52 kJ/jam

b. Entalpi hasil campuran dari tee 1 (Arus 2)

Suhu umpan masuk = 152,37 °C = 425,37 K

Suhu referensi = 25°C = 298 K

$$\begin{aligned} \Delta H_{(\text{CH}_3)_2\text{CO}} &= \int_{425,37}^{298} C_{p(\text{CH}_3)_2\text{CO}} dT \dots\dots\dots 3 \\ &= \int_{425,37}^{298} (46,878 + 6,2652 \times 10^{-1} T - 2,0761 \times 10^{-3} T^2 + 2,9583 \times 10^{-6} T^3) dT \\ &= \left[(46,878)T + \left(\frac{6,2652 \times 10^{-1}}{2}\right) T^2 - \left(\frac{2,0761 \times 10^{-3}}{3}\right) T^3 + \left(\frac{2,9583 \times 10^{-6}}{4}\right) T^4 \right]_{425,37}^{298} \\ &= [46,878(298 - 425,37)] + \left[\frac{6,2652 \times 10^{-1}}{2} (298^2 - 425,37^2)\right] - \left[\frac{2,0761 \times 10^{-3}}{3} (298^3 - 425,37^3)\right] \\ &\quad + \left[\frac{2,9583 \times 10^{-6}}{4} (298^4 - 425,37^4)\right] \\ &= -18264,99 \text{ kJ/Kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{C}_6\text{H}_5\text{OH (s)}} &= \int_{425,37}^{298} C_{p\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}} dT \dots\dots\dots 4 \\ &= \int_{426,55}^{298} (38,622 + 1,0983 T - 2,4897 \times 10^{-3} T^2 + 2,2802 \times 10^{-6} T^3) dT \\ &= \left[(38,622)T + \left(\frac{1,0983}{2}\right) T^2 - \left(\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3}\right) T^3 + \left(\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4}\right) T^4 \right]_{425,37}^{298} \\ &= [38,622(298 - 425,37)] + \left[\frac{1,0983}{2} (298^2 - 425,37^2)\right] - \left[\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3} (298^3 - 425,37^3)\right] \\ &\quad + \left[\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4} (298^4 - 425,37^4)\right] \\ &= -27771,70 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2} &= \int_{425,37}^{298} C_{p(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2} dT \dots\dots\dots 5 \\ &= \int_{425,37}^{298} (-113,816 + 3,2404 T - 5,9001 \times 10^{-3} T^2 + 4,1160 \times 10^{-6} T^3) dT \\ &= \left[(-113,816)T + \left(\frac{3,2404}{2}\right) T^2 - \left(\frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3}\right) T^3 + \left(\frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4}\right) T^4 \right]_{425,37}^{298} \\ &= [-113,816(298 - 425,37)] + \left[\frac{3,2404}{2} (298^2 - 425,37^2)\right] - \left[\frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3} (298^3 - 425,37^3)\right] \\ &\quad + \left[\frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4} (298^4 - 425,37^4)\right] \\ &= -61033,43 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} &= \int_{425,37}^{298} C_{p\text{H}_2\text{O}} dT \dots\dots\dots 6 \\ &= \int_{425,37}^{298} (92,053 - 3,9953 \times 10^{-2} T - 2,1103 \times 10^{-4} T^2 + 5,3469 \times 10^{-7} T^3) dT \\ &= \left[(92,053)T - \left(\frac{3,9953 \times 10^{-2}}{2}\right) T^2 - \left(\frac{2,1103 \times 10^{-4}}{3}\right) T^3 + \left(\frac{5,3469 \times 10^{-7}}{4}\right) T^4 \right]_{425,37}^{298} \end{aligned}$$

$$= [92,053(298 - 425,37^2)] - \left[\frac{3,9953 \times 10^{-2}}{2} (298^2 - 425,37^2) \right] - \left[\frac{2,1103 \times 10^{-4}}{3} (298^3 - 425,37^3) \right] + \left[\frac{5,3469 \times 10^{-7}}{4} (298^4 - 425,37^4) \right]$$

$$= -9654,17 \text{ kJ/Kmol}$$

Tabel 7. Data entalpi masing-masing komponen arus 8

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|--|---------------|-------------------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,01 | -18264,99 | -126,02 |
| C ₆ H ₅ OH | 289,63 | -27771,70 | -8043609,03 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 1,33 | -61033,43 | -81137,23 |
| H ₂ O | 1,97 | -9654,17 | -9375,48 |
| Total | 292,24 | | -8134247,76 |

Panas masuk (H2) = -8134247,76 kJ/jam

c. Entalpi keluaran mixer tank (arus 3)

Suhu aliran keluar = 45,59°C = 318,59 K

Suhu referensi = 25°C = 298 K

$$\Delta H_{(CH_3)_2CO} = \int_{298}^{318,58} C_{p(CH_3)_2CO} dT \dots\dots\dots 7$$

$$= \int_{298}^{318,58} (46,878 + 6,2652 \times 10^{-1} T - 2,0761 \times 10^{-3} T^2 + 2,9583 \times 10^{-6} T^3) dT$$

$$= \left[(46,878)T + \left(\frac{6,2652 \times 10^{-1}}{2} \right) T^2 - \left(\frac{2,0761 \times 10^{-3}}{3} \right) T^3 + \left(\frac{2,9583 \times 10^{-6}}{4} \right) T^4 \right]_{298}^{318,58}$$

$$= \left[46,878(318,58 - 298) + \left[\frac{6,2652 \times 10^{-1}}{2} (318,58^2 - 298^2) \right] - \left[\frac{2,0761 \times 10^{-3}}{3} (318,58^3 - 298^3) \right] + \left[\frac{2,9583 \times 10^{-6}}{4} (318,58^4 - 298^4) \right] \right]$$

$$= 2662,25 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{C_6H_5OH} = \int_{298}^{318,58} C_{pC_6H_5OH} dT \dots\dots\dots 8$$

$$= \int_{298}^{318,58} (38,622 + 1,0983 T - 2,4897 \times 10^{-3} T^2 + 2,2802 \times 10^{-6} T^3) dT$$

$$= \left[(38,622)T + \left(\frac{1,0983}{2} \right) T^2 - \left(\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3} \right) T^3 + \left(\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4} \right) T^4 \right]_{298}^{318,58}$$

$$= [38,622(318,58 - 298)] + \frac{1,0983}{2} (318,58^2 - 298^2) - \frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3} (318,58^3 - 298^3) + \frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4} (318,58^4 - 298^4)$$

$$= 4269,50 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2} = \int_{298}^{318,58} C_{p,(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2} dT \dots\dots\dots 9$$

$$= \int_{298}^{318,58} (-113,816 + 3,2404 T - 5,9001 \times 10^{-3} T^2 + 4,1160 \times 10^{-6} T^3) dT$$

$$= \left[-113,816 T + \frac{3,2404}{2} T^2 - \frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3} T^3 + \frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4} T^4 \right]_{298}^{318,58}$$

$$= - [113,816(318,58-298)] + \frac{3,2404}{2} (318,58^2 - 298^2) - \frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3} (318,58^3 - 298^3) + \frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4} (318,58^4 - 298^4)$$

$$= 9159,92 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{H_2O} = \int_{298}^{318,58} C_{p,H_2O} dT \dots\dots\dots 10$$

$$= \int_{298}^{318,58} (92,053 - 3,9953 \times 10^{-2} T - 2,1103 \times 10^{-4} T^2 + 5,3469 \times 10^{-7} T^3) dT$$

$$= \left[(92,053) T - \frac{3,9953 \times 10^{-2}}{2} T^2 - \frac{2,1103 \times 10^{-4}}{3} T^3 + \frac{5,3469 \times 10^{-7}}{4} T^4 \right]_{298}^{318,58}$$

$$= [92,053(318,58-298)] - \frac{3,9953 \times 10^{-2}}{2} (318,58^2 - 298^2) - \frac{2,1103 \times 10^{-4}}{3} (318,58^3 - 298^3) + \frac{5,3469 \times 10^{-7}}{4} (318,58^4 - 298^4)$$

$$= 1551,35 \text{ kJ/kmol}$$

Tabel 8. Data entalpi masing-masing komponen keluaran *mixer tank*

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|--|---------------|-------------------|-------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,01 | 2664,25 | 18,38 |
| C ₆ H ₅ OH | 344,98 | 4269,50 | 1472909,25 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 1,33 | 9159,92 | 12177,11 |
| H ₂ O | 1,27 | 1551,35 | 1955,72 |
| Total | 347,59 | | 1487060,46 |

Panas keluar bawah (H3) = 1487060,46 kJ/jam

d. Panas pelarutan

$$m = 5209,02 \text{ kg/jam}$$

$$H_s = -10,90 \text{ kJ/kg} \quad (\text{Yaws, C. L., 1999})$$

$$Q_s = m \times H_s \dots\dots\dots 11$$

$$= 5209,02 \text{ kg/jam} \times -10,90 \text{ kJ/kg}$$

$$= -56781,24 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{\text{masuk}} + Q_s = Q_{\text{keluar}} + Q_{\text{beban}} \dots\dots\dots 12$$

$$Q_{\text{beban}} = Q_{\text{masuk}} + Q_s - Q_{\text{keluar}} \dots\dots\dots 13$$

$$= [(-8080298,64) + (-56781,24) - 1487060,46] \text{ kJ/jam}$$

$$= 6650019,42 \text{ kJ/jam}$$

Sehingga neraca panas di sekitar *mixer tank* sebagai berikut :

Tabel 9. Neraca panas di sekitar *mixer*

| | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|--------------|-----------------------|------------------------|
| H1 | -36295,52 | |
| H2 | - 8134247,76 | |
| H3 | | 1487060,46 |
| Qs | - 56781,24 | |
| Q1 | | 6740264,06 |
| Total | -8227324,52 | 8227324,52 |

Jika mixer dibuat adiabatik tanpa pendingin maka panas beban = 0, sehingga :

$$Q_{\text{beban}} = Q_{\text{masuk}} + Q_s - Q_{\text{keluar}}$$

$$0 = Q_{\text{masuk}} + Q_s - Q_{\text{keluar}}$$

Maka Qkeluar menjadi :

$$Q_{\text{keluar}} = Q_{\text{masuk}} + Q_s \dots\dots\dots 14$$

$$= [-8170543,28) + (-56781,24)] \text{ kJ/jam}$$

$$= -8227324,52 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung Tkeluar adiabatic

$$Q_{\text{keluar}} = \text{massa keluaran} \cdot C_p \cdot dT \dots\dots\dots 15$$

Dimana $dT = T_{out} - T_{reff}$

Menggunakan metode *goal seek* pada Ms. Excel diperoleh nilai $T_{keluar} = 406,09 \text{ K} = 134,23^\circ\text{C}$.

Berdasarkan hasil perhitungan di atas menunjukkan bahwa suhu keluaran *mixer* meningkat lebih tinggi. Oleh karena itu untuk mempertahankan agar suhu operasi pada *mixer* tetap sebesar 45°C perlu digunakan pendingin. Di mana pendingin yang digunakan adalah air, sehingga beban pendingin yang dapat menurunkan panas secara optimal.

3. Volume Tangki

Menentukan densitas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 10. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|--|---------|---------|---------|--------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 0,27728 | 0,25760 | 0,29903 | 508,20 |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | 0,33722 | 0,28100 | 0,28571 | 849,00 |
| H_2O | 0,34710 | 0,27400 | 0,28571 | 647,13 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 16$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis [K]

$$T = 362,37^\circ\text{K}$$

Sehingga densitas campuran dapat dihitung sebagai berikut :

Tabel 11. Data densitas masing-masing komponen umpan

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ (kg/l) | x _F x ρ |
|--|-----------------|----------------|----------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,40 | 0,0000 | 0,7047 | 0,0000 |
| C ₆ H ₅ OH | 32466,41 | 0,9900 | 1,0145 | 1,0044 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 303,49 | 0,0093 | 0,9954 | 0,0092 |
| H ₂ O | 22,70 | 0,0007 | 0,9659 | 0,0007 |
| Total | 32793,00 | 1,00000 | | 1,0143 |

Sehingga diperoleh densitas campuran, $\rho = 1014,30 \text{ kg/m}^3$

Laju alir volumetrik umpan

$$\begin{aligned}
 q_{\text{in}} &= \frac{\text{Laju alir massa umpan}}{\rho} \dots\dots\dots 20 \\
 &= \frac{32793,00 \text{ Kg/jam}}{1014,30 \text{ Kg/m}^3} \\
 &= 32,33 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Waktu tinggal di evaporator dirancang selama 10 menit, atau :

$$t = 0,1667 \text{ jam}$$

Sehingga volume evaporator dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{cairan}} &= q_{\text{in}} \times t \dots\dots\dots 17 \\
 &= 32,33 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,1667 \text{ jam} \\
 &= 5,39 \text{ m}^3 \\
 &= 190,30 \text{ ft}^3 \\
 &= 1423,53 \text{ gall}
 \end{aligned}$$

Table 7.3 Standard Stirred Tank Reactors (Source Ref. 13).

| Rated Capacity ^a gal | Actual Capacity ^a gal | Jacket Area ^b ft ² | Outside Diameter ^c in | Straight Shell ^c in |
|---------------------------------|----------------------------------|--|----------------------------------|--------------------------------|
| 500 | 559 | 75 | 54 | 51 |
| 750 | 807 | 97 | 60 | 60 |
| 1000 | 1075 | 118 | 66 | 66 |
| 1200 | 1253 | 135 | 66 | 78 |
| 1500 | 1554 | 155 | 72 | 81 |
| 2000 | 2083 | 191 | 78 | 93 |
| 2500 | 2756 | 230 | 84 | 105 |
| 3000 | 3272 | 256 | 90 | 108 |
| 3500 | 3827 | 283 | 96 | 111 |
| 4000 | 4354 | 304 | 102 | 111 |
| 5000 | 5388 | 353 | 108 | 123 |
| 6000 | 6601 | 395 | 120 | 120 |
| 8000 | 8765 | 466 | 132 | 132 |
| 10,000 | 10,775 | 540 | 144 | 135 |

Untuk perancangan diambil volume yang paling mendekati standar yang tertera pada tabel 7.3 Silla (2003) yaitu sebesar 5388 gallon. Sehingga volume perancangan = 5388 gall = 720,27 ft³.

4. Diameter dan Tinggi Tangki

Berdasarkan Towler dan Sinnott (2008) halaman 987, terdapat macam-macam tutup *mixer*, yaitu :

1. Flat Plate and Formed Flate Head

Jenis tutup ini memiliki harga yang terendah namun penggunaannya terbatas pada tekanan rendah dan bejana dengan diameter kecil.

2. Torispherical Head

Merupakan jenis tutup yang paling umum digunakan untuk bejana hingga tekanan operasi 15 bar. Jenis tutup ini dapat digunakan pada tekanan tinggi, namun pada tekanan diatas 10 bar biaya ekonominya lebih tinggi.

3. Hemispherical Head

Merupakan jenis tutup dengan bentuk terkuat, mampu menahan sekitar dua kali tekanan *Torispherical head* dengan ketebalan yang sama. Namun biaya ekonominya akan lebih tinggi daripada *torispherical head*.

4. Ellipsodial Head

Merupakan jenis tutup yang paling ekonomis uantuk digunakan untuk digunakan pada tekanan operasi diatas 15 bar.

Berdasarkan data diatas dipilih jenis tutup *torispherical* karena mampu menahan tekanan yang dirancang serta biaya ekonominya tidak tinggi.

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell dan Young (1959) halaman 88 volume head untuk jenis *thorispherical* dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$V_h = 0,000049 ID^3 \dots\dots\dots 18$$

Berdasarkan Brownell and Young (1959), digunakan H : D = 2:.

$$V_{total} = \frac{V_{vessel}}{\pi} + 2 \frac{V_{total}}{3} \dots\dots\dots 19$$

$$V_{total} = \frac{\pi D^2 H}{4} + 2 (0,000049 D^3)$$

$$V_{total} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot D + 2(0,000049 D^3)$$

$$720,27 \text{ ft}^3 = 1,57 D^3$$

$$D^3 = 458,33 \text{ ft}^3$$

$$D = 7,71 \text{ ft} = 2,35 \text{ m} = 92,51 \text{ in}$$

$$H = 15,42 \text{ ft} = 4,70 \text{ m} = 185,04 \text{ in}$$

5. Tebal Dinding Evaporator

Tebal dinding *mixer* dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell and Young (1959), halaman 254 :

$$t = \frac{r_i \cdot P_v}{f \cdot E - 0,6 P_v} + C \dots\dots\dots 20$$

t_s = Tebal dinding menara [in]

r_i = Jari-jari dalam menara [in]

P_v = Tekanan perancangan menurut alat ukur [psi]

f = Allowable stress [psi]

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi [in]

Berdasarkan Brownell dan Young (1959), halaman 253, bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel 283 Grade C* dengan alasan:

1. Tangki tidak mengandung cairan yang mematkan.
2. Suhu operasinya adalah -20 – 650°F.
3. Tebal *plate*-nya tidak lebih dari 5/8 in.

Tekanan perancangan :

$$P_v = 120\% \times P_{\text{operasi}} \dots\dots\dots 21$$

$$= 120\% \times 1 \text{ atm} \times \frac{14,6959 \text{ psi}}{\text{atm}}$$

$$= 17,64 \text{ psi}$$

$$r_i = 46,26 \text{ in}$$

$$f = 12650 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell dan Young, 1959, hal. 251})$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell dan Young, 1959), hal. 254})$$

$$C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, hal. 985})$$

Sehingga tebal dinding menara :

$$t_s = \frac{46,26 \text{ in} \times 17,46 \text{ psi}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 17,46 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1895 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal dinding standar} = 1/4 \text{ in} = 0,25 \text{ in}$$

$$= 0,0063 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar menara (OD)} = ID + 2 \cdot t_s \dots\dots\dots 22$$

$$= 92,52 \text{ in} + 2 \times 0,25 \text{ in}$$

$$= 93,02 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih OD standar} = 96 \text{ in}$$

$$= 2,44 \text{ m}$$

$$ID_s = OD_s - 2 \cdot t_s \dots\dots\dots 23$$

$$= 2,44 \text{ m} - 2 \times 0,0063 \text{ m}$$

$$= 2,43 \text{ m}$$

6. Tebal Head

Tebal *head* dihitung dengan persamaan 13.46 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 990 :

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P_v \cdot R_c}{f \cdot E - 0,1 P_v} + C \dots\dots\dots 24$$

Keterangan :

$$t_h = \text{Tebal head}$$

- P_v = Tekanan perancangan menurut alat ukur
 = 17,64 psi
 R_c = *Crown Radius*
 = 92,52 in
 f = *allowable stress*
 = 12650 psi (Tabel 13.1 Brownell dan Young, 1959, hal. 251)
 E = efisiensi sambungan
 = 1,00 (Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, hal.991)
 C = faktor korosi
 = 0,125 in (Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, hal.985)

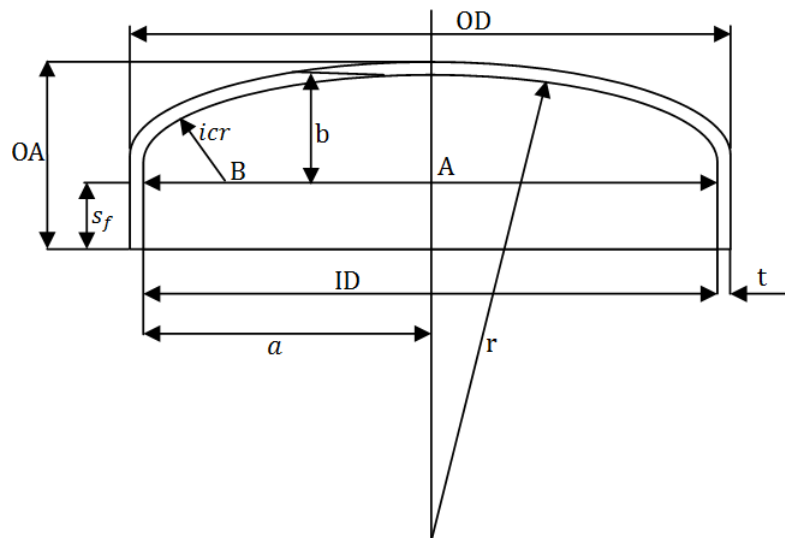
Sehingga tebal *head* :

$$t_h = \frac{0,885 \times 17,64 \text{ psi} \times 92,52 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 1 - 0,1 \times 17,64 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,2392 \text{ in}$$

Dipilih tebal *head* standar = 3/8 in = 0,3125 in
 = 0,0079 m

7. Tinggi Head



Gambar 2. Design Head mixer

Keterangan :

$$t_h = \text{Tebal head} \quad [m]$$

$$icr = \text{Jari-jari sudut internal} \quad [m]$$

$$s_f = \text{Flange lurus} \quad [m]$$

$$r = \text{Jari-jari kelengkungan} \quad [m]$$

$$OA = \text{Tinggi penutup} \quad [m]$$

Tinggi tutup *mixer* dihitung dengan :

$$OA = s_f + b + t_h \dots\dots\dots 25$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \dots\dots\dots 26$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr \dots\dots\dots 27$$

$$BC = r - icr \dots\dots\dots 28$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) halaman 88, diperoleh nilai s_f pada t_h standar 3/8 yaitu berkisar antara 1½ - 3.

Dipilih $s_f = 2,5 \text{ in} = 0,0635 \text{ m}$

Berdasarkan Tabel 5.7 Brownell dan Young (1959) halaman 89, diperoleh :

$$r = 96 \text{ in} = 2,44 \text{ m} \quad (\text{untuk OD standar} = 96 \text{ in})$$

$$icr = 5,875 \text{ in} = 0,15 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh :

$$AB = \left(\frac{2,43}{2} - 0,15 \right) \text{ m} = 1,06 \text{ m}$$

$$BC = (2,44 - 0,15) \text{ m} = 2,29 \text{ m}$$

$$b = 2,44 \text{ m} - \sqrt{(2,29 \text{ m})^2 - (1,06 \text{ m})^2}$$

$$= 0,41 \text{ m}$$

Sehingga tinggi *head* :

$$OA = 0,0635 \text{ m} + 0,41 \text{ m} + 0,0079 \text{ m}$$

$$= 0,48 \text{ m}$$

8. Tinggi Total Mixer Tank

$$H_T = \text{Tinggi menara} + 2 \cdot \text{Tinggi head} \dots\dots\dots 29$$

$$= 4,85 \text{ m} + 2 \times 0,48 \text{ m}$$

$$= 5,82 \text{ m}$$

9. Tinggi Cairan dalam Mixer Tank

Volume head

$$\begin{aligned}
 V_{\text{bottom}} &= 0,000049 \times \text{IDs}^3 \dots\dots\dots 30 \\
 &= 0,000049 \times (95,50 \text{ in})^3 \\
 &= 42,68 \text{ ft}^3 \\
 &= 1,21 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Luas penampang mixer tank

$$\begin{aligned}
 \text{Luas penampang mixer} &= \frac{\pi}{4} \text{ID}^2 \dots\dots\dots 31 \\
 &= \frac{\pi}{4} (2,43 \text{ m})^2 \\
 &= 4,62 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Volume cairan dalam mixer tank

$$\begin{aligned}
 V_{\text{Mixer}} &= V_{\text{shell+bottom}} + V_{\text{head}} \dots\dots\dots 32 \\
 20,40 \text{ m}^3 &= V_{\text{shell+bottom}} + 1,21 \text{ m}^3 \\
 V_{\text{shell+bottom}} &= 19,19 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Tinggi cairan

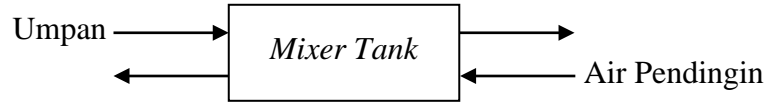
$$\begin{aligned}
 V_{\text{shell+bottom}} &= \text{Tinggi cairan dalam mixer} \cdot \text{Luas penampang mixer} \dots\dots\dots 33 \\
 \text{Tinggi cairan dalam mixer} &= \frac{V_{\text{bottom + mixer}}}{\text{Luas penampang mixer}} \dots\dots\dots 34 \\
 &= \frac{19,19 \text{ m}^3}{4,62 \text{ m}^2} \\
 &= 4,15 \text{ m}
 \end{aligned}$$

10. Menghitung Kebutuhan Pendingin

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{Q}{\text{Cp.dT}} \dots\dots\dots 35 \\
 \text{Cp.dT} &= 41,84 \text{ kJ/Kg} \\
 m &= \frac{6740264,06 \text{ kJ/jam}}{41,84 \text{ kJ/Kg}} \\
 &= 161097,30 \text{ Kg/jam}
 \end{aligned}$$

11. Perancangan Pendingin

Menentukan ΔT_{LMTD}



- Fluida panas (Dowtherm)

Suhu masuk (T_1) = 134,23°C = 273,61°F

Suhu keluar (T_2) = 45,59°C = 114,06°F

- Fluida dingin (*liquid*)

Suhu masuk (t_1) = 30°C = 86°F

Suhu keluar (t_2) = 40°C = 104°F

ΔT_{LMTD} dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} \dots\dots\dots 36 \\ &= \frac{(273,61 - 104)^\circ\text{F} - (114,06 - 86)^\circ\text{F}}{\ln \frac{(273,61 - 104)^\circ\text{F}}{(114,06 - 86)^\circ\text{F}}} \\ &= \frac{141,55^\circ\text{F}}{1,80} \\ &= 78,67^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menentukan luas transfer panas

Karena fluida panas memiliki viskositas campuran lebih dari 1 cP, maka dapat disebut sebagai *heavy organic*. Berdasarkan tabel 8 Kern, D.Q. (1983) halaman 840, untuk *hot fluid* berupa *heavy organic* dan *cold fluid* berupa air diperoleh $U_d = 5-75 \text{ BTU}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F})$

Dipilih $U_d = 75 \text{ BTU}/(\text{jam Ft}^2)$

$$Q_1 = 6388537,67 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}}$$

$$Q_1 = U_d \cdot A \cdot \Delta T_{LMTD} \dots\dots\dots 37$$

Sehingga luas transfer panas dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q_1}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}} \dots\dots\dots 38 \\
 &= \frac{6388537,67 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}}}{75 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 78,67^\circ\text{F}} \\
 &= 1082,72 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Luas permukaan *mixer tank*

$H_{shell} = 4,70 \text{ m}$

$OD = 2,44 \text{ m}$

$$\begin{aligned}
 A_{mixer} &= \text{Luas penampang } mixer + \text{Luas penampang } bottom \dots\dots\dots 39 \\
 &= \pi \cdot OD \cdot H_{shell} + \frac{\pi \cdot OD^2}{2} \\
 &= 3,14 \cdot 2,44 \text{ m} \cdot 4,70 \text{ m} + \frac{3,14}{2} (2,44 \text{ m})^2 \\
 &= 45,34 \text{ m}^2 \\
 &= 488,08 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas dapat disimpulkan bahwa luas transfer panas (A) yang dibutuhkan > Luas permukaan *mixer tank* (A_{mixer}), sehingga digunakan koil.

12. Perancangan Koil

Kecepatan volumetrik air pendingin

$$\begin{aligned}
 m_{air} &= 161097,30 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \\
 \rho_{air} &= 1018,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 63,58 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \\
 q_d &= \frac{m_{air}}{\rho_{air}} \dots\dots\dots 40 \\
 &= \frac{160197,30 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1018,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}
 \end{aligned}$$

$$q_d = 158,19 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

$$= 1,55 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}$$

Diameter pipa koil

Diameter pipa koil dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M. (1990) halaman 100, sebagai berikut :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \dots\dots\dots 41$$

$$= 3,9 \cdot \left(1,55 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}\right)^{0,45} \cdot \left(63,58 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13}$$

$$= 8,15 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 11. Kern, D.Q. (1983) halaman 844 diperoleh :

- NPS = 10 in, Sch. No. 80
- OD = 10,75 in = 0,90 ft = 0,27 m
- ID = 9,75 in = 0,81 ft = 0,25 m
- At = 74,60 in² = 0,52 ft² = 0,03 m²
- Ao = 2,814 ft/ft²

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

| Nominal pipe size, IPS, in. | OD, in. | Schedule No. | ID, in. | Flow area per pipe, in. ² | Surface per lin ft, ft. ² /ft. | | Weight per lin ft, lb steel |
|-----------------------------|---------|--------------|---------|--------------------------------------|---|--------|-----------------------------|
| | | | | | Outside | Inside | |
| ¼ | 0.405 | 40* | 0.260 | 0.058 | 0.106 | 0.070 | 0.25 |
| | | 80† | 0.215 | 0.036 | | 0.056 | 0.32 |
| ¼ | 0.540 | 40* | 0.364 | 0.104 | 0.141 | 0.095 | 0.43 |
| | | 80† | 0.302 | 0.072 | | 0.079 | 0.54 |
| ¾ | 0.675 | 40* | 0.493 | 0.192 | 0.177 | 0.129 | 0.57 |
| | | 80† | 0.423 | 0.141 | | 0.111 | 0.74 |
| ½ | 0.840 | 40* | 0.622 | 0.304 | 0.220 | 0.163 | 0.85 |
| | | 80† | 0.546 | 0.235 | | 0.143 | 1.09 |
| ¾ | 1.05 | 40* | 0.824 | 0.534 | 0.275 | 0.216 | 1.13 |
| | | 80† | 0.742 | 0.432 | | 0.194 | 1.48 |
| 1 | 1.32 | 40* | 1.049 | 0.864 | 0.344 | 0.274 | 1.68 |
| | | 80† | 0.957 | 0.718 | | 0.250 | 2.17 |
| 1¼ | 1.66 | 40* | 1.380 | 1.50 | 0.435 | 0.362 | 2.28 |
| | | 80† | 1.278 | 1.28 | | 0.335 | 3.00 |
| 1½ | 1.90 | 40* | 1.610 | 2.04 | 0.498 | 0.422 | 2.72 |
| | | 80† | 1.500 | 1.76 | | 0.393 | 3.64 |
| 2 | 2.38 | 40* | 2.067 | 3.35 | 0.622 | 0.542 | 3.66 |
| | | 80† | 1.939 | 2.95 | | 0.508 | 5.03 |
| 2½ | 2.88 | 40* | 2.469 | 4.79 | 0.753 | 0.647 | 5.80 |
| | | 80† | 2.323 | 4.23 | | 0.609 | 7.67 |
| 3 | 3.50 | 40* | 3.068 | 7.38 | 0.917 | 0.804 | 7.58 |
| | | 80† | 2.900 | 6.61 | | 0.760 | 10.3 |
| 4 | 4.50 | 40* | 4.026 | 12.7 | 1.178 | 1.055 | 10.8 |
| | | 80† | 3.826 | 11.5 | | 1.002 | 15.0 |
| 6 | 6.625 | 40* | 6.065 | 28.9 | 1.734 | 1.590 | 19.0 |
| | | 80† | 5.761 | 26.1 | | 1.510 | 28.6 |
| 8 | 8.625 | 40* | 7.981 | 50.0 | 2.258 | 2.090 | 28.6 |
| | | 80† | 7.625 | 45.7 | | 2.000 | 43.4 |
| 10 | 10.75 | 40* | 10.02 | 78.8 | 2.814 | 2.62 | 40.5 |
| | | 60 | 9.75 | 74.6 | | 2.55 | 54.8 |
| 12 | 12.75 | 30 | 12.09 | 115 | 3.338 | 3.17 | 43.8 |
| 14 | 14.0 | 30 | 13.25 | 138 | 3.665 | 3.47 | 54.6 |
| 16 | 16.0 | 30 | 15.25 | 183 | 4.189 | 4.00 | 62.6 |
| 18 | 18.0 | 20† | 17.25 | 234 | 4.712 | 4.52 | 72.7 |
| 20 | 20.0 | 20 | 19.25 | 291 | 5.236 | 5.05 | 78.6 |
| 22 | 22.0 | 20† | 21.25 | 355 | 5.747 | 5.56 | 84.0 |
| 24 | 24.0 | 20 | 23.25 | 425 | 6.233 | 6.09 | 94.7 |

Gambar 3. Tabel diameter pipa

Panjang pipa koil

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{A}{A_o} \dots\dots\dots \\
 &= \frac{1082,72 \text{ ft}^2}{2,814 \text{ ft/ft}^2} \\
 &= 384,76 \text{ ft} \\
 &= 117,28 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Volume koil

$$\begin{aligned}
 V_{\text{koil}} &= \frac{\pi}{4} \text{OD}^2 \cdot L \dots\dots\dots 43 \\
 &= \frac{3,14}{4} (0,27 \text{ m})^2 \cdot 117,28 \text{ m} \\
 &= 4,04 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume cairan setelah ditambah koil

$$\begin{aligned}
 V_{\text{cairan+koil}} &= V_{\text{cairan awal}} + V_{\text{koil}} \dots\dots\dots 44 \\
 &= 19,19 \text{ m}^3 + 4,04 \text{ m}^3 \\
 &= 23,22 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Tinggi cairan setelah ditambah koil

$$\begin{aligned}
 T_{\text{cairan+koil}} &= \frac{V_{\text{cairan+koil}}}{\text{Luas penampang mixer}} \dots\dots\dots 45 \\
 &= \frac{23,22 \text{ m}^3}{4,62 \text{ m}^2} \\
 &= 5,02 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Diameter lengkungan koil

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter lengkungan koil} &= 0,85 \times \text{ID}_{\text{mixer}} \dots\dots\dots 46 \\
 &= 0,85 \times 2,29 \text{ m} \\
 &= 1,95 \text{ m} \\
 &= 6,38 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Luas perpindahan panas koil

$$\begin{aligned}
 A' &= A_o \cdot \pi \cdot \text{Diameter lengkungan koil} \dots\dots\dots 47 \\
 &= 2,814 \text{ ft/ft}^2 \cdot 3,14 \cdot 6,38 \text{ ft} \\
 &= 56,44 \text{ ft}^2 \\
 &= 5,24 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Jumlah lengkungan koil

$$N_{\text{koil}} = \frac{A}{A'} \dots\dots\dots 48$$

$$= \frac{1076,99 \text{ ft}^2}{56,44 \text{ ft}^2}$$

$$= 19,08$$

Sehingga jumlah lengkungan koil pada *mixer tank* yaitu 20 buah.

Tinggi koil

$$H_{\text{koil}} = N_{\text{koil}} \cdot ID_{\text{koil}} \dots\dots\dots 49$$

$$= 20 \cdot 0,25 \text{ m}$$

$$= 4,95 \text{ m}$$

Jarak antar koil

$$J_{\text{koil}} = 1 \cdot OD_{\text{koil}} \dots\dots\dots 50$$

$$= 1 \cdot 0,27 \text{ m}$$

$$= 0,27 \text{ m}$$

13. Pipa Inlet dan Oulter Mixer Tank

a. Umpan segar C₆H₅OH (arus 2)

Tabel 12. Data densitas masing-masing komponen arus 1

| Komponen | Kg/jam | xF | ρ (gr/cm ³) | xF x ρ |
|----------------------------------|----------------|---------------|-------------------------|---------------|
| C ₆ H ₅ OH | 5209,02 | 0,9990 | 1,0655 | 1,0644 |
| H ₂ O | 5,21 | 0,0010 | 1,0230 | 0,0010 |
| Total | 5214,23 | 1,0000 | | 1,0654 |

$$\rho_1 = 1065,40 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 66,50 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

Laju alir volumetrik

$$q_1 = \frac{\text{Laju alir massa arus 1}}{\rho_1} \dots\dots\dots 51$$

$$q_2 = \frac{5214,24 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1065,40 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 4,89 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0,05 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}$$

Diameter pipa koil dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M. (1990) halaman 100, sebagai berikut :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \cdot q^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \cdot \left(0,09 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}\right)^{0,45} \cdot \left(66,50 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13}$$

$$= 1,72 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 11. Kern, D.Q. (1983) halaman 844 diperoleh :

NPS = 2 in, Sch. No. 80

OD = 2,38 in = 0,0605 m

ID = 1,939 in = 0,0493 m

b. Hasil campuran dari tee 1 (arus 2)

Tabel 13. Data densitas masing-masing komponen keluaran

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ (gr/cm ³) | x _F x ρ |
|--|-----------------|----------------|-------------------------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,40 | 0,0000 | 0,6100 | 0,0000 |
| C ₆ H ₅ OH | 27257,39 | 0,9884 | 0,9573 | 0,9461 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 303,49 | 0,0110 | 0,9548 | 0,0105 |
| H ₂ O | 17,49 | 0,0006 | 0,9005 | 0,0006 |
| Total | 27578,77 | 1,0000 | | 0,9572 |

$$\rho_2 = 957,20 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 59,76 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

Laju alir volumetrik

$$\begin{aligned}
 q_8 &= \frac{\text{Laju alir massa arus 2}}{\rho_2} \dots\dots\dots 52 \\
 &= \frac{27578,77 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{957,20 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\
 &= 28,81 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0,28 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}
 \end{aligned}$$

Diameter pipa koil dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M. (1990) halaman 100, sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 D_{\text{opt}} &= 3,9 \cdot q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \cdot \left(0,28 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}\right)^{0,45} \cdot \left(59,83 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13} \\
 &= 3,76 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 11. Kern, D.Q. (1983) halaman 844 diperoleh :

- NPS = 4 in, Sch. No. 80
- OD = 4,50 in = 0,1143 m
- ID = 3,826 in = 0,0972 m

c. Keluaran mixer (arus 3)

Tabel 14. Data densitas masing-masing komponen keluaran (arus 3)

| Komponen | Kg/jam | xF | ρ (gr/cm ³) | xF x ρ |
|--|-----------------|----------------|-------------------------|---------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,40 | 0,0000 | 0,7613 | 0,0000 |
| C ₆ H ₅ OH | 32466,41 | 0,9900 | 1,0525 | 1,0420 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 303,49 | 0,0093 | 1,0230 | 0,0095 |
| H ₂ O | 22,70 | 0,0007 | 1,0086 | 0,0007 |
| Total | 32793,00 | 1,00000 | | 1,0522 |

$$\begin{aligned}\rho_{\text{out}} &= 1052,20 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \\ &= 65,69 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\end{aligned}$$

Laju alir volumetrik

$$\begin{aligned}q_{\text{out}} &= \frac{\text{Laju alir massa keluar}}{\rho_{\text{out}}} \dots\dots\dots 53 \\ &= \frac{32793,00 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1052,20 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 31,17 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0,31 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}\end{aligned}$$

Diameter pipa koil dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M. (1990) halaman 100, sebagai berikut :

$$\begin{aligned}D_{\text{opt}} &= 3,9 \cdot q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \cdot \left(0,31 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}\right)^{0,45} \cdot \left(65,69 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13} \\ &= 3,94 \text{ in}\end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 11. Kern, D.Q. (1983) halaman 844 diperoleh :

$$\text{NPS} = 4 \text{ in, Sch. No. 40}$$

$$\text{OD} = 4,5 \text{ in} = 0,11 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ in} = 0,10 \text{ m}$$

14. Pengaduk dalam mixer**Viskositas campuran**

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 15. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|--|----------|------------|-------------|-------------|
| (CH ₃) ₂ CO | -7,2126 | 9,0305E+02 | 1,8385E-02 | -2,0353E-05 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2629E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1,2831 | 1,1047E-03 | -89645E-04 | 2,3595E-07 |
| H ₂ O | -10,2158 | 1,7925E+03 | 1,7730E-03 | -1,2631E-05 |

$$\text{Log}_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 54$$

$$\mu = 10^{(A + B/T + C + DT^2)} \dots\dots\dots 55$$

Keterangan :

μ : Viskositas campuran [cP]

A, B,.....,D : Konstanta

T : Temperatur [K]

$$T = 362,37 \text{ K}$$

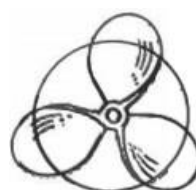
Tabel 16. Data viskositas masing-masing komponen umpan

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|--|-----------------|----------------|-------|------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,40 | 0,0000 | 0,19 | 0,0000 |
| C ₆ H ₅ OH | 32466,41 | 0,9900 | 1,61 | 1,5935 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 303,49 | 0,0093 | 11,53 | 0,1067 |
| H ₂ O | 27,70 | 0,0007 | 0,31 | 0,0002 |
| Total | 32793,00 | 1,0000 | | 1,7004 |

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} \mu_{\text{mix}} &= 1,7004 \text{ cP} \\ &= 1,7004 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}} \end{aligned}$$

Pemilihan jenis pengaduk

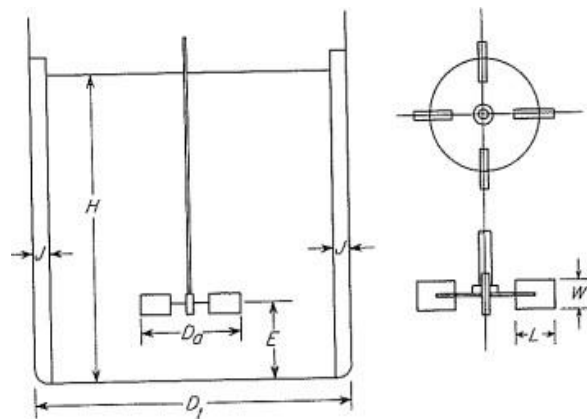


Gambar 4. The three bladed

Berdasarkan Walas, S. M., halaman 288 dipilih jenis pengaduk berupa *the three bladed* dengan alasan :

1. Pengaduk dapat digunakan untuk larutan dengan viskositas <4000 cP.
2. Pengaduk dapat digunakan pada kecepatan yang relatif tinggi, yaitu 1800 rpm.

Dimensi Pengaduk



Gambar 5. Dimensi tangki berpengaduk standar dengan *propeller*

Keterangan :

D_t = Diameter tangki

D_a = Diameter *propeller*

W = Tinggi *propeller*

L = Lebar *propeller*

J = Lebar *baffle*

E = Jarak *propeller* dari dasar tangki

H = Tinggi cairan

Berdasarkan Mc. Cabe and Smith, (1993), halaman 243 diketahui :

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3}$$

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$$

Sehingga diperoleh hasil :

$$\begin{aligned}
 \text{Da (Diameter propeller)} &= \frac{1}{3} Dt \dots\dots\dots 56 \\
 &= \frac{1}{3} 2,44 \text{ m} \\
 &= 0,81 \text{ m} \\
 \text{E (Jarak propeller)} &= \frac{1}{3} Dt \dots\dots\dots 57 \\
 &= \frac{1}{3} 2,44 \text{ m} \\
 &= 0,81 \text{ m} \\
 \text{L (Lebar propeller)} &= \frac{1}{4} Da \dots\dots\dots 58 \\
 &= \frac{1}{4} 0,81 \text{ m} \\
 &= 0,20 \text{ m} \\
 \text{W (Tinggi propeller)} &= \frac{1}{5} Da \dots\dots\dots 59 \\
 &= \frac{1}{5} 0,81 \text{ m} \\
 &= 0,16 \text{ m} \\
 \text{J (Lebar baffle)} &= \frac{1}{12} Dt \dots\dots\dots 60 \\
 &= \frac{1}{12} 2,44 \text{ m} \\
 &= 0,20 \text{ m} \\
 \text{H (Tinggi cairan)} &= Dt \cdot 2 \dots\dots\dots 61 \\
 &= 2,44 \text{ m} \cdot 2 \\
 &= 4,88 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Mc. Cabe and Smith, (1993), halaman 243 diketahui :

Jumlah *baffle* = 4 buah

Jumlah *blade* = 3 buah

Volume cairan setelah ditambah pengaduk dan baffle

$$\begin{aligned}
 V_{\text{cairan+pengaduk+baffle}} &= \text{Luas penampang mixer} \cdot H_{\text{cairan+pengaduk+baffle}} \dots\dots\dots 62 \\
 &= 4,62 \text{ m}^2 \cdot 4,88 \text{ m} \\
 &= 21,47 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume pengaduk dan baffle

$$\begin{aligned}
 V_{\text{pengaduk+baffle}} &= V_{\text{cairan+pengaduk+baffle}} - V_{\text{cairan}} \dots\dots\dots 63 \\
 &= 21,47 \text{ m}^3 - 19,19 \text{ m}^3 \\
 &= 2,29 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume cairan total

$$\begin{aligned}
 V_{\text{Total}} &= V_{\text{cairan}} + V_{\text{koil}} + V_{\text{pengaduk+baffle}} \dots\dots\dots 64 \\
 &= 19,19 \text{ m}^3 + 4,04 \text{ m}^3 + 2,29 \text{ m}^3 \\
 &= 25,51 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume tangki dirancang *over design* sebanyak 20% dari volume cairan, sehingga :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tangki}} &= 120\% \cdot V_{\text{cairan total}} \dots\dots\dots 65 \\
 &= 120\% \cdot 25,51 \text{ m}^3 \\
 &= 30,61 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Kecepatan Putar Pengaduk (N)

Kecepatan putar pengaduk dihitung berdasarkan persamaan 8.8 Rase, H. F., (1977) halaman 338 :

$$\frac{\text{WELH}}{2 \cdot \text{Da}} = \left(\frac{\pi \cdot \text{Da} \cdot \text{N}^2}{600} \right) \dots\dots\dots 66$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
 \text{WELH} &= \frac{\rho_{\text{mix}} \cdot \text{Tinggi cairan}}{\rho_{\text{air}}} \dots\dots\dots 67 \\
 &= \frac{1014,30 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 4,88 \text{ m}}{965,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= 5,12 \text{ m} \\ &= 16,80 \text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} N &= \frac{600}{\pi \cdot Da} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2 \cdot Da}} \dots\dots\dots 68 \\ &= \frac{600}{3,14 \cdot 2,67 \text{ ft}} \sqrt{\frac{16,80}{2 \cdot 2,67 \text{ ft}}} \\ &= 127,12 \text{ rpm} \end{aligned}$$

Berdasarkan Walas, S. M., 1990, halaman 288, digunakan kecepatan putar standar (N) = 155 rpm = 2,58 rps.

Jumlah pengaduk

Jumlah pengaduk dihitung berdasarkan persamaan 8.9 Rase, H. F., 1977, halaman 345.

$$\begin{aligned} \Sigma \text{ Propeller} &= \frac{\text{WELH}}{\text{ID}} \dots\dots\dots 69 \\ &= \frac{16,80 \text{ ft}}{7,96 \text{ ft}} \\ &= 2,11 \text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga jumlah pengaduk yang digunakan yaitu 3 buah.

Tenaga Pengadukan

a. Menghitung bilangan *Reynold*

Bilangan Reynold dihitung berdasarkan persamaan 9.17 Mc Cabe dan Smith, 1993, halaman 249 adalah :

$$\text{NRe} = \frac{N \cdot Da^2 \cdot \rho}{\mu} \dots\dots\dots 70$$

Keterangan

NRe = Bilangan *Reynold*

N = Jumlah putaran (rps)

Da = Diameter *propeller* (m)

ρ = Densitas cairan (kg/m³)

μ = Viskositas cairan (kg/(m.s))

Sehingga :

$$NRe = \frac{2,58 \text{ rps} \cdot (0,81 \text{ m})^2 \cdot 1014,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1,7160 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}}$$

$$= 1009231,17$$

b. Menentukan *Power Number* (Np)

Berdasarkan fig 8.8. Rase, H. R., 1977, halaman 349, diperoleh :

$$Np = 5.1$$

c. Menentukan tenaga pengadukan

$$P = Np \cdot N^3 \cdot Da^5 \cdot \rho \dots\dots\dots 71$$

$$= 5.1 \cdot (2,58 \text{ rps})^3 \cdot (0,81 \text{ m})^5 \cdot 1014,30 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$= 31635,89 \frac{\text{kg} \cdot \text{m}^2}{\text{s}^3}$$

$$= 31635,89 \text{ watt}$$

$$= 42,41 \text{ Hp}$$

Jika efisiensi motor yang digunakan adalah 85%, maka :

$$P = \frac{42,41 \text{ Hp}}{85\%} \dots\dots\dots 72$$

$$= 49,89 \text{ Hp}$$

Sehingga, standar daya motor pengaduk adalah 49,92 Hp.

15. Menentukan harga evaporator

Berdasarkan Aries Newton, 1995, halaman 53 diperoleh harga evaporator sebesar US\$6700.

Untuk mencari harga pada tahun 2020 digunakan persamaan sebagai berikut :

$$E_x = E_y \cdot \frac{N_x}{N_y} \dots\dots\dots 73$$

(Aries Newton, 1995, halaman 53)

Keterangan :

E_x = Harga pada tahun x

E_y = Harga pada tahun y

N_x = Indeks pada tahun x

N_y = Indeks pada tahun y

N_x = Indeks pada tahun 2020 = 591,3

N_y = Indeks pada tahun 1954 = 185

E_y = Harga pada tahun 1954 = US\$6700

Maka nilai E_x adalah sebagai berikut :

$$E_x = \text{US\$}6700 \frac{591,3}{185}$$

$$E_x = \text{US\$}21413,42$$

Sehingga, harga evaporator pada tahun 2020 yaitu sebesar US\$21413,42.

KESIMPULAN
MIXER TANK (M-01)

Tugas : Mencampurkan *fresh feed* C₆H₅OH dengan arus hasil campuran *cross* 1.

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk tertutup

Kondisi Operasi

Tekanan = 1 atm

Suhu = 45°C

Ukuran Mixer

| | |
|---------------------------------|------------------------|
| Diameter dalam (ID) | = 2,43 m |
| Diameter luar (OD) | = 2,44 m |
| Tinggi <i>mixer</i> | = 4,70 m |
| Volume <i>mixer</i> | = 30,61 m ³ |
| Volume cairan awal | = 19,19 m ³ |
| Volume cairan + koil | = 23,22 m ³ |
| Volume cairan + koil + pengaduk | = 25,51 m ³ |
| Tinggi cairan awal | = 4,15 m |
| Tinggi cairan + koil | = 5,02 m |
| Tinggi cairan + koil + pengaduk | = 5,52 m |

Pemilihan Jenis Pendingin

| | |
|------------------------|---------------------------|
| Jenis pendingin | = Air Pendingin |
| Diameter dalam (ID) | = 10,75 in = 0,27m |
| Diameter luar (OD) | = 9,75 in = 0,25 m |
| Panjang | = 117,28 m |
| Jumlah lengkungan | = 20 |
| Luas perpindahan panas | = 1082,72 ft ² |
| Tinggi koil | = 4,95 m |

Pemilihan Jenis Pengaduk

| | |
|-------------------------------------|--------------------------|
| Jenis pengaduk | = <i>The three blade</i> |
| Diameter <i>propeller</i> | = 0,81 m |
| Lebar <i>propeller</i> | = 0,20 m |
| Jarak <i>propeller</i> dengan dasar | = 0,86 m |
| Lebar <i>baffle</i> | = 0,20 m |
| Tinggi <i>propeller</i> | = 0,16 m |
| Jumlah <i>baffle</i> | = 4 buah |
| Daya pengaduk | = 42,41 Hp |

Pemilihan bahan

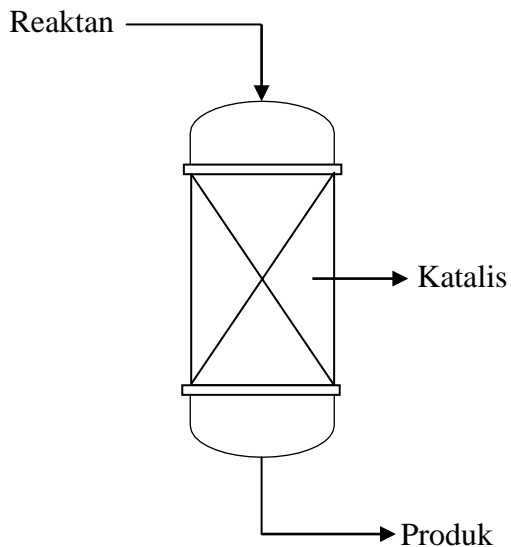
Bahan = *Carbon Steel SA-283 Grade A*

Harga = US\$21413,42

REAKTOR (R-01)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ dengan $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ menjadi $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$

Jenis : *Fixed Bed Single Bed Catalytic Reactor*

**Kondisi Operasi :**

Berdasarkan studi dari Z. Prokop dkk dengan judul “Bisphenol A Synthesis – Modeling of Industrial Reactor and Catalyst Deactivation” dan “Process Economics Program – Bisphenol-A From Phenol dan Acetone with Ion Exchange Resin Catalyst”, dapat diketahui bahwa pembuatan Bisphenol-A dari aseton dan fenol adalah sebagai berikut :

Fasa : Cair

Suhu : $45-70,04^\circ\text{C}$

Tekanan : 3,00 atm

Katalis : *Polystyrene Divinyl Benzene Sulfonated Resin*

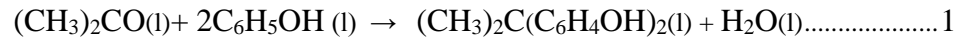
Kondisi reaksi : Eksotermis

Kondisi proses : Adibatis Non-Isothermal

Kinetika Reaksi :

Reaksi terjadi pada permukaan katalisator, untuk itu reaktan harus teradsorpsi pada permukaan katalisator. Setelah reaksi terjadi, maka zat-zat akan terdesorpsi dari permukaan katalisator.

Reaksi kimia :



Dari Z. Prokop dkk (2004), diketahui data kinetik :

$$r = \frac{k(C_A C_P^2 - (1/K_E)C_B C_W)}{(1 + \frac{K_A C_A}{A} + \frac{K_P C_P}{P} + \frac{K_W C_W}{W})^4} \dots\dots\dots 2$$

Dimana :

$$k = 24600 \exp\left(\frac{20500}{8,314 T}\right) \quad \left[\frac{(dm^3)^3}{mol \cdot Kg.h}\right]$$

$$1/K_E = 4,3 \times 10^{-15} \exp\left(\frac{9000}{8,314 T}\right) \quad \left[\frac{mol}{dm^3}\right]$$

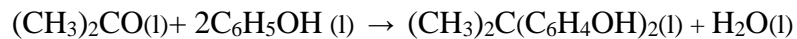
$$K_A = 0,479 \quad \left[\frac{dm^3}{mol}\right]$$

$$K_P = 0,110 \quad \left[\frac{dm^3}{mol}\right]$$

$$K_W = 0,00214 \exp\left(\frac{21200}{8,314 T}\right) \quad \left[\frac{dm^3}{mol}\right]$$

1. PENYUSUNAN PERSAMAAN DIFFERENSIAL

Persamaan reaksi kimia yang terjadi :



X = konversi reaksi aseton yang membentuk bisfenol-A

Tabel 1. Tabel Stokiometri

| Komponen | Masuk Reaktor | Reaksi | Keluar Reaktor |
|--|----------------------------|----------------------------------|---|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | F_{A0} | $- F_{A0} X_A$ | $F_{A0} (1 - X_A)$ |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | F_{B0} | $- 2 F_{A0} X_A$ | $F_{B0} - 2 F_{A0} X_A$ |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | F_{C0} | $F_{A0} X_A$ | $F_{C0} + F_{A0} X_A$ |
| H_2O | F_{D0} | $F_{A0} X_A$ | $F_{D0} + F_{A0} X_A$ |
| Total | F_{T0} | $- F_{A0} X_A$ | $F_{T0} - F_{A0} X_A$ |

Tabel 2. Komposisi Umpan masuk

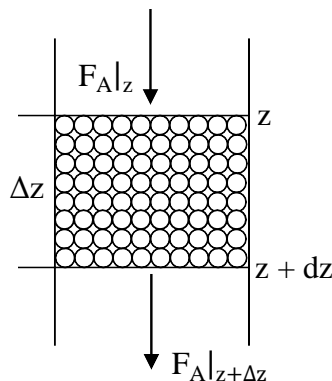
| Komponen | | Masuk Reaktor | |
|--|--------|-----------------|---------------|
| Senyawa | Simbol | Kg/jam | Kmol/jam |
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | A | 2003,66 | 34,50 |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | B | 32466,41 | 344,98 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | C | 303,49 | 1,33 |
| H_2O | D | 28,73 | 1,60 |
| Total | | 34802,29 | 382,41 |

A. NERACA MASSA

Perhitungan neraca massa dipakai untuk mencari konversi disepanjang reaktor. Adapun asumsi-asumsi yang terjadi :

1. Aliran *plug flow*, di mana tidak terjadi gradient konsentrasi ke arah radial.
2. *Steady State*

Pemodelan neraca massa bisfenol-A dapat dilakukan pada pipa berisi tumpukan katalisator pada elemen volume sebesar $\Delta V = A \cdot \Delta Z$:



Neraca Massa Bisfenol-A pada elemen volume sebesar $\Delta V = A \cdot \Delta Z$

(rate of input) – (rate of output) + (rate of reaction) = (rate of accumulation)

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} - r_A \cdot \Delta V \cdot \rho_B = 0$$

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} - r_A \cdot A \cdot \Delta Z \cdot \rho_B = 0$$

di mana : $A = \frac{\pi}{4} D^2$, sehingga :

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} + r_A \cdot \frac{\pi}{4} D^2 \cdot \Delta Z \cdot \rho_B = 0$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \left(\frac{F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z}}{\Delta Z} \right) = -r_A \cdot \frac{\pi}{4} D^2 \cdot \rho_B$$

$$\frac{-dF_A}{dZ} = -r_A \cdot \frac{\pi}{4} D^2 \cdot \rho_B \dots\dots\dots 3$$

dengan : $F_A = F_{A0}(1 - X_A)$, maka :

$$\frac{-dF_{A0}(1 - X_A)}{dZ} = -r_A \cdot \frac{\pi}{4} D^2 \cdot \rho_B$$

$$\frac{dF_{A0} dX_A}{dZ} = -r_A \cdot \frac{\pi}{4} D^2 \cdot \rho_B$$

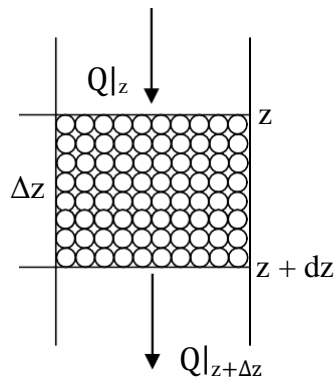
$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{-r_A \cdot \frac{\pi}{4} D^2 \cdot \rho_B}{F_{A0}} \dots\dots\dots 4$$

B. NERACA PANAS

Perhitungan neraca panas digunakan untuk mencari suhu disepanjang reaktor. Adapun asumsi-asumsi yang digunakan :

1. Aliran *Plug Flow*, di mana tidak terjadi gradient konsentrasi ke arah radial.
2. *Steady State*.
3. Proses terjadi secara adiabatik dan non-isothermal.
4. Kapasitas Panas (Cp) dan Viskositas (cP) hanya fungsi suhu.

Pemodelan neraca panas pada tumpukan katalisator terjadi pada elemen volume sebesar $\Delta V = A \cdot \Delta Z$:



Neraca Panas Bisfenol-A pada elemen volume sebesar $\Delta V = A \cdot \Delta Z$

(rate of input) – (rate of output) + (heat of reaction) = (rate of accumulation)

$$Q|_z - Q|_{z+\Delta z} + r_A \cdot (\Delta H_{RA}) \cdot \Delta V \cdot \rho_B = 0$$

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} + r_A \cdot (\Delta H_{RA}) \cdot A \cdot \Delta Z \rho_B = 0$$

di mana : $A = \frac{\pi}{4} D^2$, sehingga :

$$Q|_z - Q|_{z+\Delta z} + r_A (\Delta H_{RA}) \frac{\pi}{4} D^2 \Delta Z \rho_B = 0$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \left(\frac{Q|_z - Q|_{z+\Delta z}}{\Delta Z} \right) = - (r_A (\Delta H_{RA}) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \rho_B)$$

$$\frac{-dQ}{dZ} = -r_A (\Delta H_{RA}) \frac{\pi}{4} D^2 \rho_B \dots\dots\dots 5$$

dengan : $F_A = F_{A0}(1 - X_A)$, maka :

$$\frac{-d(F_t C_p (T - T_{reff}))}{dz} = \frac{-r_A (\Delta H_{RA}) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \rho_B}{F_t C_p} = \frac{-r_A (\Delta H_{RA}) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \rho_B}{F_t C_p} \dots\dots\dots 6$$

C. PRESSURE DROP

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{\rho \times g_c \times D_p}{\mu_{\text{mix}} \times (1 - \varepsilon)} \dots\dots\dots 7 \\
 &= \frac{1269,8 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,0010 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 0,841 \times 10^{-3} \text{m}}{2,27 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \\
 &= 0,7021
 \end{aligned}$$

Karena bilangan *Reynold* yang diperoleh adalah laminar, sehingga *pressure drop* aliran fluida yang melalui tumpukan katalis dihitung berdasarkan persamaan 12.1, Noel de Nevers, halaman 414 :

$$\frac{dP}{dZ} = -150 \frac{G \cdot \mu_l \cdot (1 - \varepsilon_b)^2}{\rho_l^2 \cdot D_p^2 \cdot \varepsilon^3 \cdot g_c} \dots\dots\dots 8$$

Dimana :

- P = Tekanan [atm]
- ε_b = Porositas katalis
- g_c = kecepatan gravitasi [kg.m²/(jam.N)]
- d_p = Diameter partikel katalis [m]
- μ_l = Viskositas cairan [kg/(m.s)]
- Z = Tinggi bed katalis [m]
- ρ_l = Densitas cairan [Kg/m³]
- G = Laju alir superficial [kg/(m²s)]
= M_T/A_T
- M_T = Laju alir massa [m/s]
- A_T = Luas penampang reaktor [m/s]

Konversi P (tekanan) :

$$1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 101325 \text{ kg/(m}^2\text{.s)}$$

2. PERHITUNGAN TINGGI REAKTOR

Untuk menghitung tinggi tumpukan katalisator di dalam reaktor sehingga sesuai dengan konversi yang diinginkan, digunakan persamaan-persamaan sebagai berikut :

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{-r_A \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \rho_B}{F_{A0}}$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{-r_A \cdot (-\Delta H_{RA}) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \rho_B}{F_{A0}}$$

$$\frac{dP}{dz} = -\frac{G}{\rho_l \cdot D_p \cdot g_c} \cdot \left(\frac{1 - \epsilon_b}{\epsilon_b^3} \right) \cdot \left(\frac{150(1 - \epsilon_b)\mu_l}{D_p} + 1,75G \right)$$

Untuk mendapatkan kapasitas produksi (konversi) yang diinginkan maka ke-3 persamaan differensial tersebut di atas diselesaikan secara simultan dengan metode numeric.

3. PERSAMAAN-PERSAMAAN PENDUKUNG LAINNYA :

Persamaan lain yang dibutuhkan adalah sifat-sifat fisis sebagai berikut :

Tabel 3. Data berat massa masing-masing komponen

| Komponen | BM |
|--|--------|
| (CH ₃) ₂ CO | 58,08 |
| C ₆ H ₅ OH | 94,11 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 228,29 |
| H ₂ O | 18,01 |

Berdasarkan Yaws, C. L., 1999, diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|--|----------|------------|-------------|-------------|
| (CH ₃) ₂ CO | -7,2126 | 9,0305E+02 | 1,8385E-02 | -2,0353E-05 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2620E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1,2831 | 1,1047E+03 | -8,9645E-04 | 2,3595E-07 |
| H ₂ O | -10,2158 | 1,7925E+03 | 1,7730E-02 | -1,2631E-05 |

$$\log_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 9$$

$$n_{liq} = 10^{(A+B/T+CT+DT^2)} \dots\dots\dots 10$$

di mana : μ = viskositas (cP)

T = suhu (K)

$$\text{Viskositas campuran : } \mu_t = \sum_i^n x_i \mu_i$$

Berdasarkan Yaws, C. L., 1999, diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 5. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|--|---------|---------|---------|--------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,27728 | 0,25760 | 0,29903 | 508.20 |
| H ₂ O | 0,34710 | 0,27400 | 0,28571 | 647,13 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,33722 | 0,28100 | 0,28571 | 849,00 |

$$\rho = AB^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n} \dots\dots\dots 11$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis [K]

$$\text{Densitas campuran : } \rho_t = \sum_i^n x_i \rho_i$$

4. PENYELESAIAN PERSAMAAN MATEMATIS

Persamaan matematis diselesaikan dengan metode Runge Kutta-4 :

a. Konstanta Runge Kutta ke 1

$$k_1 = \frac{\Delta x_A}{\Delta Z} \Delta Z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An}, T_n, P_n \dots\dots\dots 12$$

$$l_1 = \frac{\Delta T}{\Delta Z} \Delta Z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An}, T_n, P_n \dots\dots\dots 13$$

$$m_1 = \frac{\Delta P}{\Delta Z} \Delta Z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An}, T_n, P_n \dots\dots\dots 14$$

b. Konstanta Runge Kutta ke 2

$$k_2 = \frac{\Delta x_A}{\Delta Z} \Delta Z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An} + k_1/2, T_n + l_1/2, P_n + m_1/2 \dots\dots\dots 15$$

$$l_2 = \frac{\Delta T}{\Delta Z} \Delta Z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An} + k_1/2, T_n + l_1/2, P_n + m_1/2 \dots\dots\dots 16$$

$$m_2 = \frac{\Delta P}{\Delta Z} \Delta Z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An} + k_1/2, T_n + l_1/2, P_n + m_1/2 \dots\dots\dots 17$$

c. Konstanta Runge Kutta ke 3

$$k_3 = \frac{\Delta x_A}{\Delta Z} \Delta Z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An} + k_2/2, T_n + l_2/2, P_n + m_2/2 \dots\dots\dots 18$$

$$l_3 = \frac{\Delta T}{\Delta Z} \Delta Z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An} + k_2/2, T_n + l_2/2, P_n + m_2/2 \dots\dots\dots 19$$

$$m_3 = \frac{\Delta P}{\Delta Z} \Delta Z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An} + k_2/2, T_n + l_2/2, P_n + m_2/2 \dots\dots\dots 20$$

d. Konstanta Runge Kutta ke 4

$$k_4 = \frac{\Delta x_A}{\Delta Z} \Delta Z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An} + k_3, T_n + l_3, P_n + m_3 \dots\dots\dots 21$$

$$l_4 = \frac{\Delta T}{\Delta Z} \Delta Z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An} + k_3, T_n + l_3, P_n + m_3 \dots\dots\dots 22$$

$$m_4 = \frac{\Delta P}{\Delta Z} \Delta Z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An} + k_3, T_n + l_3, P_n + m_3 \dots\dots\dots 23$$

Penyelesaian :

$$Z_{n+1} = Z_n + \Delta z \dots\dots\dots 24$$

$$x_{An+1} = x_{An} + (k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4) / 6 \dots\dots\dots 25$$

$$T_{n+1} = T_n + (l_1 + 2l_2 + 2l_3 + l_4) / 6 \dots\dots\dots 26$$

$$P_{n+1} = P_{An} + (m_1 + 2m_2 + 2m_3 + m_4) / 6 \dots\dots\dots 27$$

HASIL SIMULASI

Pemodelan matematis yang telah disusun diselesaikan dengan pemograman Scilab versi 6.0.2 menggunakan metode numerik Runge Kutta-4.

```
//Reaksi Pembentukan Bisfenol A dari Aseton dan Fenol
//Fixed Bed Single Bed Reactor
//Adiabatis Non Isothermal
```

```
clear;clc;
```

```
//Kondisi mula-mula
```

```
dz = 0.1;
```

```
z = (0:dz:35)'; // Panjang reaktor, meter
```

```
n = length(z);
```

```
Y(1,1) = 0; // Konversi
```

```
Y(1,2) = 45 + 273; // Temperatur Reaktor, Kelvin
```

```
Y(1,3) = 3.0; // Tekanan awal, atm
```

```
phi=3.14159;
```

```
R = 0.0821; //m3.atm/kmol/K
```

```
function D=F(z, xA, T, P)
```

```
// Data Neraca Mol Masuk (Kmol/jam)
```

```
FA0 = 34.4983631045219 //kmol/jam
```

```
FBO = 344.983631045219 //kmol/jam
```

```
FC0 = 1.32938993566828 //kmol/jam
```

```
FD0 = 1.59534751247460 //kmol/jam
```

```
FT0 = FA0 + FBO + FC0 + FD0 //kmol/jam
```

```
// Berat Molekul
```

```
BMA = 58.08; //Aseton
```

```
BMB = 94.11; //Fenol
```

```
BMC = 228.29 //Bisfenol-A
```

```
BMD = 18.01 //Air
```

```
// Data Neraca Massa Masuk (kg/jam)
```

```
mA0 = FA0*BMA; //massa aseton
```

```
mB0 = FBO*BMB; //massa fenol
```

```
mC0 = FC0*BMC; //massa bisfenol-A
```

```
mD0 = FD0*BMD; //massa air
```

```
mT0 = mA0 + mB0 + mC0 + mD0;
```



```

// Data Neraca mol keluar (Kmol/h)
FA = FA0 - FA0*xA; // Aseton
FB = FB0 - 2*FA0*xA; // Fenol
FC = FC0 + FA0*xA; // Bisfenol-A
FD = FD0 + FA0*xA; // Air
FT = FA + FB + FC + FD; // Mol total keluar

// Data fraksi Mol Keluar
XA = FA/FT;
XB = FB/FT;
XC = FC/FT;
XD = FD/FT;

// BM Campuran (kg/kmol)
BMT = XA*BMA + XB*BMB + XC*BMC + XD*BMD;

// Data Neraca Massa Keluar (kg/h)
mA = FA*BMA;
mB = FB*BMB;
mC = FC*BMC;
mD = FD*BMD;
mT = mA + mB + mC + mD; // Massa total setelah reaksi

// Data Fraksi Massa keluar
XmA = mA/mT;
XmB = mB/mT;
XmC = mC/mT;
XmD = mD/mT;

//Memilih tube
IDt = 120/39.37; // m
at = phi/4*(IDt^2); // m^2, luas tube

// Data Ukuran Katalis
eps = 0.3; // Porositas
Dp = 0.841/1000; // diameter katalis [m]
rhoK = 1300; // kgkat./m^3

// Data kapasitas panas (Cp = A + B*T + C*T^2 + D*T^3 + E*T^4, kJ/kmol/K)
CpA = abs(46.878 + 6.2652e-01*T - 2.0761e-03*T^2 + 2.9583e-06*T^3); // Aseton
CpB = abs(38.622 + 1.0983e+00*T - 2.4897e-03*T^2 + 2.2802e-06*T^3); // Fenol
CpC = abs(-113.816 + 3.2404e+00*T - 5.9001e-03*T^2 + 4.1160e-06*T^3); // Bisfenol-A
CpD = abs(92.053 - 3.9953e-02*T - 2.1103e-04*T^2 + 5.3469e-07*T^3); // Air

```

```

// Data Neraca Panas Reaksi Utama
sigA = - 46.878 - 38.622 - 113.816 + 92.053;
sigB = - 6.2652e-01 - 1.0983e+00 + 3.2404e+00 - 3.9953e-02;
sigC = 2.0761e-03 + 2.4897e-03 - 5.9001e-03 - 2.1103e-04;
sigD = - 2.9583e-06 - 2.2802e-06 + 4.1160e-06 + 5.3469e-07;
sigCpdT = sigA*(T-298) + sigB/2*(T^2-298^2) + sigC/3*(T^3-298^3) + sigD/4*(T^4-298^4);
// kJ/kmol

dHr0 = -77110; // kJ/kmol
dHr1 = dHr0 + sigCpdT; // kJ/kmol

// Sigma Fi*Cpi (J/h/K)
FiCpi = (FA*CpA + FB*CpB + FC*CpC + FD*CpD);

// Data Densitas (kg/m3)
rhoA = 1000*(0.27728*(0.25760^(-1*((1-T)/508.20)^0.29903))); // Aseton
rhoB = 1000*(0.41476*(0.32162^(-1*((1-T)/694.25)^0.32120))); // Fenol
rhoC = 1000*(0.33722*(0.28100^(-1*((1-T)/849.00)^0.28571))); // Bisfenol-A
rhoD = 1000*(0.34710*(0.27400^(-1*((1-T)/647.13)^0.28571))); // Air
rhoT = (XA*rhoA + XB*rhoB + XC*rhoC + XD*rhoD); // Densitas campuran

//Data Viskositas (Cair = 10^(A + B/T + C*T + DT^2) [kg/dm/s]
miuA = (10^(-7.2126 + 9.0305e+2/T + 1.8385e-2*T - 2.0353e-5*T^2))*10^-4 // Aseton
miuB = (10^(1.5349 + 4.2620e+2/T - 9.1577e-3*T + 6.2322e-6*T^2))*10^-4 // Fenol
miuC = (10^(-1.2831 + 1.1047e+3/T - 8.9645e-4*T + 2.3595e-7*T^2))*10^-4 // Bisfenol-A
miuD = (10^(-10.2158 + 1.7925e+3/T + 1.7730e-2*T - 1.2631e-5*T^2))*10^-4 // Air
miuT = XA*miuA + XB*miuB + XC*miuC + XD*miuD; // Viskositas campuran

KA=0.479 //Koefisien adsorpsi Aseton [m^3/kmol]
KB=0.110 //Koefisien adsorpsi Fenol [m^3/kmol]
k=24600*(exp(-20500/(8.314*T))) //Konstanta laju reaksi [m^3/(kmol^2.h.kg)]
K=4.3*(10^(-15))*(exp(9000/(8.314*T))) //Konstanta kesetimbangan reaksi [kmol/m^3]
KD=0.00214*(exp(21200/(8.314*T))) //Konstanta adsorpsi air [m^3/kmol]
Ca = XA*P/R/T //Kmol/m3
Cb = XB*P/R/T
Cc = XC*P/R/T
Cd = XD*P/R/T
rA=(k*(Ca*Cb*Cc-K*Cc*Cd))/((1+KA*KA*Ca+KB*Cb+KD*Cd)^4)

// Fluks massa (kg/m^2/s)
G = mT/at/3600;
gc = 1 // [kg.m/s^2/N]

```

```

// Persamaan Differensial
dxAdz = rA*at*rhoK/FA0;
dTdz = (-rA*dHr1*at*rhoK)/FiCpi;
dPdz = ((-150*G/rhoT)*(1-eps)^2/(Dp^2*eps^3*rhoT))*1/101325; //atm/meter
D = [dxAdz,dTdz,dPdz];
endfunction

// Metode RK-4
function k=K(z, xA, T, P)
    k1 = F(z,xA,T,P);
    k2 = F(z+dz/2,xA+k1(1)*dz/2,T+k1(2)*dz/2,P+k1(3)*dz/2);
    k3 = F(z+dz,xA+k2(1)*dz,T+k2(2)*dz,P+k2(3)*dz);
    k = k1 + 2*k2 + k3;
endfunction

for i=1:n-1
    Y(i+1,1:3) = Y(i,1:3) + K(z(i),Y(i,1),Y(i,2),Y(i,3))*dz/6;
end

disp(' z(m) xA T P')
printf('%10.2f %15.4f %20.4f %15.4f\n',z,Y)

figure
plot(z,Y(:,1)); xlabel('Panjang reaktor (m)'); ylabel('Konversi');
figure
plot(z,Y(:,2)); xlabel('Panjang reaktor (m)'); ylabel('Temperatur (K)'); legend('Reaktor');
figure
plot(z,Y(:,3)); xlabel('Panjang reaktor (m)'); ylabel('Tekanan (atm)');
figure
plot(Y(:,1),Y(:,2)); xlabel('Konversi'); ylabel('Temperatur (K)');

```

HASIL SIMULASI

Tabel 6. Profil konversi, suhu dan tekanan di sepanjang reaktor.

| Z (m) | x _A | T (K) | P (atm) | Z (m) | x _A | T (K) | P (atm) |
|-------|----------------|--------|---------|-------|----------------|--------|---------|
| 0.0 | 0.0000 | 318.00 | 3.00 | 2.8 | 0.4271 | 331.64 | 2.91 |
| 0.1 | 0.0199 | 318.65 | 2.99 | 2.9 | 0.4382 | 331.99 | 2.90 |
| 0.2 | 0.0394 | 319.29 | 2.99 | 3.0 | 0.4491 | 332.33 | 2.90 |
| 0.3 | 0.0586 | 319.91 | 2.99 | 3.1 | 0.4597 | 332.66 | 2.90 |
| 0.4 | 0.0773 | 320.51 | 2.98 | 3.2 | 0.4701 | 332.98 | 2.89 |
| 0.5 | 0.0956 | 321.11 | 2.98 | 3.3 | 0.4803 | 333.30 | 2.89 |
| 0.6 | 0.1136 | 321.69 | 2.98 | 3.4 | 0.4903 | 333.61 | 2.89 |
| 0.7 | 0.1311 | 322.26 | 2.97 | 3.5 | 0.5001 | 333.92 | 2.88 |
| 0.8 | 0.1484 | 322.81 | 2.97 | 3.6 | 0.5097 | 334.21 | 2.88 |
| 0.9 | 0.1652 | 323.35 | 2.97 | 3.7 | 0.5190 | 334.50 | 2.88 |
| 1.0 | 0.1818 | 323.88 | 2.96 | 3.8 | 0.5282 | 334.79 | 2.87 |
| 1.1 | 0.1979 | 324.40 | 2.96 | 3.9 | 0.5372 | 335.06 | 2.87 |
| 1.2 | 0.2138 | 324.91 | 2.96 | 4.0 | 0.5460 | 335.34 | 2.87 |
| 1.3 | 0.2293 | 325.40 | 2.95 | 4.1 | 0.5546 | 335.60 | 2.86 |
| 1.4 | 0.2445 | 325.89 | 2.95 | 4.2 | 0.5631 | 335.86 | 2.86 |
| 1.5 | 0.2594 | 326.36 | 2.95 | 4.3 | 0.5713 | 336.11 | 2.86 |
| 1.6 | 0.2740 | 326.82 | 2.94 | 4.4 | 0.5794 | 336.36 | 2.85 |
| 1.7 | 0.2883 | 327.28 | 2.94 | 4.5 | 0.5873 | 336.61 | 2.85 |
| 1.8 | 0.3023 | 327.72 | 2.94 | 4.6 | 0.5951 | 336.85 | 2.85 |
| 1.9 | 0.3159 | 328.15 | 2.93 | 4.7 | 0.6027 | 337.08 | 2.84 |
| 2.0 | 0.3294 | 328.58 | 2.93 | 4.8 | 0.6101 | 337.31 | 2.84 |
| 2.1 | 0.3425 | 328.99 | 2.93 | 4.9 | 0.6174 | 337.53 | 2.84 |
| 2.2 | 0.3554 | 329.39 | 2.92 | 5.0 | 0.6245 | 337.75 | 2.83 |
| 2.3 | 0.3679 | 329.79 | 2.92 | 5.1 | 0.6315 | 337.96 | 2.83 |
| 2.4 | 0.3803 | 330.18 | 2.92 | 5.2 | 0.6384 | 338.17 | 2.83 |
| 2.5 | 0.3924 | 330.56 | 2.92 | 5.3 | 0.6450 | 338.37 | 2.83 |
| 2.6 | 0.4042 | 330.93 | 2.91 | 5.4 | 0.6516 | 338.57 | 2.82 |
| 2.7 | 0.4158 | 331.29 | 2.91 | 5.5 | 0.6580 | 338.77 | 2.82 |

REAKTOR

| Z (m) | x _A | T (K) | P (atm) | Z (m) | x _A | T (K) | P (atm) |
|-------|----------------|--------|---------|-------|----------------|--------|---------|
| 5.6 | 0.6643 | 338.96 | 2.82 | 8.5 | 0.8000 | 343.06 | 2.72 |
| 5.7 | 0.6705 | 339.15 | 2.81 | 8.6 | 0.8034 | 343.17 | 2.72 |
| 5.8 | 0.6765 | 339.33 | 2.81 | 8.7 | 0.8067 | 343.27 | 2.72 |
| 5.9 | 0.6824 | 339.51 | 2.81 | 8.8 | 0.8099 | 343.36 | 2.71 |
| 6.0 | 0.6882 | 339.69 | 2.80 | 8.9 | 0.8131 | 343.46 | 2.71 |
| 6.1 | 0.6938 | 339.86 | 2.80 | 9.0 | 0.8163 | 343.55 | 2.71 |
| 6.2 | 0.6994 | 340.03 | 2.80 | 9.1 | 0.8193 | 343.65 | 2.70 |
| 6.3 | 0.7048 | 340.19 | 2.79 | 9.2 | 0.8224 | 343.74 | 2.70 |
| 6.4 | 0.7101 | 340.35 | 2.79 | 9.3 | 0.8253 | 343.82 | 2.70 |
| 6.5 | 0.7153 | 340.51 | 2.79 | 9.4 | 0.8282 | 343.91 | 2.69 |
| 6.6 | 0.7205 | 340.67 | 2.78 | 9.5 | 0.8310 | 344.00 | 2.69 |
| 6.7 | 0.7255 | 340.82 | 2.78 | 9.6 | 0.8338 | 344.08 | 2.69 |
| 6.8 | 0.7304 | 340.97 | 2.78 | 9.7 | 0.8366 | 344.16 | 2.68 |
| 6.9 | 0.7351 | 341.11 | 2.77 | 9.8 | 0.8392 | 344.24 | 2.68 |
| 7.0 | 0.7398 | 341.25 | 2.77 | 9.9 | 0.8419 | 344.32 | 2.68 |
| 7.1 | 0.7445 | 341.39 | 2.77 | 10.0 | 0.8444 | 344.40 | 2.67 |
| 7.2 | 0.7490 | 341.53 | 2.76 | 10.1 | 0.8470 | 344.47 | 2.67 |
| 7.3 | 0.7534 | 341.66 | 2.76 | 10.2 | 0.8494 | 344.55 | 2.67 |
| 7.4 | 0.7577 | 341.79 | 2.76 | 10.3 | 0.8519 | 344.62 | 2.66 |
| 7.5 | 0.7620 | 341.92 | 2.75 | 10.4 | 0.8542 | 344.69 | 2.66 |
| 7.6 | 0.7661 | 342.05 | 2.75 | 10.5 | 0.8566 | 344.76 | 2.66 |
| 7.7 | 0.7702 | 342.17 | 2.75 | 10.6 | 0.8589 | 344.83 | 2.65 |
| 7.8 | 0.7742 | 342.29 | 2.74 | 10.7 | 0.8611 | 344.90 | 2.65 |
| 7.9 | 0.7781 | 342.41 | 2.74 | 10.8 | 0.8633 | 344.96 | 2.65 |
| 8.0 | 0.7819 | 342.52 | 2.74 | 10.9 | 0.8655 | 345.03 | 2.64 |
| 8.1 | 0.7857 | 342.63 | 2.73 | 11.0 | 0.8676 | 345.09 | 2.64 |
| 8.2 | 0.7894 | 342.75 | 2.73 | 11.1 | 0.8697 | 345.15 | 2.64 |
| 8.3 | 0.7930 | 342.85 | 2.73 | 11.2 | 0.8717 | 345.21 | 2.63 |
| 8.4 | 0.7965 | 342.96 | 2.73 | 11.3 | 0.8737 | 345.27 | 2.63 |

REAKTOR

| Z (m) | x _A | T (K) | P (atm) | Z (m) | x _A | T (K) | P (atm) |
|-------|----------------|--------|---------|-------|----------------|--------|---------|
| 11.4 | 0.8757 | 345.33 | 2.63 | 14.3 | 0.9194 | 346.63 | 2.53 |
| 11.5 | 0.8776 | 345.39 | 2.63 | 14.4 | 0.9205 | 346.66 | 2.53 |
| 11.6 | 0.8795 | 345.44 | 2.62 | 14.5 | 0.9216 | 346.70 | 2.53 |
| 11.7 | 0.8814 | 345.50 | 2.62 | 14.6 | 0.9227 | 346.73 | 2.53 |
| 11.8 | 0.8832 | 345.55 | 2.62 | 14.7 | 0.9238 | 346.76 | 2.52 |
| 11.9 | 0.8850 | 345.61 | 2.61 | 14.8 | 0.9249 | 346.79 | 2.52 |
| 12.0 | 0.8867 | 345.66 | 2.61 | 14.9 | 0.9259 | 346.82 | 2.52 |
| 12.1 | 0.8885 | 345.71 | 2.61 | 15.0 | 0.9269 | 346.85 | 2.51 |
| 12.2 | 0.8902 | 345.76 | 2.60 | 15.1 | 0.9279 | 346.88 | 2.51 |
| 12.3 | 0.8918 | 345.81 | 2.60 | 15.2 | 0.9289 | 346.91 | 2.51 |
| 12.4 | 0.8935 | 345.86 | 2.60 | 15.3 | 0.9299 | 346.94 | 2.50 |
| 12.5 | 0.8951 | 345.91 | 2.59 | 15.4 | 0.9308 | 346.97 | 2.50 |
| 12.6 | 0.8966 | 345.95 | 2.59 | 15.5 | 0.9318 | 347.00 | 2.50 |
| 12.7 | 0.8982 | 346.00 | 2.59 | 15.6 | 0.9327 | 347.02 | 2.49 |
| 12.8 | 0.8997 | 346.04 | 2.58 | 15.7 | 0.9336 | 347.05 | 2.49 |
| 12.9 | 0.9012 | 346.09 | 2.58 | 15.8 | 0.9345 | 347.08 | 2.49 |
| 13.0 | 0.9026 | 346.13 | 2.58 | 15.9 | 0.9354 | 347.10 | 2.48 |
| 13.1 | 0.9041 | 346.17 | 2.57 | 16.0 | 0.9362 | 347.13 | 2.48 |
| 13.2 | 0.9055 | 346.22 | 2.57 | 16.1 | 0.9371 | 347.15 | 2.48 |
| 13.3 | 0.9068 | 346.26 | 2.57 | 16.2 | 0.9379 | 347.18 | 2.47 |
| 13.4 | 0.9082 | 346.30 | 2.56 | 16.3 | 0.9387 | 347.20 | 2.47 |
| 13.5 | 0.9095 | 346.34 | 2.56 | 16.4 | 0.9395 | 347.23 | 2.47 |
| 13.6 | 0.9108 | 346.38 | 2.56 | 16.5 | 0.9403 | 347.25 | 2.46 |
| 13.7 | 0.9121 | 346.41 | 2.55 | 16.6 | 0.9411 | 347.27 | 2.46 |
| 13.8 | 0.9134 | 346.45 | 2.55 | 16.7 | 0.9419 | 347.30 | 2.46 |
| 13.9 | 0.9146 | 346.49 | 2.55 | 16.8 | 0.9426 | 347.32 | 2.45 |
| 14.0 | 0.9159 | 346.52 | 2.54 | 16.9 | 0.9433 | 347.34 | 2.45 |
| 14.1 | 0.9171 | 346.56 | 2.54 | 17.0 | 0.9441 | 347.36 | 2.45 |
| 14.2 | 0.9182 | 346.59 | 2.54 | 17.1 | 0.9448 | 347.38 | 2.44 |

REAKTOR

| Z (m) | x _A | T (K) | P (atm) | Z (m) | x _A | T (K) | P (atm) |
|-------|----------------|--------|---------|-------|----------------|--------|---------|
| 17.2 | 0.9455 | 347.40 | 2.44 | 20.1 | 0.9617 | 347.88 | 2.35 |
| 17.3 | 0.9462 | 347.42 | 2.44 | 20.2 | 0.9621 | 347.89 | 2.34 |
| 17.4 | 0.9469 | 347.44 | 2.43 | 20.3 | 0.9625 | 347.91 | 2.34 |
| 17.5 | 0.9475 | 347.46 | 2.43 | 20.4 | 0.9629 | 347.92 | 2.34 |
| 17.6 | 0.9482 | 347.48 | 2.43 | 20.5 | 0.9634 | 347.93 | 2.33 |
| 17.7 | 0.9488 | 347.50 | 2.43 | 20.6 | 0.9638 | 347.94 | 2.33 |
| 17.8 | 0.9495 | 347.52 | 2.42 | 20.7 | 0.9642 | 347.95 | 2.33 |
| 17.9 | 0.9501 | 347.54 | 2.42 | 20.8 | 0.9646 | 347.97 | 2.33 |
| 18.0 | 0.9507 | 347.56 | 2.42 | 20.9 | 0.9650 | 347.98 | 2.32 |
| 18.1 | 0.9513 | 347.58 | 2.41 | 21.0 | 0.9653 | 347.99 | 2.32 |
| 18.2 | 0.9519 | 347.59 | 2.41 | 21.1 | 0.9657 | 348.00 | 2.32 |
| 18.3 | 0.9525 | 347.61 | 2.41 | 21.2 | 0.9661 | 348.01 | 2.31 |
| 18.4 | 0.9531 | 347.63 | 2.40 | 21.3 | 0.9665 | 348.02 | 2.31 |
| 18.5 | 0.9537 | 347.64 | 2.40 | 21.4 | 0.9668 | 348.03 | 2.31 |
| 18.6 | 0.9542 | 347.66 | 2.40 | 21.5 | 0.9672 | 348.04 | 2.30 |
| 18.7 | 0.9548 | 347.68 | 2.39 | 21.6 | 0.9676 | 348.05 | 2.30 |
| 18.8 | 0.9553 | 347.69 | 2.39 | 21.7 | 0.9679 | 348.06 | 2.30 |
| 18.9 | 0.9559 | 347.71 | 2.39 | 21.8 | 0.9682 | 348.07 | 2.29 |
| 19.0 | 0.9564 | 347.72 | 2.38 | 21.9 | 0.9686 | 348.08 | 2.29 |
| 19.1 | 0.9569 | 347.74 | 2.38 | 22.0 | 0.9689 | 348.09 | 2.29 |
| 19.2 | 0.9574 | 347.75 | 2.38 | 22.1 | 0.9692 | 348.10 | 2.28 |
| 19.3 | 0.9579 | 347.77 | 2.37 | 22.2 | 0.9696 | 348.11 | 2.28 |
| 19.4 | 0.9584 | 347.78 | 2.37 | 22.3 | 0.9699 | 348.12 | 2.28 |
| 19.5 | 0.9589 | 347.80 | 2.37 | 22.4 | 0.9702 | 348.13 | 2.27 |
| 19.6 | 0.9594 | 347.81 | 2.36 | 22.5 | 0.9705 | 348.14 | 2.27 |
| 19.7 | 0.9598 | 347.83 | 2.36 | 22.6 | 0.9708 | 348.15 | 2.27 |
| 19.8 | 0.9603 | 347.84 | 2.36 | 22.7 | 0.9711 | 348.16 | 2.26 |
| 19.9 | 0.9608 | 347.85 | 2.35 | 22.8 | 0.9714 | 348.17 | 2.26 |
| 20.0 | 0.9612 | 347.87 | 2.35 | 22.9 | 0.9717 | 348.18 | 2.26 |

REAKTOR

| Z (m) | x _A | T (K) | P (atm) | Z (m) | x _A | T (K) | P (atm) |
|-------|----------------|--------|---------|-------|----------------|--------|---------|
| 23.0 | 0.9720 | 348.19 | 2.25 | 25.9 | 0.9788 | 348.39 | 2.16 |
| 23.1 | 0.9723 | 348.19 | 2.25 | 26.0 | 0.9790 | 348.39 | 2.16 |
| 23.2 | 0.9726 | 348.20 | 2.25 | 26.1 | 0.9792 | 348.40 | 2.15 |
| 23.3 | 0.9728 | 348.21 | 2.24 | 26.2 | 0.9794 | 348.40 | 2.15 |
| 23.4 | 0.9731 | 348.22 | 2.24 | 26.3 | 0.9796 | 348.41 | 2.15 |
| 23.5 | 0.9734 | 348.23 | 2.24 | 26.4 | 0.9797 | 348.41 | 2.14 |
| 23.6 | 0.9736 | 348.23 | 2.23 | 26.5 | 0.9799 | 348.42 | 2.14 |
| 23.7 | 0.9739 | 348.24 | 2.23 | 26.6 | 0.9801 | 348.42 | 2.14 |
| 23.8 | 0.9742 | 348.25 | 2.23 | 26.7 | 0.9803 | 348.43 | 2.13 |
| 23.9 | 0.9744 | 348.26 | 2.23 | 26.8 | 0.9804 | 348.43 | 2.13 |
| 24.0 | 0.9747 | 348.26 | 2.22 | 26.9 | 0.9806 | 348.44 | 2.13 |
| 24.1 | 0.9749 | 348.27 | 2.22 | 27.0 | 0.9808 | 348.44 | 2.12 |
| 24.2 | 0.9751 | 348.28 | 2.22 | 27.1 | 0.9809 | 348.45 | 2.12 |
| 24.3 | 0.9754 | 348.29 | 2.21 | 27.2 | 0.9811 | 348.45 | 2.12 |
| 24.4 | 0.9756 | 348.29 | 2.21 | 27.3 | 0.9813 | 348.46 | 2.12 |
| 24.5 | 0.9759 | 348.30 | 2.21 | 27.4 | 0.9814 | 348.46 | 2.11 |
| 24.6 | 0.9761 | 348.31 | 2.20 | 27.5 | 0.9816 | 348.47 | 2.11 |
| 24.7 | 0.9763 | 348.31 | 2.20 | 27.6 | 0.9817 | 348.47 | 2.11 |
| 24.8 | 0.9765 | 348.32 | 2.20 | 27.7 | 0.9819 | 348.48 | 2.10 |
| 24.9 | 0.9768 | 348.33 | 2.19 | 27.8 | 0.9820 | 348.48 | 2.10 |
| 25.0 | 0.9770 | 348.33 | 2.19 | 27.9 | 0.9822 | 348.49 | 2.10 |
| 25.1 | 0.9772 | 348.34 | 2.19 | 28.0 | 0.9823 | 348.49 | 2.09 |
| 25.2 | 0.9774 | 348.35 | 2.18 | 28.1 | 0.9825 | 348.49 | 2.09 |
| 25.3 | 0.9776 | 348.35 | 2.18 | 28.2 | 0.9826 | 348.50 | 2.09 |
| 25.4 | 0.9778 | 348.36 | 2.18 | 28.3 | 0.9828 | 348.50 | 2.08 |
| 25.5 | 0.9780 | 348.36 | 2.17 | 28.4 | 0.9829 | 348.51 | 2.08 |
| 25.6 | 0.9782 | 348.37 | 2.17 | 28.5 | 0.9830 | 348.51 | 2.08 |
| 25.7 | 0.9784 | 348.38 | 2.17 | 28.6 | 0.9832 | 348.52 | 2.07 |
| 25.8 | 0.9786 | 348.38 | 2.16 | 28.7 | 0.9833 | 348.52 | 2.07 |

REAKTOR

| Z (m) | x _A | T (K) | P (atm) |
|-------|----------------|--------|---------|
| 28.8 | 0.9834 | 348.52 | 2.07 |
| 28.9 | 0.9836 | 348.53 | 2.06 |
| 29.0 | 0.9837 | 348.53 | 2.06 |
| 29.1 | 0.9838 | 348.53 | 2.06 |
| 29.2 | 0.9840 | 348.54 | 2.05 |
| 29.3 | 0.9841 | 348.54 | 2.05 |
| 29.4 | 0.9842 | 348.55 | 2.05 |
| 29.5 | 0.9843 | 348.55 | 2.04 |
| 29.6 | 0.9845 | 348.55 | 2.04 |
| 29.7 | 0.9846 | 348.56 | 2.04 |
| 29.8 | 0.9847 | 348.56 | 2.03 |
| 29.9 | 0.9848 | 348.56 | 2.03 |
| 30.0 | 0.9849 | 348.57 | 2.03 |
| 30.1 | 0.9850 | 348.57 | 2.02 |
| 30.2 | 0.9851 | 348.57 | 2.02 |
| 30.3 | 0.9853 | 348.58 | 2.02 |
| 30.4 | 0.9854 | 348.58 | 2.02 |
| 30.5 | 0.9855 | 348.58 | 2.01 |
| 30.6 | 0.9856 | 348.59 | 2.01 |
| 30.7 | 0.9857 | 348.59 | 2.01 |
| 30.8 | 0.9858 | 348.59 | 2.00 |
| 30.9 | 0.9859 | 348.60 | 2.00 |
| 31.0 | 0.9860 | 348.60 | 2.00 |
| 31.1 | 0.9861 | 348.60 | 1.99 |
| 31.2 | 0.9862 | 348.60 | 1.99 |
| 31.3 | 0.9863 | 348.61 | 1.99 |
| 31.4 | 0.9864 | 348.61 | 1.98 |
| 31.5 | 0.9865 | 348.61 | 1.98 |
| 31.6 | 0.9866 | 348.62 | 1.98 |

| Z (m) | x _A | T (K) | P (atm) |
|-------|----------------|--------|---------|
| 31.7 | 0.9867 | 348.62 | 1.97 |
| 31.8 | 0.9868 | 348.62 | 1.97 |
| 31.9 | 0.9869 | 348.62 | 1.97 |
| 32.0 | 0.9869 | 348.63 | 1.96 |
| 32.1 | 0.9870 | 348.63 | 1.96 |
| 32.2 | 0.9871 | 348.63 | 1.96 |
| 32.3 | 0.9872 | 348.63 | 1.95 |
| 32.4 | 0.9873 | 348.64 | 1.95 |
| 32.5 | 0.9874 | 348.64 | 1.95 |
| 32.6 | 0.9875 | 348.64 | 1.94 |
| 32.7 | 0.9875 | 348.64 | 1.94 |
| 32.8 | 0.9876 | 348.65 | 1.94 |
| 32.9 | 0.9877 | 348.65 | 1.93 |
| 33.0 | 0.9878 | 348.65 | 1.93 |
| 33.1 | 0.9879 | 348.65 | 1.93 |
| 33.2 | 0.9880 | 348.66 | 1.92 |
| 33.3 | 0.9880 | 348.66 | 1.92 |
| 33.4 | 0.9881 | 348.66 | 1.92 |
| 33.5 | 0.9882 | 348.66 | 1.92 |
| 33.6 | 0.9883 | 348.66 | 1.91 |
| 33.7 | 0.9883 | 348.67 | 1.91 |
| 33.8 | 0.9884 | 348.67 | 1.91 |
| 33.9 | 0.9885 | 348.67 | 1.90 |
| 34.0 | 0.9885 | 348.67 | 1.90 |
| 34.1 | 0.9886 | 348.68 | 1.90 |
| 34.2 | 0.9887 | 348.68 | 1.89 |
| 34.3 | 0.9888 | 348.68 | 1.89 |
| 34.4 | 0.9888 | 348.68 | 1.89 |
| 34.5 | 0.9889 | 348.68 | 1.88 |

REAKTOR

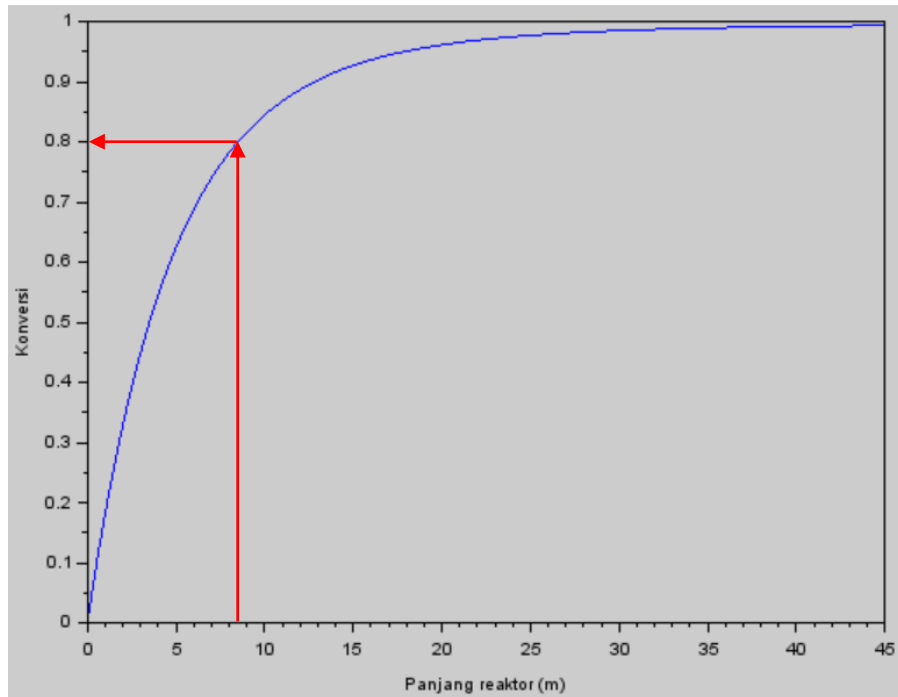
| Z (m) | x _A | T (K) | P (atm) | Z (m) | x _A | T (K) | P (atm) |
|-------|----------------|--------|---------|-------|----------------|--------|---------|
| 34.6 | 0.9890 | 348.69 | 1.88 | 37.5 | 0.9906 | 348.73 | 1.79 |
| 34.7 | 0.9890 | 348.69 | 1.88 | 37.6 | 0.9907 | 348.74 | 1.78 |
| 34.8 | 0.9891 | 348.69 | 1.87 | 37.7 | 0.9907 | 348.74 | 1.78 |
| 34.9 | 0.9892 | 348.69 | 1.87 | 37.8 | 0.9908 | 348.74 | 1.78 |
| 35.0 | 0.9892 | 348.69 | 1.87 | 37.9 | 0.9908 | 348.74 | 1.77 |
| 35.1 | 0.9893 | 348.70 | 1.86 | 38.0 | 0.9909 | 348.74 | 1.77 |
| 35.2 | 0.9894 | 348.70 | 1.86 | 38.1 | 0.9909 | 348.74 | 1.77 |
| 35.3 | 0.9894 | 348.70 | 1.86 | 38.2 | 0.9910 | 348.74 | 1.76 |
| 35.4 | 0.9895 | 348.70 | 1.85 | 38.3 | 0.9910 | 348.75 | 1.76 |
| 35.5 | 0.9895 | 348.70 | 1.85 | 38.4 | 0.9911 | 348.75 | 1.76 |
| 35.6 | 0.9896 | 348.70 | 1.85 | 38.5 | 0.9911 | 348.75 | 1.75 |
| 35.7 | 0.9897 | 348.71 | 1.84 | 38.6 | 0.9911 | 348.75 | 1.75 |
| 35.8 | 0.9897 | 348.71 | 1.84 | 38.7 | 0.9912 | 348.75 | 1.75 |
| 35.9 | 0.9898 | 348.71 | 1.84 | 38.8 | 0.9912 | 348.75 | 1.74 |
| 36.0 | 0.9898 | 348.71 | 1.83 | 38.9 | 0.9913 | 348.75 | 1.74 |
| 36.1 | 0.9899 | 348.71 | 1.83 | 39.0 | 0.9913 | 348.75 | 1.74 |
| 36.2 | 0.9899 | 348.71 | 1.83 | 39.1 | 0.9914 | 348.76 | 1.73 |
| 36.3 | 0.9900 | 348.72 | 1.82 | 39.2 | 0.9914 | 348.76 | 1.73 |
| 36.4 | 0.9901 | 348.72 | 1.82 | 39.3 | 0.9914 | 348.76 | 1.73 |
| 36.5 | 0.9901 | 348.72 | 1.82 | 39.4 | 0.9915 | 348.76 | 1.72 |
| 36.6 | 0.9902 | 348.72 | 1.82 | 39.5 | 0.9915 | 348.76 | 1.72 |
| 36.7 | 0.9902 | 348.72 | 1.81 | 39.6 | 0.9916 | 348.76 | 1.72 |
| 36.8 | 0.9903 | 348.72 | 1.81 | 39.7 | 0.9916 | 348.76 | 1.72 |
| 36.9 | 0.9903 | 348.73 | 1.81 | 39.8 | 0.9916 | 348.76 | 1.71 |
| 37.0 | 0.9904 | 348.73 | 1.80 | 39.9 | 0.9917 | 348.77 | 1.71 |
| 37.1 | 0.9904 | 348.73 | 1.80 | 40.0 | 0.9917 | 348.77 | 1.71 |
| 37.2 | 0.9905 | 348.73 | 1.80 | 40.1 | 0.9917 | 348.77 | 1.70 |
| 37.3 | 0.9905 | 348.73 | 1.79 | 40.2 | 0.9918 | 348.77 | 1.70 |
| 37.4 | 0.9906 | 348.73 | 1.79 | 40.3 | 0.9918 | 348.77 | 1.70 |

REAKTOR

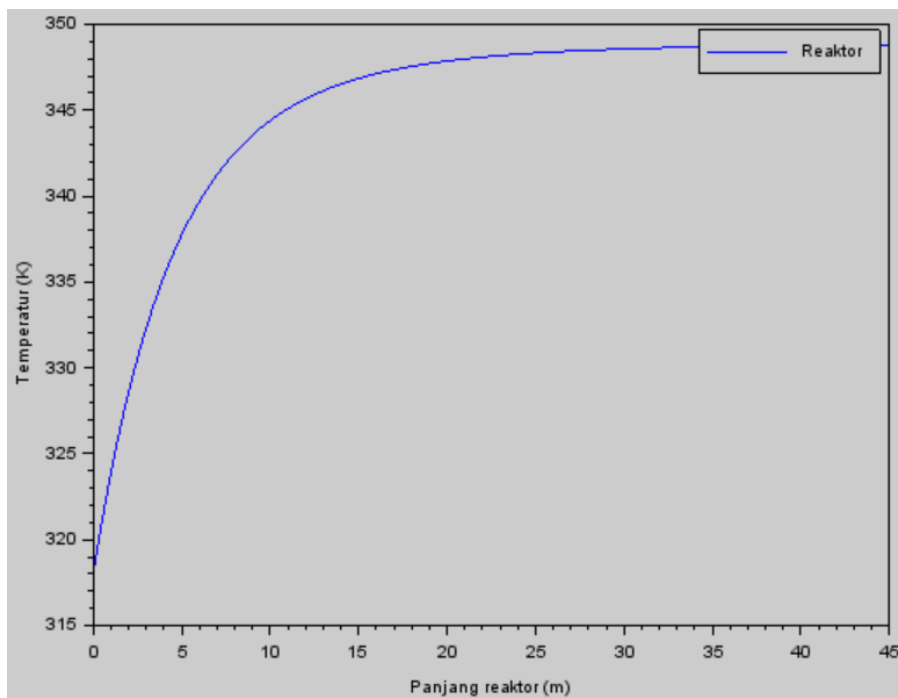
| Z (m) | x _A | T (K) | P (atm) |
|-------|----------------|--------|---------|
| 40.5 | 0.9919 | 348.77 | 1.69 |
| 40.6 | 0.9919 | 348.77 | 1.69 |
| 40.7 | 0.9920 | 348.77 | 1.68 |
| 40.8 | 0.9920 | 348.78 | 1.68 |
| 40.9 | 0.9920 | 348.78 | 1.68 |
| 41.0 | 0.9921 | 348.78 | 1.67 |
| 41.1 | 0.9921 | 348.78 | 1.67 |
| 41.2 | 0.9921 | 348.78 | 1.67 |
| 41.3 | 0.9922 | 348.78 | 1.66 |
| 41.4 | 0.9922 | 348.78 | 1.66 |
| 41.5 | 0.9922 | 348.78 | 1.66 |
| 41.6 | 0.9923 | 348.78 | 1.65 |
| 41.7 | 0.9923 | 348.78 | 1.65 |
| 41.8 | 0.9923 | 348.79 | 1.65 |
| 41.9 | 0.9924 | 348.79 | 1.64 |
| 42.0 | 0.9924 | 348.79 | 1.64 |
| 42.1 | 0.9924 | 348.79 | 1.64 |
| 42.2 | 0.9925 | 348.79 | 1.63 |
| 42.3 | 0.9925 | 348.79 | 1.63 |
| 42.4 | 0.9925 | 348.79 | 1.63 |
| 42.5 | 0.9926 | 348.79 | 1.62 |
| 42.6 | 0.9926 | 348.79 | 1.62 |
| 42.7 | 0.9926 | 348.79 | 1.62 |

| Z (m) | x _A | T (K) | P (atm) |
|-------|----------------|--------|---------|
| 42.8 | 0.9926 | 348.79 | 1.61 |
| 42.9 | 0.9927 | 348.79 | 1.61 |
| 43.0 | 0.9927 | 348.80 | 1.61 |
| 43.1 | 0.9927 | 348.80 | 1.61 |
| 43.2 | 0.9928 | 348.80 | 1.60 |
| 43.3 | 0.9928 | 348.80 | 1.60 |
| 43.4 | 0.9928 | 348.80 | 1.60 |
| 43.5 | 0.9928 | 348.80 | 1.59 |
| 43.6 | 0.9929 | 348.80 | 1.59 |
| 43.7 | 0.9929 | 348.80 | 1.59 |
| 43.8 | 0.9929 | 348.80 | 1.58 |
| 43.9 | 0.9929 | 348.80 | 1.58 |
| 44.0 | 0.9930 | 348.80 | 1.58 |
| 44.1 | 0.9930 | 348.80 | 1.57 |
| 44.2 | 0.9930 | 348.81 | 1.57 |
| 44.3 | 0.9930 | 348.81 | 1.57 |
| 44.4 | 0.9931 | 348.81 | 1.56 |
| 44.5 | 0.9931 | 348.81 | 1.56 |
| 44.6 | 0.9931 | 348.81 | 1.56 |
| 44.7 | 0.9931 | 348.81 | 1.55 |
| 44.8 | 0.9932 | 348.81 | 1.55 |
| 44.9 | 0.9932 | 348.81 | 1.55 |
| 45.0 | 0.9932 | 348.81 | 1.54 |

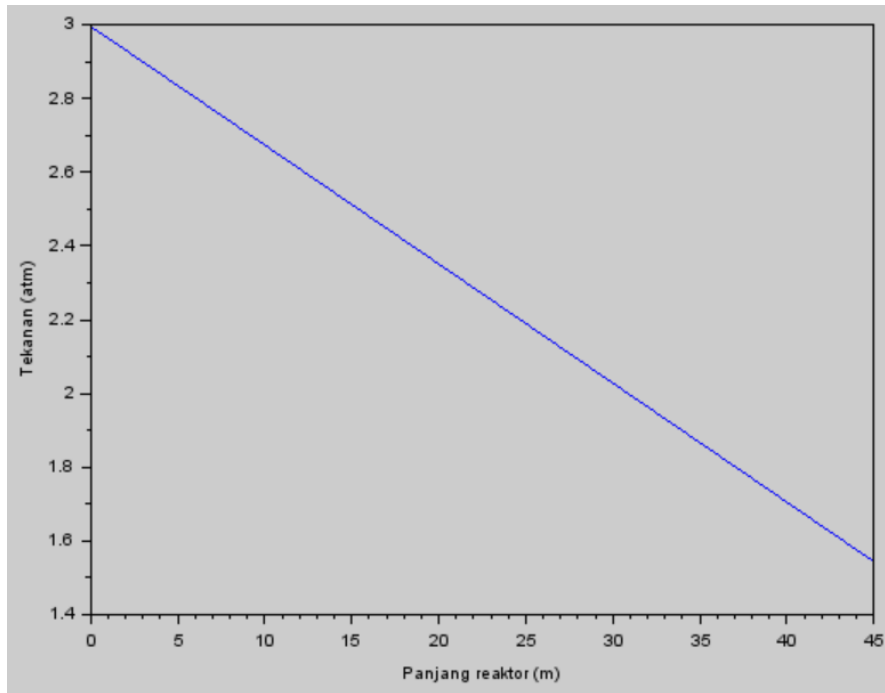
Grafik hasil perhitungan :



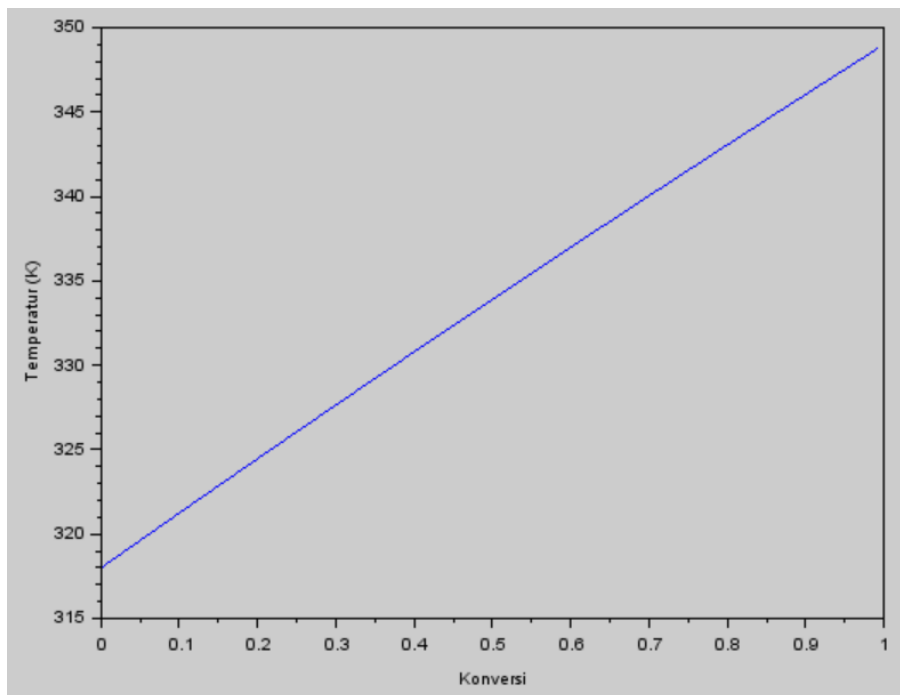
Gambar 1. Profil konversi di sepanjang reaktor



Gambar 2. Profil suhu di sepanjang reaktor



Gambar 3. Profil tekanan di sepanjang reaktor



Gambar 4. Profil konversi vs di suhu

Kondisi Operasi

- Konversi = 0,80
- Tinggi tumpukan katalis = 8,5 m
- Suhu fluida masuk = 318 K = 45°C
- Suhu fluida keluar = 343,06 K = 70,06°C
- Tekanan awal = 3,00 atm
- Tekanan akhir = 2,72 atm
- Pressure drop = 0,28 atm
- Diameter reaktor = 120 in = 3,05 m
- Massa Katalis = 80660,07 kg
- Waktu tinggal = 1,75 jam

5. NERACA PANAS

Diketahui Cp rata-rata untuk masing-masing komponen sebagai berikut dengan satuan Cp KJ/(Kmol.K) (Yaws, 1999) :

Tabel 7. Data Cp masing masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|--|----------|-------------|-------------|------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 46,878 | 6,2652E-01 | -2,0761E-01 | 2,9583E-06 |
| C ₆ H ₅ OH | 38,622 | 1,0983 | -2,4897E-03 | 2,2802E-06 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -113,816 | 3,2404 | -5,9001E-03 | 4,1160E-06 |
| H ₂ O | 92,053 | -3,9953E-02 | -2,1103E-04 | 5,3469E-07 |

a. Entalpi arus umpan reaktor

Suhu umpan masuk reaktor = 45°C = 318 K

Suhu referensi = 25°C = 298 K

$$\Delta H_{(CH_3)_2CO} = \int_{318}^{298} C_{p,(CH_3)_2CO} dT \dots\dots\dots 28$$

$$= \int_{318}^{298} (46,878 + 6,2652 \times 10^{-1} T - 2,0761 \times 10^{-3} T^2 + 2,9583 \times 10^{-6} T^3) dT$$

$$= (46,878)T + \left(\frac{6,2652 \times 10^{-1}}{2}\right) T^2 - \left(\frac{2,0761 \times 10^{-3}}{3}\right) T^3 + \left(\frac{2,9583 \times 10^{-6}}{4}\right) T^4 \Big|_{318}^{298}$$

$$\begin{aligned}
 &= [46,878(298 - 318)] + \left[\frac{6,2652 \times 10^{-1}}{2} (298^2 - 318^2) \right] - \left[\frac{2,0761 \times 10^{-3}}{3} (298^3 - 318^3) \right] \\
 &\quad + \left[\frac{2,9583 \times 10^{-6}}{4} (298^4 - 318^4) \right] \\
 &= -2587,137 \text{ kJ/Kmol}
 \end{aligned}$$

$$\Delta H_{\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}} = \int_{318}^{298} C_{p, \text{C}_6\text{H}_5\text{OH}} dT \dots\dots\dots 29$$

$$\begin{aligned}
 &= \int_{318}^{298} (38,622 + 1,0983 T - 2,4897 \times 10^{-3} T^2 + 2,2802 \times 10^{-6} T^3) dT \\
 &= (38,622)T + \frac{1,0983}{2} T^2 - \frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3} T^3 + \frac{(2,2802 \times 10^{-6})}{4} T^4 \Big|_{318}^{298} \\
 &= [38,622(298 - 318)] + \left[\frac{1,0983}{2} (298^2 - 318^2) \right] - \left[\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3} (298^3 - 318^3) \right] \\
 &\quad + \left[\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4} (298^4 - 318^4) \right] \\
 &= -4146,518 \text{ kJ/Kmol}
 \end{aligned}$$

$$\Delta H_{(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2} = \int_{318}^{298} C_{p, (\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2} dT \dots\dots\dots 30$$

$$\begin{aligned}
 &= \int_{318}^{298} (-113,816 + 3,2404 T - 5,9001 \times 10^{-3} T^2 + 4,1160 \times 10^{-6} T^3) dT \\
 &= (-113,816)T + \frac{3,2404}{2} T^2 - \frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3} T^3 + \frac{(4,1160 \times 10^{-6})}{4} T^4 \Big|_{318}^{298} \\
 &= [-113,816(298 - 318)] + \left[\frac{3,2404}{2} (298^2 - 318^2) \right] - \left[\frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3} (298^3 - 318^3) \right] \\
 &\quad + \left[\frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4} (298^4 - 318^4) \right] \\
 &= -8894,239 \text{ kJ/Kmol}
 \end{aligned}$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} = \int_{318}^{298} C_{p, \text{H}_2\text{O}} dT \dots\dots\dots 31$$

$$\begin{aligned}
 &= \int_{298}^{298} (92,053 - 3,9953 \times 10^{-2} T - 2,1103 \times 10^{-4} T^2 + 5,3469 \times 10^{-7} T^3) dT \\
 &= (92,053)T - \frac{3,9953 \times 10^{-2}}{2} T^2 - \frac{2,1103 \times 10^{-4}}{3} T^3 + \frac{(5,3469 \times 10^{-7})}{4} T^4 \Big|_{318}^{298}
 \end{aligned}$$

$$= [92,053(298 - 318)] - \left[\frac{3,9953 \times 10^{-2}}{2} (298^2 - 318^2) \right] - \left[\frac{2,1103 \times 10^{-4}}{3} (298^3 - 318^3) \right] + \left[\frac{5,3469 \times 10^{-7}}{4} (298^4 - 318^4) \right]$$

$$= -1507,208 \text{ kJ/Kmol}$$

Tabel 8. Data entalpi masing-masing komponen umpan reaktor

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|--|---------------|-------------------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 34,50 | -2587,14 | -89252,00 |
| C ₆ H ₅ OH | 344,98 | -4146,52 | -1430480,69 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 1,33 | -8894,24 | -11823,91 |
| H ₂ O | 1,60 | -1507,21 | -2404,52 |
| Total | 382,41 | | -1533961,12 |

Panas masuk (H6) = -1533961,12 kJ/jam

b. Entalpi keluar

Suhu arus keluar reaktor = 70,06°C = 343,06 K

Suhu referensi = 25°C = 298 K

$$\Delta H_{(CH_3)_2CO} = \int_{298}^{343,06} C_{p,(CH_3)_2CO} dT \dots\dots\dots 32$$

$$= \int_{298}^{343,06} (46,878 + 6,2652 \times 10^{-1} T - 2,0761 \times 10^{-3} T^2 + 2,9583 \times 10^{-6} T^3) dT$$

$$= (46,878)T + \frac{6,2652 \times 10^{-1}}{2} T^2 - \frac{2,0761 \times 10^{-3}}{3} T^3 + \frac{(2,9583 \times 10^{-6})}{4} T^4 \Big|_{298}^{343,06}$$

$$= [46,878(343,06 - 298) + \frac{6,2652 \times 10^{-1}}{2} (343,06^2 - 298^2) - \frac{2,0761 \times 10^{-3}}{3} (343,06^3 - 298^3) + \frac{2,9583 \times 10^{-6}}{4} (343,06^4 - 298^4)]$$

$$= 5945,63 \text{ kJ/Kmol}$$

$$\Delta H_{C_6H_5OH} = \int_{298}^{343,06} C_{p,C_6H_5OH} dT \dots\dots\dots 33$$

$$= \int_{298}^{343,06} (38,622 + 1,0983 T - 2,4897 \times 10^{-3} T^2 + 2,2802 \times 10^{-6} T^3) dT$$

$$= (38,622)T + \frac{1,0983}{2} T^2 - \frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3} T^3 + \frac{(2,2802 \times 10^{-6})}{4} T^4 \Big|_{298}^{343,06}$$

$$\begin{aligned}
 &= [38,622(343,06 - 298)] + \frac{1,0983}{2} (343,06^2 - 298^2) - \left[\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3} (343,06^3 - 298^3) \right] \\
 &\quad + \left[\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4} (343,06^4 - 298^4) \right] \\
 &= 9458,49 \text{ kJ/Kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2} &= \int_{298}^{343,06} C_{p(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2} dT \dots\dots\dots 34 \\
 &= \int_{298}^{343,06} (-113,816 + 3,2404 T - 5,9001 \times 10^{-3} T^2 + 4,1160 \times 10^{-6} T^3) dT \\
 &= \left[-113,816 T + \left(\frac{3,2404}{2} \right) T^2 - \left(\frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3} \right) T^3 + \left(\frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4} \right) T^4 \right]_{298}^{343,06} \\
 &= \left[-113,816 (343,06 - 298) \right] + \left[\frac{3,2404}{2} (343,06^2 - 298^2) \right] - \left[\frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3} (343,06^3 - 298^3) \right] \\
 &\quad + \left[\frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4} (343,06^4 - 298^4) \right] \\
 &= 20451,47 \text{ kJ/Kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} &= \int_{298}^{343,06} C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} dT \dots\dots\dots 35 \\
 &= \int_{298}^{343,06} (92,053 - 3,9953 \times 10^{-2} T + 2,1103 \times 10^{-4} T^2 - 5,3469 \times 10^{-7} T^3) dT \\
 &= \left[92,053 T - \left(\frac{3,9953 \times 10^{-2}}{2} \right) T^2 + \left(\frac{2,1103 \times 10^{-4}}{3} \right) T^3 - \left(\frac{5,3469 \times 10^{-7}}{4} \right) T^4 \right]_{298}^{343,06} \\
 &= [92,053(343,06 - 298)] - \left[\frac{3,9953 \times 10^{-2}}{2} (343,06^2 - 298^2) \right] + \left[\frac{2,1103 \times 10^{-4}}{3} (343,06^3 - 298^3) \right] \\
 &\quad - \left[\frac{5,3469 \times 10^{-7}}{4} (343,06^4 - 298^4) \right] \\
 &= 3389,64 \text{ kJ/Kmol}
 \end{aligned}$$

Tabel 9. Data entalpi masing-masing komponen keluar reaktor

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n .Cp.dT (kJ/jam) |
|--|---------------|-------------------|-------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 6,90 | 5945,63 | 41022,87 |
| C ₆ H ₅ OH | 289,78 | 9458,49 | 2740940,62 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 28,93 | 20451,47 | 591621,74 |
| H ₂ O | 29,20 | 3389,64 | 98957,19 |
| Total | 354,81 | | 3472542,42 |

Panas keluar (H7) = 3472542,42 kJ/jam

c. Entalpi reaksi

Diketahui panas reaksi (H_f^0) untuk masing-masing komponen sebagai berikut dengan satuan H_f^0 (kJ/Kmol) (Yaws, 1999) :

Tabel 10. Data panas reaksi H_f^0 masing masing komponen

| Komponen | H_f^0 (kJ/Kmol) |
|-------------------------|-------------------|
| $(CH_3)_2CO$ | -217570 |
| C_6H_5OH | -96360 |
| $(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2$ | -245600 |
| H_2O | -241800 |

$$\begin{aligned} \Delta H_f^0 &= (H_f^0)_{\text{produk}} - (H_f^0)_{\text{reaktan}} \dots\dots\dots 36 \\ &= [(-245600)+(-241800)]\text{kJ/Kmol}-[(-217570)+2(-96360)]\text{kJ/Kmol} \\ &= [(-487400)-(-410290)] \text{ kJ/Kmol} \\ &= (-77110,) \text{ kJ/Kmol} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} H_{\text{reaksi}} &= \Delta H_f^0 \cdot F_{a0} \cdot X_a \dots\dots\dots 37 \\ &= -77110 \text{ kJ/Kmol} \times 34,50 \text{ Kmol/jam} \times 0,80 \\ &= -2128135,02 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

d. Entalpi keluar ke lingkungan

$$Q_{\text{masuk}} + Q_{\text{reaksi}} = Q_{\text{keluar}} + Q_{\text{lost}} \dots\dots\dots 38$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{lost}} &= Q_{\text{masuk}} + Q_{\text{reaksi}} - Q_{\text{keluar}} \dots\dots\dots 39 \\ &= [(-1533961,12 + (-2128135,02)) - (3472542,42)] \text{ kJ/jam} \\ &= 189553,72 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel 11. Neraca panas total di Reaktor adalah :

| | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|--------------|--------------------|-------------------|
| H6 | -1533961,12 | |
| H7 | | 3472542,42 |
| Hr | -2128135,02 | |
| Qlost | | 189553,72 |
| Total | -3662096,14 | 3662096,14 |

6. PERHITUNGAN PELENGKAP

a. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

Tebal dinding reaktor dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell and Young (1959), halaman 254 :

$$t = \frac{r_i P_v}{s f E - 0,6 P_v} + C \dots\dots\dots 40$$

- t_s = Tebal dinding menara [in]
- r_i = Jari-jari dalam menara [in]
- P_v = Tekanan perancangan menurut alat ukur [psi]
- f = Allowable stress [psi]
- E = Efisiensi sambungan
- C = Faktor korosi [in]

Berdasarkan Brownell dan Young (1959), halaman 253, bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel 283 Grade C* dengan alasan:

1. Tangki tidak mengandung cairan yang mematikan.
2. Suhu operasinya adalah -20 – 650°F.
3. Tebal *plate*-nya tidak lebih dari 5/8 in.

Tekanan perancangan :

$$P_v = 120\% \times P_{operasi} \dots\dots\dots 41$$

$$P_v = 120\% \times 3,00 \text{ atm} \times \frac{14,6959 \text{ psi}}{\text{atm}}$$

$$P_v = 52,82 \text{ psi}$$

$$r_i = 60 \text{ in}$$

$$f = 12650 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell dan Young, 1959, hal. 251})$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell dan Young, 1959, hal. 254})$$

$$C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, hal. 985})$$

Sehingga tebal dinding menara :

$$t_s = \frac{60 \text{ in} \times 52,82 \text{ psi}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 52,82 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,44 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Dipilih tebal dinding standar} &= 1/2 \text{ in} = 0,5 \text{ in} \\ &= 0.0127 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar menara (OD)} &= ID + 2 \cdot t_s \dots\dots\dots 42 \\ &= 120 \text{ in} + 2 \times 0,5 \text{ in} \\ &= 121 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dipilih OD standar} &= 126 \text{ in} \\ &= 3,20 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Menghitung *Head* Reaktor

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 987, terdapat macam-macam tutup reaktor, yaitu :

1. *Flat Plate and Formed Flate Head*

Jenis tutup ini memiliki harga yang terendah namun penggunaannya terbatas pada tekanan rendah dan bejana dengan diameter kecil.

2. *Torispherical Head*

Merupakan jenis tutup yang paling umum digunakan untuk bejana hingga tekanan operasi 15 bar. Jenis tutup ini dapat digunakan pada tekanan tinggi, namun pada tekanan diatas 10 bar biaya ekonominya lebih tinggi.

3. *Hemispherical Head*

Merupakan jenis tutup dengan bentuk terkuat, mampu menahan sekitar dua kali tekanan *Torispherical Head* dengan ketebalan yang sama. Namun biaya ekonominya akan lebih tinggi daripada *torispherical head*.

4. *Ellipsodial Head*

Merupakan jenis tutup yang paling ekonomis uantuk digunakan untuk digunakan pada tekanan operasi diatas 15 bar.

Berdasarkan data diatas dipilih jenis tutup *torispherical* karena mampu menahan tekanan yang dirancang serta biaya ekonominya tidak tinggi.

Tebal *head* dihitung dengan persamaan 13.46 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 990 :

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P_v \cdot R_c}{f \cdot E - 0,1 P_v} + C \dots\dots\dots 43$$

t_h = Tebal *head* (in)

P_v = Tekanan perancangan menurut alat ukur

= 52,82 in

R_c = *Crown Radius*

= 120 in

f = *allowable stress*

= 12650 psi (Tabel 13.1 Brownell dan Young, 1959, hal. 251)

E = efisiensi sambungan

= 1,00 (Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, hal. 991)

C = faktor korosi

= 0,125 in (Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, hal. 985)

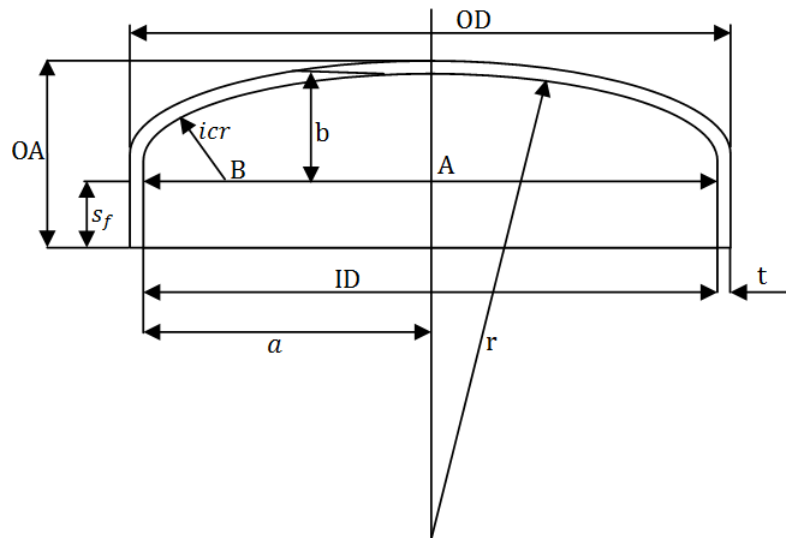
Sehingga tebal *head* :

$$t_h = \frac{0,885 \times 52,82 \text{ psi} \times 120 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 1 - 0,1 \times 52,82 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$t_h = 0,57 \text{ in}$

Dipilih tebal *head* standar = 5/8 in = 0,625 in

= 0,0159 m



Gambar 5. Design Head Reaktor

- t_h = Tebal head [m]
- icr = Jari-jari sudut internal [m]
- s_f = Flange lurus [m]
- r = Jari-jari kelengkungan [m]
- OA = Tinggi penutup [m]

Tinggi tutup reaktor dihitung dengan :

$$OA = s_f + b + t_h \dots\dots\dots 44$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \dots\dots\dots 45$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr \dots\dots\dots 46$$

$$BC = r - icr \dots\dots\dots 47$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) halaman 88, diperoleh nilai s_f pada t_h standar 5/8 yaitu berkisar antara 1½ - 3½.

Dipilih $s_f = 3,5 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$

Berdasarkan Tabel 5.7 Brownell dan Young (1959) halaman 89, diperoleh :

$$r = 120 \text{ in} = 3,05 \text{ m} \quad (\text{untuk OD standar} = 126 \text{ in})$$

$$icr = 7,625 \text{ in} = 0,19 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh :

$$AB = \left(\frac{3,05}{2} - 0,19\right) \text{ m} = 1,33 \text{ m}$$

$$BC = (3,05 - 0,19) \text{ m} = 2,86 \text{ m}$$

$$b = 3,05 \text{ m} - \sqrt{(2,86 \text{ m})^2 - (1,33 \text{ m})^2}$$

$$= 0,52 \text{ m}$$

Sehingga tinggi *head* :

$$OA = 0,0889 \text{ m} + 0,52 \text{ m} + 0,0159 \text{ m}$$

$$= 0,63 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh tinggi reaktor :

$$\text{Tinggi ballast} = 2,5 \text{ in} \quad [\text{Rase, H.F., (1977)}]$$

$$= 0,0635 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi reaktor} = \text{Tinggi katalis} + 2 \times \text{Tinggi ballast} + 2 \times \text{tinggi head} \dots\dots 48$$

$$= 8,5 \text{ m} + 2 \times 0,0635 \text{ m} + 2 \times 0,63 \text{ m}$$

$$= 9,88 \text{ m}$$

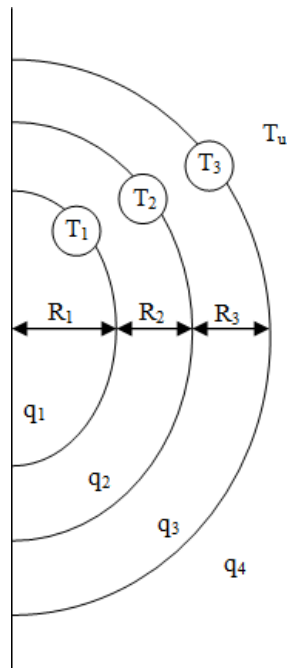
c. Menghitung Tebal Isolator

Untuk menjaga keamanan lingkungan maka diperlukan isolator pada dinding luar. Selain itu isolasi juga berfungsi untuk menjaga kondisi operasi (suhu) peralatan agar tidak terpengaruh fluktuasi suhu lingkungan. Asumsi-asumsi yang digunakan untuk menghitung tebal insulator :

1. Perpindahan panas terjadi dalam keadaan *steady state*.
2. Suhu permukaan luar isolator = 50°C

Perpindahan kalor yang terjadi :

1. Perpindahan panas secara konduksi dari dinding dalam reaktor ke dinding luar reaktor.
2. Perpindahan panas secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator.
3. Perpindahan panas secara konveksi dari dinding luar isolator ke lingkungan.



Gambar 6. Mekanisme perpindahan panas di dinding reaktor dan isolator

Keterangan :

R_1 = Jari-jari dalam reaktor = 1,52 m

R_2 = Jari-jari luar reaktor = 1,60 m

R_3 = Jari-jari luar reaktor + tebal isolator

q_1 = Laju alir panas konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

q_2 = Laju alir panas konduksi melalui dinding reaktor

q_3 = Laju alir panas konduksi melalui dinding isolator

q_4 = Laju alir panas konveksi dari dinding luar isolator ke udara

T_1 = Suhu dinding dalam reaktor = $70,04^{\circ}\text{C}$ = 343,06 K

T_2 = Suhu dinding luar reaktor

T_3 = Suhu dinding luar isolator = 50°C = 323 K

T_u = Suhu lingkungan = 30°C = 303 K

Bahan konstruksi dari reaktor adalah *Carbon Steel-SA 283 Grade A (C=1%)*

$$k_s = 43 \quad \text{W/(m.K)} \quad (\text{Tabel A-2 Holman, J. P., 1986})$$

$$\rho_s = 7,081 \text{ Kg/m}^3 \quad (\text{Tabel A-2 Holman, J. P., 1986})$$

Bahan konstruksi dari isolator dipilih *glass fiber (duct liner)* dengan pertimbangan :

1. Dapat digunakan pada range suhu operasi 15°C – 190°C.
2. Memiliki nilai k yang rendah.

Spesifikasi dari *glass fiber (duct liner)* :

$$k_i = 0,038 \text{ W/(m.K)} \quad (\text{Tabel A-3 Holman, J. P., 1986})$$

$$\rho_i = 32 \text{ Kg/m}^3 \quad (\text{Tabel A-3 Holman, J. P., 1986})$$

- a. Menghitung perpindahan panas secara konduksi dari dinding dalam reaktor ke dinding luar reaktor

Dihitung dengan persamaan :

$$q_k = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_s \cdot L \cdot (T_1 - T_2)}{\ln \left(\frac{R_2}{R_1} \right)} \quad 49$$

Dimana :

k_s = Konduktivitas termal *Carbon Steel* [W/(m.K)]

L = Tinggi katalis [m]

T_1 = Suhu dinding dalam reaktor [K]

T_2 = Suhu dinding luar reaktor [K]

R_1 = Jari-jari dalam reaktor [m]

R_2 = Jari-jari luar reaktor [m]

Sehingga laju alir panas total perpindahan panas konduksi reaktor :

$$q_k = \frac{2 \times 3,14 \times 43 \frac{\text{W}}{\text{m.K}} \times 8,5 \text{ m} (343,06 - T_2)\text{K}}{\ln \left(\frac{1,60 \text{ m}}{1,52 \text{ m}} \right)}$$

$$= \frac{2297,42 (343,06 - T_2)}{0,0488} \text{ W}$$

$$q_k = 47087,95 (343,06 - T_2) \text{ W} \dots\dots\dots 50$$

- b. Menghitung perpindahan panas secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator.

Dihitung dengan persamaan :

$$q_i = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_i \cdot L \cdot (T_2 - T_3)}{\ln \left(\frac{R_3}{R_2} \right)} \dots\dots\dots 51$$

Dimana :

k_i = Konduktivitas termal isolator [W/(m.K)]

L = Tinggi katalis [m]

T_2 = Suhu dinding luar reaktor [K]

T_3 = Suhu dinding isolator [K]

R_2 = Jari-jari luar reaktor [m]

R_3 = Jari-jari luar reaktor + tebal isolator [m]

Sehingga laju alir panas total perpindahan panas konduksi reaktor :

$$q_i = \frac{2 \times 3,14 \times 0,038 \frac{\text{W}}{\text{(m.K)}} \times 8,5 \text{ m} (T_2 - 323)\text{K}}{\ln \left(\frac{R_3}{1,60 \text{ m}} \right)}$$

$$= \frac{2,0303 (T_2 - 323)}{\ln \left(\frac{R}{1,60 \text{ m}} \right)} \text{ W} \dots\dots\dots 52$$

- c. Menghitung perpindahan panas secara konveksi dari dinding luar isolator ke lingkungan

Dihitung dengan persamaan :

$$q_c = 2 \cdot \pi \cdot h_c \cdot L \cdot R_3 \cdot (T_3 - T_u) \dots\dots\dots 53$$

Dimana :

h_c = Koefisien perpindahan panas konveksi [W/(m².K)]

L = Tinggi katalis [m]

T_3 = Suhu dinding isolator [K]

T_u = Suhu lingkungan [K]

R_3 = Jari-jari luar reaktor + tebal isolator [m]

Apabila suhu lingkungan (T_u) diasumsikan 30°C dan diinginkan suhu permukaan luar isolator (T_3) 50°C, maka diperoleh T_{bulk} (T_f):

$$T_f = \frac{T_3 + T_u}{2} \dots\dots\dots 54$$

$$= \frac{323 \text{ K} + 303 \text{ K}}{2}$$

$$= 313 \text{ K}$$

Sifat-sifat udara pada suhu 313 K (40°C) diperoleh dengan cara interpolasi data dari Tabel A-5 Holman, J. P. (1986) :

ρ = 1,1308 [Kg/m³]

C_p = 1,0066 [kJ/(Kg.K)]

μ = 1,9057 [Kg/(m.s²)]

ν = 1,7008 x 10⁻⁵ [m²/s]

k = 0,0272 [W/(m.K)]

Pr = 0,7051

Data-data tambahan :

β = T_f^{-1} [K⁻¹]..... 55

= 3,1949 x 10⁻³ K⁻¹

ρ = Konstanta Boltzman [W/(m².K)]

= 5,669 x 10⁻⁸ W/(m².K)

Menghitung Bilangan Grashoff :

$$Gr = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_u) \cdot L^3}{\nu^2} \dots\dots\dots 56$$

$$= \frac{9,8 \frac{m}{s^2} \times 3,1949 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1} \times (323 - 303) \text{ K} \times (8,5 \text{ m})^3}{(1,7008 \times 10^{-5} \frac{m^2}{s})^2}$$

$$= 1,3294 \times 10^{12}$$

Sifat aliran udara dapat diketahui dari nilai bilangan Rayleigh mengikuti persamaan :

$$\begin{aligned}
 Ra &= Gr \times Pr \dots\dots\dots 57 \\
 &= 1,3294 \times 10^{12} \times 0,7051 \\
 &= 9,3740 \times 10^{11}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan di atas, dapat digunakan persamaan persamaan 7.33 Holman, J. P. (1986), sehingga diperoleh bilangan Nusselt untuk $10^9 < Pr < 10^{13}$ adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 Nu &= 0,1(Gr \times Pr)^{\frac{1}{3}} \dots\dots\dots 58 \\
 &= 0,1(9,3740 \times 10^{11})^{\frac{1}{3}} \\
 &= 978,68
 \end{aligned}$$

Menghitung koefisien perpindahan panas konveksi :

$$\begin{aligned}
 h_c &= \frac{Nu \cdot k}{L} \dots\dots\dots 59 \\
 &= \frac{978,68 \times 0,0272 \frac{W}{m \cdot K}}{8,5 \text{ m}} \\
 &= 3,1347 \frac{W}{m^2 \cdot K}
 \end{aligned}$$

Sehingga laju alir panas total perpindahan panas konveksi isolator-udara :

$$\begin{aligned}
 q_c &= 2 \times 3,14 \times 3,1347 \frac{W}{m^2 \cdot K} \times 8,5 \text{ m} \times R_3 \text{ m} \times (323 - 303) \text{ K} \\
 q_c &= (3349,6643 R_3) \text{ W} \dots\dots\dots 60
 \end{aligned}$$

Untuk menghitung tebal isolator digunakan persamaan 48, 50, dan 58 :

$$\begin{aligned}
 q_k &= q_c \\
 47087,9451 (343,06 - T_2)W &= (3349,6643 R_3)W \\
 16153990,4432 - 47807,9451 T_2 &= 3349,6643 R_3 \\
 47807,9451 T_2 &= 16153990,4432 - 3349,6643 R_3 \\
 T_2 &= 343,06 - 0,0711 R_3 \dots\dots\dots 61
 \end{aligned}$$

$$q_c = q_i$$

$$(3349,6643 R_3)W = \frac{2,0303 (T_2 - 323)}{\ln\left(\frac{R_3}{1,60 \text{ m}}\right)} W$$

$$3349,6643 R_3 = \frac{2,0303 (343,06 - 0,0711 R_3 - 323)}{\ln\left(\frac{R_3}{1,60 \text{ m}}\right)}$$

$$3349,6643 R_3 = \frac{40,7275 - 0,1444 R_3}{\ln\left(\frac{R_3}{1,60 \text{ m}}\right)}$$

$$\ln\left(\frac{R_3}{1,60 \text{ m}}\right) = \frac{40,7275 - 0,1444 R_3}{3349,6643 R_3}$$

$$R_3 = 1,6122 \text{ m}$$

Sehingga dapat dihitung tebal isolator :

$$\begin{aligned} \text{Tebal isolator} &= R_3 - R_2 \dots\dots\dots 62 \\ &= 1,6122 \text{ m} - 1,6002 \text{ m} \\ &= 0,0120 \text{ m} \\ &= 1,20 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_2 &= 343,06 - 0,0711 R_3 \\ &= 343,06 - 0,0711 \times 1,6122 \\ &= 342,95 \text{ K} \\ &= 69,95^\circ\text{C} \end{aligned}$$

RINGKASAN PERHITUNGAN REAKTOR

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ dengan $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ menjadi $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$

Jenis Reaktor : *Fixed Bed Single Bed Catalytic Reactor*

Fase : Cair

Kondisi Reaksi : Adiabatis, Eksotermis

Katalis : *Polystyrene Divinylbenzene Sulfonated Resin*

Kondisi Operasi

Tekanan = 3,00 atm

Suhu umpan = 45°C

Suhu keluar = 70,06°C

Dimensi

Tinggi tumpukan katalis (L) = 8,6 m

Tinggi head = 0,63 m

Tinggi total reaktor = 9,88 m

Diameter dalam menara (ID) = 3,05 m

Diameter luar menara (OD) = 3,20 m

Tebal isolator = 0,0120 m

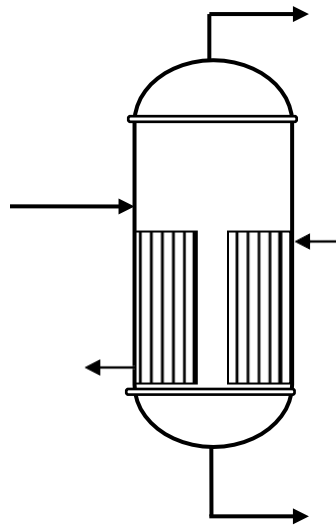
EVAPORATOR (EV-01)

Fungsi : Memekatkan hasil keluaran reaktor berupa $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$, $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$, $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$, dan H_2O dengan cara menguapkan $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$.

Jenis : *Long tube vertical- natural circulation evaporator*

Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm

Suhu : $153,48^\circ\text{C}$



1. Neraca Massa di Sekitar Evaporator

a. Umpan masuk evaporator

Tabel 1. Data umpan masuk evaporator

| Komponen | Aliran Input Arus 7 | |
|--|---------------------|---------------|
| | Kg/jam | Kmol/jam |
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 400,73 | 6,90 |
| H_2O | 525,78 | 29,20 |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 27271,78 | 289,78 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | 6604,00 | 28,93 |
| Total | 34802,29 | 354,81 |

b. Hasil keluaran evaporator

Tabel 2. Data hasil atas evaporator

| Komponen | Aliran Input Arus 8 | |
|------------------------------------|---------------------|--------------|
| | Kg/jam | Kmol/jam |
| (CH ₃) ₂ CO | 400,73 | 6,90 |
| H ₂ O | 525,78 | 29,20 |
| C ₆ H ₅ OH | 1771,01 | 18,81 |
| Total | 2697,52 | 54,91 |

Tabel 3. Data hasil bawah evaporator

| Komponen | Aliran Input Arus 9 | |
|--|---------------------|---------------|
| | Kg/jam | Kmol/jam |
| C ₆ H ₅ OH | 255000,77 | 270,97 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6604,00 | 28,93 |
| Total | 32104,77 | 299,90 |

2. Menentukan Kondisi Operasi pada Evaporator Kriticalizer

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data Konstanta Antoine masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|--|----------|-------------|----------|------------|------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 28,5884 | -2,4690E+03 | -7,3510 | 2,8025E-10 | 2,7361E-06 |
| H ₂ O | 29,8605 | -3,1522E+03 | -7,3037 | 2,4247E-09 | 1,8090E-06 |
| C ₆ H ₅ OH | 23,5332 | -3,4961E+03 | -4,8990 | 1,2160E-04 | 9,6537E-13 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 172,1183 | -1,4667E+04 | -54,8540 | 1,1985E-02 | 9,7628E-12 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \text{Log}_{10} T + DT + ET^2 \dots\dots\dots 1$$

$$P_i = 10^{(A+B/T+C \text{Log}_{10} T+DT+ET^2)} \dots\dots\dots 2$$

Dengan : P_i : Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B, ..., E : Konstanta Antoine

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Konstanta Antoine dapat dihitung tekanan uap jenuh.

Selanjutnya konstanta kesetimbangan K dapat hitung dengan persamaan :

$$K = \frac{P_i}{P} \dots\dots\dots 3$$

Dengan : K = Kesetimbangan fase uap-air

P_i = Tekanan uap jenuh [mmHg]

P = Tekanan total [mmHg]

Kondisi suatu campuran dapat diketahui dengan persamaan *Raoult Dalton*, yaitu:

$$y_i = k \cdot x_i \text{ atau } x_i = \frac{k}{y_i} \dots\dots\dots 4$$

Jika : $\sum y_i = 1$, maka kondisi campuran adalah cair jenuh

$\sum x_i = 1$, maka kondisi campuran adalah uap jenuh

Berdasarkan metode Goal Seek pada M.S. Excel, diperoleh kondisi operasi sebagai berikut :

P = 1,15 atm = 874,01 mmHg

T = 153,48°C = 426,27 K

Tabel 5. Kondisi operasi campuran

| Komponen | (Kmol/jam) | Fraksi mol | Pi | K = Pi/P | y = x.k |
|--|---------------|-------------|---------|----------|-------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 6,90 | 0,02 | 9213,70 | 12,12 | 0,24 |
| H ₂ O | 30,15 | 0,08 | 3851,63 | 5,12 | 0,42 |
| C ₆ H ₅ OH | 289,78 | 0,82 | 318,89 | 0,42 | 0,34 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 28,93 | 0,08 | 0,04 | 0,00 | 0,00 |
| Total | 355,76 | 1,00 | | | 1,00 |

3. Menentukan Hasil Atas dan Hasil Bawah

a. Hasil atas (fase uap)

Karena suhu operasi melewati titik didih $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$, maka diasumsikan komponen $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ teruapkan seluruhnya sedangkan untuk komponen H_2O dan $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ terdistribusi dan komponen $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ tidak terdistribusikan. Berdasarkan hasil *trial* untuk kondisi operasi maka diperoleh hasil atas sebagai berikut :

| Komponen | Fraksi mol | kmol/jam | kg/jam |
|--|-------------|--------------|----------------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 0,24 | 6,90 | 400,73 |
| H_2O | 0,42 | 29,20 | 525,78 |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 0,34 | 18,81 | 1771,01 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Total | 1,00 | 54,91 | 2697,52 |

b. Hasil bawah (fase cair)

Hasil bawah evaporator yaitu campuran yang telah dikurangi $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ dan komponen yang terdistribusi.

4. Menentukan Neraca Panas di Sekitar Evaporator

Berdasarkan Yaws, C. L.1999), diketahui data kapasitas panas masing-masing komponen dengan satuan $\text{KJ}/(\text{Kmol.K})$ sebagai berikut :

Tabel 6. Data kapasitas panas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|--|----------|-------------|-------------|------------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 46,878 | 6,2652E-01 | -2,0761E-01 | 2,9583E-06 |
| H_2O | 92,053 | -3,9953E-02 | -2,1103E-04 | 5,3469E-07 |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 38,622 | 1,0983E-00 | -2,4897E-03 | 2,2802E-06 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | -113,816 | 3,2404E-00 | -5,9001E-03 | 4,1160E-06 |

a. Entalpi umpan evaporator (arus 4)

Suhu umpan masuk = 70,04°C = 343,06 K

Suhu referensi = 25°C = 298 K

$$\begin{aligned} \Delta H_{(CH_3)_2CO} &= \int_{343,06}^{298} C_{p_{(CH_3)_2CO}} dT \dots\dots\dots 5 \\ &= \int_{343,06}^{298} (46,878 + 6,2652 \times 10^{-1} T - 2,0761 \times 10^{-3} T^2 + 2,9583 \times 10^{-6} T^3) dT \\ &= \left[(46,878)T + \left(\frac{6,2652 \times 10^{-1}}{2}\right)T^2 - \left(\frac{2,0761 \times 10^{-3}}{3}\right)T^3 + \left(\frac{2,9583 \times 10^{-6}}{4}\right)T^4 \right]_{343,06}^{298} \\ &= [46,878(298 - 343,06)] + \left[\frac{6,2652 \times 10^{-1}}{2}(298^2 - 343,06^2)\right] - \left[\frac{2,0761 \times 10^{-3}}{3}(298^3 - 343,06^3)\right] + \left[\frac{2,9583 \times 10^{-6}}{4}(298^4 - 343,06^4)\right] \\ &= -5945,63 \text{ kJ/Kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{H_2O} &= \int_{343,06}^{298} C_{p_{H_2O}} dT \dots\dots\dots 6 \\ &= \int_{298}^{298} (92,043 - 3,9953 \times 10^{-2} T - 2,1103 \times 10^{-4} T^2 + 5,3469 \times 10^{-7} T^3) dT \\ &= \left[(92,043)T - \left(\frac{3,9953 \times 10^{-2}}{2}\right)T^2 - \left(\frac{2,1103 \times 10^{-4}}{3}\right)T^3 + \left(\frac{5,3469 \times 10^{-7}}{4}\right)T^4 \right]_{343,06}^{298} \\ &= [92,043(298 - 343,06)] - \left[\frac{3,9953 \times 10^{-2}}{2}(298^2 - 343,06^2)\right] - \left[\frac{2,1103 \times 10^{-4}}{3}(298^3 - 343,06^3)\right] + \left[\frac{5,3469 \times 10^{-7}}{4}(298^4 - 343,06^4)\right] \\ &= -3389,64 \text{ kJ/Kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{C_6H_5OH} &= \int_{343,06}^{298} C_{p_{C_6H_5OH}} dT \dots\dots\dots 7 \\ &= \int_{343,06}^{298} (38,622 + 1,0983 T - 2,4897 \times 10^{-3} T^2 + 2,2802 \times 10^{-6} T^3) dT \\ &= \left[(38,622)T + \left(\frac{1,0983}{2}\right)T^2 - \left(\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3}\right)T^3 + \left(\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4}\right)T^4 \right]_{343,06}^{298} \\ &= [38,622(298 - 343,06)] + \left[\frac{1,0983}{2}(298^2 - 343,06^2)\right] - \left[\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3}(298^3 - 343,06^3)\right] + \left[\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4}(298^4 - 343,06^4)\right] \\ &= -9458,49 \text{ kJ/Kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2} &= \int_{343,06}^{298} C_{p(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2} dT \dots\dots\dots 8 \\ &= \int_{343,06}^{298} (-113,816 + 3,2404 T - 5,9001 \times 10^{-3} T^2 + 4,1160 \times 10^{-6} T^3) dT \\ &= \left[-113,816 T + \frac{3,2404}{2} T^2 - \frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3} T^3 + \frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4} T^4 \right]_{343,06}^{298} \\ &= -113,816(298-343,06) + \left[\frac{3,2404}{2} (298^2 - 343,06^2) - \frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3} (298^3 - 343,06^3) + \frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4} (298^4 - 343,06^4) \right] \\ &= -20451,47 \text{ kJ/Kmol} \end{aligned}$$

Tabel 7. Data entalpi masing-masing komponen umpan evaporator

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|--|---------------|-------------------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 6,90 | -5945,63 | -41022,87 |
| H ₂ O | 29,20 | -3389,64 | -98957,19 |
| C ₆ H ₅ OH | 289,78 | -9458,49 | -2740940,62 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 28,93 | -20451,47 | -591621,74 |
| Total | 354,31 | | -3472542,42 |

Panas masuk (H7) = -3472542,42 kJ/jam

b. Entalpi hasil atas evaporator (arus 8)

Suhu keluar evaporator = 153,48°C = 426,48 K

Suhu referensi = 25°C = 298 K

$$\begin{aligned} \Delta H_{(CH_3)_2CO} &= \int_{298}^{426,48} C_{p(CH_3)_2CO} dT \dots\dots\dots 9 \\ &= \int_{298}^{426,48} (46,878 + 6,2652 \times 10^{-1} T - 2,0761 \times 10^{-3} T^2 + 2,9583 \times 10^{-6} T^3) dT \\ &= \left[46,878 T + \frac{6,2652 \times 10^{-1}}{2} T^2 - \frac{2,0761 \times 10^{-3}}{3} T^3 + \frac{2,9583 \times 10^{-6}}{4} T^4 \right]_{298}^{426,48} \\ &= [46,878(426,48-298) + \frac{6,2652 \times 10^{-1}}{2} (426,48^2 - 298^2) - \frac{2,0761 \times 10^{-3}}{3} (426,48^3 - 298^3) + \frac{2,9583 \times 10^{-6}}{4} (426,48^4 - 298^4)] \\ &= 10960,93 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\Delta H_{H_2O} = \int_{298}^{426,48} C_{p_{H_2O}} dT \dots\dots\dots 10$$

$$= \int_{426,48}^{426,48} (92,053 - 3,9953 \times 10^{-2} T - 2,1103 \times 10^{-4} T^2 + 5,3469 \times 10^{-7} T^3) dT$$

$$= \left[(92,053)T - \left(\frac{3,9953 \times 10^{-2}}{2}\right)T^2 - \left(\frac{2,1103 \times 10^{-4}}{3}\right)T^3 + \left(\frac{5,3469 \times 10^{-7}}{4}\right)T^4 \right]_{298}^{426,48}$$

$$= \left[92,053(426,48 - 298) - \left[\frac{3,9953 \times 10^{-2}}{2} (426,48^2 - 298^2) - \left[\frac{2,1103 \times 10^{-4}}{3} (426,48^3 - 298^3) + \left[\frac{5,3469 \times 10^{-7}}{4} (426,48^4 - 298^4)\right]\right]\right] \right]$$

$$= 4373,84 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{C_6H_5OH} = \int_{298}^{426,48} C_{p_{C_6H_5OH}} dT \dots\dots\dots 11$$

$$= \int_{298}^{426,48} (38,622 + 1,0983 T - 2,4897 \times 10^{-3} T^2 + 2,2802 \times 10^{-6} T^3) dT$$

$$= \left[(38,622)T + \left(\frac{1,0983}{2}\right)T^2 - \left(\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3}\right)T^3 + \left(\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4}\right)T^4 \right]_{298}^{426,48}$$

$$= \left[38,622(426,48 - 298) + \frac{1,0983}{2} (426,48^2 - 298^2) - \left[\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3} (426,48^3 - 298^3) + \left[\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4} (426,48^4 - 298^4)\right]\right] \right]$$

$$= 14298,70 \text{ kJ/kmol}$$

Tabel 8. Data entalpi masing-masing komponen hasil atas evaporator

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT. (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|------------------------------------|--------------|--------------------|------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 6,90 | 10960,93 | 75626,80 |
| H ₂ O | 29,20 | 4373,84 | 127689,97 |
| C ₆ H ₅ OH | 18,81 | 14298,70 | 296831,93 |
| Total | 54,91 | | 500148,70 |

Panas keluar atas (H8) = 500148,70 kJ/jam

c. Entalpi hasil bawah evaporator (arus 9)

$$\begin{aligned} \Delta H_{C_6H_5OH} &= \int_{298}^{426,48} C_{p_{C_6H_5OH}} dT \\ &= \int_{298}^{426,48} (38,622 + 1,0983 T - 2,4897 \times 10^{-3} T^2 + 2,2802 \times 10^{-6} T^3) dT \\ &= \left[(38,622)T + \left(\frac{1,0983}{2}\right)T^2 - \left(\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3}\right)T^3 + \left(\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4}\right)T^4 \right]_{298}^{426,48} \\ &= \left[38,622(426,48 - 298) + \frac{1,0983}{2} (426,48^2 - 298^2) - \frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3} (426,48^3 - 298^3) + \frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4} (426,48^4 - 298^4) \right] \\ &= 28027,57 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2} &= \int_{298}^{426,48} C_{p_{(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2}} dT \dots\dots\dots 12 \\ &= \int_{298}^{426,48} (-113,816 + 3,2404 T - 5,9001 \times 10^{-3} T^2 + 4,1160 \times 10^{-6} T^3) dT \\ &= \left[(-113,816)T + \left(\frac{3,2404}{2}\right)T^2 - \left(\frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3}\right)T^3 + \left(\frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4}\right)T^4 \right]_{298}^{426,48} \\ &= \left[-113,816(426,48 - 298) + \frac{3,2404}{2} (426,48^2 - 298^2) - \frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3} (426,48^3 - 298^3) + \frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4} (426,48^4 - 298^4) \right] \\ &= 61602,96 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Tabel 9. Data entalpi masing-masing komponen hasil bawah evaporator

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|--|---------------|-------------------|-------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 270,97 | 28027,57 | 7594567,33 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 28,93 | 61602,96 | 1782055,27 |
| Total | 299,88 | | 9376622,60 |

Panas keluar bawah (H9) = 9376622,60 kJ/jam

d. Panas penguapan

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data entalpi penguapan masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 13. Data entalpi penguapan masing masing komponen

| Komponen | A | Tc (K) | n |
|------------------------------------|--------|--------|-------|
| (CH ₃) ₂ CO | 49,244 | 508,20 | 0,481 |
| H ₂ O | 52,053 | 647,13 | 0,321 |
| C ₆ H ₅ OH | 77,397 | 694,24 | 0,462 |

$$H_v = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \quad [\text{kJ/mol}] \dots\dots\dots 13$$

$$Q_v = n \times H_v \quad [\text{kJ/jam}] \dots\dots\dots 14$$

Tabel 10. Data entalpi penguapan masing masing komponen

| Komponen | n (kmol/jam) | Hv (kJ/kmol) | n x Hv |
|------------------------------------|--------------|--------------|-------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 6,90 | 20444,49 | 141060,26 |
| H ₂ O | 29,20 | 36850,67 | 1075819,78 |
| C ₆ H ₅ OH | 18,81 | 49838,91 | 937894,78 |
| Total | 54,91 | | 2154774,82 |

Panas penguapan (Qv1) = 2154774,82 kJ/jam

$$Q_{\text{masuk}} + Q_{\text{beban}} = Q_{\text{hasil atas}} + Q_{\text{hasil bawah}} + Q_v \dots\dots\dots 15$$

$$Q_{\text{beban}} = Q_{\text{hasil atas}} + Q_{\text{hasil bawah}} + Q_v - Q_{\text{masuk}} \dots\dots\dots 16$$

$$= [500148,70 + 9376622,60 + 2154774,82 - (-3472542,42)] \text{ kJ/jam}$$

$$= -8559003,70 \text{ kJ/jam}$$

Sehingga neraca panas di sekitar evaporator sebagai berikut :

Tabel 11. Neraca panas di sekitar evaporator

| | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|--------------|---------------------|--------------------|
| H7 | -3472542,42 | |
| H8 | | 500148,70 |
| H9 | | 9376622,60 |
| Qv | | 2154774,82 |
| Q2 | -8559003,70 | |
| TOTAL | -12031546,12 | 12031546,12 |

5. Menghitung Kebutuhan Pemanas

$$m = \frac{Q}{C_p \cdot dT} \dots\dots\dots 17$$

$$C_p \cdot dT = 187,46 \text{ kJ/Kg} \quad \text{[Moore, R. L. (210)]}$$

$$8559003,70 \text{ kJ/jam}$$

$$m = \frac{8559003,70 \text{ kJ/jam}}{187,46 \text{ kJ/Kg}}$$

$$= 48000 \text{ Kg/jam}$$

6. Optimasi Jumlah Evaporator

Jumlah evaporator dapat dihitung dengan persamaan *Thermal Economy* pada Walas, S. M. (1990), halaman 210 sebagai berikut :

$$TE = \frac{\text{massa yang teruapkan}}{\text{massa downtherm}} \dots\dots\dots 18$$

$$= \frac{2697,52 \text{ Kg/jam}}{48000 \text{ Kg/jam}}$$

$$= 0,06$$

Didapatkan $TE < 0,8$, sehingga dapat menggunakan *single effect evaporator*.

7. Pemilihan Tipe Evaporator

Tipe evaporator yang digunakan pada perancangan ini yaitu *long tube vertical evaporator* dengan *natural circulation* dengan pertimbangan :

- a. *Long tube vertical evaporator* yaitu tipe evaporator yang paling umum digunakan dalam industri karena biaya ekonominya rendah dan lebih mudah dalam pengoperasian serta pembersihannya (Geankoplis, C. J., 1993)
- b. *Long tube evaporator* dapat digunakan untuk larutan dengan viskositas $< 1 \text{ Pa.s}$ atau 1000 cP (Tabel 4-7 Ulrich, 1984, halaman 94)

8. Perancangan Heat Exchanger

a. Menentukan ΔT_{LMTD}

➤ Fluida panas (Dowtherm)

$$\text{Suhu masuk } (T_1) = 250^\circ\text{C} = 482^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar } (T_2) = 159,76^\circ\text{C} = 319,58^\circ\text{F}$$

➤ Fluida dingin (*liquid*)

$$\text{Suhu masuk } (t_1) = 70,06^\circ\text{C} = 158,11^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar } (t_2) = 153,48^\circ\text{C} = 308,27^\circ\text{F}$$

ΔT_{LMTD} dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)} \dots\dots\dots 19 \\ &= \frac{(482 - 308,27)^\circ\text{F} - (319,58 - 158,11)^\circ\text{F}}{\ln \frac{(482 - 308,27)^\circ\text{F}}{(319,58 - 158,11)^\circ\text{F}}} \\ &= \frac{12,26^\circ\text{F}}{0,07} \\ &= 167,53^\circ\text{F} \end{aligned}$$

b. Menentukan luas transfer panas

Karena fluida dingin memiliki viskositas campuran lebih dari 1 cP, maka dapat disebut sebagai *heavy organic*. Berdasarkan tabel 8 Kern, D.Q. (1983) halaman 840, untuk *hot fluid* berupa *light organic* dan *cold fluid* berupa *heavy organic* diperoleh $U_d = 10\text{-}40 \text{ BTU}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F})$

Dipilih $U_d = 40 \text{ BTU}/(\text{jam Ft}^2)$

$$Q_s = 8112370,24 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}}$$

$$Q_s = U_d \cdot A \cdot \Delta T_{\text{LMTD}} \dots\dots\dots 20$$

Sehingga luas transfer panas dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q_s}{U_d \cdot \Delta T_{\text{LMTD}}} \dots\dots\dots 21 \\ &= \frac{8112370,24 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}}}{40 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 167,53^\circ\text{F}} \\ &= 1272,70 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

c. Perancangan tube

Berdasarkan tabel 10 Kern, D.Q. (1983) halaman 843 dipilih *tube* dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$ODt = 0,75 \text{ in} = 0,0625 \text{ ft}$$

$$BWG = 12$$

$$IDt = 0,532 \text{ in} = 0,0443 \text{ ft}$$

$$at = 0,223 \text{ in}^2 = 0,0015 \text{ ft}^2$$

$$ao = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$ai = 0,1393 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$L = 10 \text{ ft} \quad (\text{Berdasarkan Cheremisinof, N.P., 2000, halaman 105, L berkisaran pada 8 - 20 ft})$$

$$Passes = 4$$

$$Pitch = 1 \text{ in (triangular pitch)}$$

Jumlah tube

$$Nt = \frac{A}{L \cdot ao} \dots\dots\dots 22$$

$$= \frac{1272,70 \text{ ft}^2}{10 \text{ ft} \cdot 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$= 648,34$$

Berdasarkan tabel 9 Kern, D.Q. (1983) halaman 842 dipilih jumlah *tube* standar :

$$Nt = 678, \text{ dengan IDs} = 31 \text{ in} = 2,58 \text{ ft}$$

Koreksi nilai luas transfer panas

$$A = L \times Nt \times ao$$

$$= 10 \text{ ft} \times 630,02 \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= 1330,91 \text{ ft}^2$$

Koreksi nilai Ud

$$\begin{aligned}
 U_d &= \frac{Q_s}{A \cdot \Delta T_{LMTD}} \dots\dots\dots 23 \\
 &= \frac{8112370,24 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}}{1330,91 \text{ ft} \cdot 167,53 \text{ F}} \\
 &= 38,24 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}}
 \end{aligned}$$

Luas area tube

$$\begin{aligned}
 A_t &= \frac{N_t \times a_t}{n} \dots\dots\dots 24 \\
 &= \frac{678 \times 0,0015 \text{ ft}^2}{4} \\
 &= 0,26 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan massa fluida di tube

$$\begin{aligned}
 G_t &= \frac{W_t}{A_t} \dots\dots\dots 25 \\
 &= \frac{76725,91 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}{0,26 \text{ ft}^2} \\
 &= 292300,79 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr}}
 \end{aligned}$$

Suhu campuran

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{(T_{in} + T_{out})}{2} \dots\dots\dots 26 \\
 &= \frac{(343,06 + 426,48)\text{K}}{2} \\
 &= 384,77^\circ\text{K}
 \end{aligned}$$

Viskositas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 12. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|--|----------|------------|-------------|-------------|
| (CH ₃) ₂ CO | -7,2126 | 9,0305E+02 | 1,8385E-02 | -2,0353E-05 |
| H ₂ O | -10,2158 | 1,7925E+03 | 1,7730E-03 | -1,2631E-05 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2629E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1,2831 | 1,1047E-03 | -89645E-04 | 2,3595E-07 |

$$\text{Log}_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 27$$

$$\mu = 10^{(A + B/T + C + DT^2)} \dots\dots\dots 28$$

Keterangan :

μ : Viskositas campuran [cP]

A, B, ..., D : Konstanta

T : Temperatur [K]

Tabel 13. Data viskositas masing-masing komponen

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|--|-----------------|----------------|-------|------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 400,73 | 0,01 | 0,16 | 0,0018 |
| H ₂ O | 525,78 | 0,02 | 0,25 | 0,0037 |
| C ₆ H ₅ OH | 27271,78 | 0,78 | 1,10 | 0,8624 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6604,00 | 0,19 | 8,40 | 1,5938 |
| Total | 34802,29 | 1,00 | | 2,4617 |

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} \mu_{\text{mix}} &= 2,4617 \text{ cP} \\ &= 2,4617 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}} \\ &= 5,96 \frac{\text{lb}}{\text{ft.hr}} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$Re_t = \frac{IDt \times Gt}{\mu_{mix}} \dots\dots\dots 29$$

$$= \frac{0,0443 \text{ ft} \times 292300,79 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr}}}{5,96 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{hr}}}$$

$$= 2175,95$$

Dari fig. 24 Kern, D. Q. (1983) diperoleh nilai jH dengan L/IDt = 225,56 :
 jH = 4,1

Kapasitas panas campuran

Data kapasitas panas masing-masing komponen dapat dilihat pada **Tabel 6**.

Kapasitas panas masing-masing komponen dapat dihitung dengan persamaan :

$$Cp = A + BT + CT^2 + DT^3 \dots\dots\dots 30$$

Dengan : Cp : Kapasitas panas [kJ/(Kmol.K)]

A, B, ..., D: Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

$$T = 384,56^\circ\text{K}$$

Sehingga kapasitas panas campuran dapat dihitung sebagai berikut :

Tabel 14. Data kapasitas panas masing-masing komponen

| Komponen | Kg/jam | xF | Cp (kJ/kmol.K) | Cp (kJ/kg.K) | xF x Cp |
|--|-----------------|-------------|----------------|--------------|-------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 400,73 | 0,01 | 149,10 | 2,57 | 0,03 |
| H ₂ O | 525,78 | 0,02 | 75,90 | 4,21 | 0,06 |
| C ₆ H ₅ OH | 27271,78 | 0,78 | 222,51 | 2,36 | 1,85 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6604,00 | 0,19 | 493,96 | 2,16 | 0,41 |
| Total | 34802,29 | 1,00 | | | 2,35 |

Sehingga diperoleh :

$$C_p = 2,35 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$$

$$= 0,56 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}\cdot^\circ\text{F}}$$

Konduktivitas panas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk konduktivitas panas masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 15. Data untuk konduktivitas panas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C |
|--|---------|------------------------|--------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | -1,3857 | 0,7643 | 508,20 |
| H ₂ O | -0,2678 | 4,612x10 ⁻³ | -5,5391x10 ⁻⁶ |
| C ₆ H ₅ OH | -1,1489 | 0,4091 | 694,25 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1,6286 | 0,9637 | 849,00 |

$$k = AB^{-1} \frac{T^2}{C} \dots\dots\dots 31$$

Keterangan :

k : Konduktivitas panas [W/m.K]

A, B,C : Konstanta

T : Temperatur [K]

T = 384,56°K

Sehingga konduktivitas panas campuran dapat dihitung sebagai berikut :

Tabel 16. Data konduktivitas panas masing-masing komponen

| Komponen | Kg/jam | x _F | k | x _F x k |
|--|-----------------|----------------|------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 400,73 | 0,01 | 0,40 | 0,0046 |
| H ₂ O | 525,78 | 0,02 | 2,06 | 0,0311 |
| C ₆ H ₅ OH | 27271,78 | 0,78 | 0,45 | 0,3525 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6604,00 | 0,19 | 0,46 | 0,0866 |
| Total | 34802,29 | 1,00 | | 0,4748 |

Sehingga diperoleh :

$$k = 0,4748 \frac{W}{m.K}$$

$$= 0,27 \frac{BTU}{ft.hr.^{\circ}F}$$

Nilai hio

Dari fig. 24 Kern, D. Q. (19) diperoleh persamaan jH sebagai berikut :

$$jH = \frac{hi.IDt}{k} \left(\frac{Cp.\mu_{mix}}{k} \right)^{-\frac{1}{3}} \quad \phi t \dots \dots \dots 32$$

$$\frac{hi}{\phi t} = \frac{jH.k}{IDt} \left(\frac{Cp.\mu_{mix}}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \dots \dots \dots 33$$

$$= \frac{4,1 \cdot 0,27 \frac{BTU}{ft.hr.^{\circ}F}}{0,0443 \text{ ft}} \left(\frac{0,56 \frac{BTU}{lb.^{\circ}F} \cdot 5,96 \frac{lb}{ft.hr}}{0,27 \frac{BTU}{ft.hr.^{\circ}F}} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 57,18 \frac{BTU}{ft^2.hr.^{\circ}F}$$

$$\frac{hio}{\phi t} = \frac{hi}{\phi t} \left(\frac{IDt}{ODt} \right) \dots \dots \dots 34$$

$$= 57,18 \frac{BTU}{ft^2.hr.^{\circ}F} \left(\frac{0,0443 \text{ ft}}{0,0625 \text{ ft}} \right)$$

$$= 41,47 \frac{BTU}{ft^2.hr.^{\circ}F}$$

$$\mu_w = 0,25 \text{ cP}$$

$$\phi t = \left(\frac{\mu_{mix}}{\mu_w} \right)^{0,14} \dots \dots \dots 35$$

$$= \left(\frac{2,35 \text{ cP}}{0,25 \text{ cP}} \right)^{0,14} = 1,38$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= \frac{h_{io} \cdot \phi_t}{\phi_t} \dots\dots\dots 36 \\
 &= 41,47 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 1,38 \\
 &= 57,18 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}}
 \end{aligned}$$

d. Perancangan *shell* (fluida panas)

Pada perancangan *tube* diperoleh nilai ID *shell* = 31 in = 2,58 ft.

Luas area *shell*

Berdasarkan Kern, D. Q. (1983), halaman 138, luas area *shell* dapat dihitung sebagai berikut :

$$A_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{Pt} \dots\dots\dots 37$$

Keterangan :

A_s : Luas area *shell* (ft²)

ID_s : Diameter dalam *shell* (ft)

C' : *Clearance* (ft)

B : *Baffle spacing* (ft)

Pt : *Tube pitch* (ft)

$$\begin{aligned}
 C' &= Pt - ID_t \dots\dots\dots 38 \\
 &= 1 \text{ in} - 0,532 \text{ in} \\
 &= 0,47 \text{ in} \\
 &= 0,04 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 B &= \frac{ID_s}{4} \dots\dots\dots 39 \\
 &= \frac{2,58 \text{ ft}}{4} = 0,65 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Sehingga luas area *shell* dapat dihitung sebagai berikut :

$$A_s = \frac{2,58 \text{ ft} \cdot 0,04 \text{ ft} \cdot 0,66 \text{ ft}}{0,08 \text{ ft}}$$

$$A_s = 0,78 \text{ ft}^2$$

Kecepatan massa fluida di *shell*

$$G_s = \frac{W_{dowtherm}}{A_s} \dots\dots\dots 40$$

$$= \frac{48000 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}{0,78 \text{ ft}^2}$$

$$= 135527,89 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr}}$$

Bilangan Reynold

Dari fig. 28 Kern, D. Q. (1983) halaman 838 diperoleh nilai $De = 0,73 \text{ in} = 0,06 \text{ ft}$.

$$\mu_s = 3,8 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}} \quad (\text{Moore, R. L.,210})$$

$$Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu_s} \dots\dots\dots 41$$

$$= \frac{0,06 \text{ ft} \times 135527,89 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr}}}{0,92 \frac{\text{lb}}{\text{ft.hr}}}$$

$$= 8963,27$$

Dari fig. 28 Kern, D. Q. (1983) halaman 838, diperoleh nilai $j_H = 51$

Kapasitas panas steam

Dari Moore, R. L. (2010) diperoleh kapasitas panas steam :

$$C_p = 2,10 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$$

$$= 0,50 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}\cdot^\circ\text{F}}$$

Konduktivitas panas steam

Dari Moore, R. L. (2010) diperoleh konduktivitas panas steam :

$$k = 0,1321 \frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}$$

$$= 0,08 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{F}}$$

Nilai ho

Dari fig. 28 Kern, D. Q. (1983) halaman 838 diperoleh persamaan jH sebagai berikut :

$$jH = \frac{h_o \cdot De}{k} \left(\frac{C_p \cdot \mu_s}{k} \right)^{-\frac{1}{3}} \phi_s \dots\dots\dots 42$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = \frac{jH \cdot k}{De} \left(\frac{C_p \cdot \mu_{\text{mix}}}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \dots\dots\dots 43$$

$$= \frac{51 \cdot 0,08 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{F}}}{0,06 \text{ ft}} \left(\frac{0,50 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}\cdot^\circ\text{F}} \cdot 0,92 \frac{\text{lb}}{\text{ft}\cdot\text{hr}}}{0,08 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{F}}} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 116,46 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2\cdot\text{hr}\cdot^\circ\text{F}}$$

$$\mu_w = 0,13 \text{ cP}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu_d}{\mu_w} \right)^{0,14} \dots\dots\dots 44$$

$$= \left(\frac{0,38 \text{ cP}}{0,13 \text{ cP}} \right)^{0,14} = 1,16$$

$$\begin{aligned}
 h_o &= \frac{h_o \cdot \phi_s}{\phi_s} \dots\dots\dots 45 \\
 &= 116,46 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 1,16 \\
 &= 135,18 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}}
 \end{aligned}$$

e. Menghitung overall coefficient (Uc)

Berdasarkan persamaan 6.38 Kern, D. Q. (1983) halaman 121 *overall coefficient* dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \dots\dots\dots 46 \\
 U_c &= \frac{57,18 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 135,18 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}}}{57,18 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}} + 135,18 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}}} \\
 U_c &= 40,18 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}}
 \end{aligned}$$

f. Menentukan faktor pengotor (Rd) terhitung

Berdasarkan persamaan 6.10 Kern, D. Q. (1983) halaman 107 faktor pengotor dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} \dots\dots\dots 47 \\
 R_d \text{ minimum} &= 0,001 \frac{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}}{\text{BTU}} \\
 R_d \text{ terhitung} &= \frac{40,18 \frac{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}}{\text{BTU}} - 38,25 \frac{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}}{\text{BTU}}}{40,18 \frac{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}}{\text{BTU}} \cdot 38,25 \frac{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}}{\text{BTU}}} \\
 &= 0,0013 \frac{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}}{\text{BTU}}
 \end{aligned}$$

Karena R_d terhitung $> R_d$ minimum, maka spesifikasi evaporator dapat diterima.

g. Menghitung pressure drop

1. Tube side

Total *pressure drop* pada *tube side* dapat dihitung berdasarkan persamaan 7.47 Kern D. Q. (1983) halaman 148, sebagai berikut :

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \dots\dots\dots 48$$

Menghitung ΔP_t

Dari persamaan 7.45 Kern, D. Q. (1983) halaman 836, dapat dihitung ΔP_t sebagai berikut :

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot ID_t \cdot s \cdot \phi_t} \dots\dots\dots 49$$

Keterangan :

- f : Faktor friksi
- G_t : Kecepatan massa di *tube* (lb/hr.ft²)
- L : Panjang *tube* (ft)
- n : jumlah *pass* pada *tube*
- IDt : Diameter dalam *tube* (ft)
- s : *Specific gravity*

Dari gambar 26 Kern, D. Q. (1983) halaman 836, diperoleh nilai faktor friksi :

$$f = 0,000245 \frac{ft^2}{in^2}$$

$$\Delta P_t = \frac{0,000245 \frac{\text{ft}^2}{\text{in}^2} \cdot (292300,79 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr}}) \cdot 10 \text{ ft} \cdot 4}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,0443 \text{ ft} \cdot 1,09 \cdot 1,38}$$

$$= 0,24 \text{ psi}$$

$$= 0,02 \text{ atm}$$

Menghitung ΔP_r

Dari persamaan 7.46 Kern, D. Q. (1983) halaman 836, dapat dihitung ΔP_r sebagai berikut :

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n \cdot V^2}{s \cdot 2 \cdot g \cdot 144} \dots\dots\dots 50$$

Dari fig. 27 Kern, D.Q. (1983) halaman 837, diperoleh :

$$\frac{V^2}{2 \cdot g \cdot 144} = 0,0105 \text{ psi}$$

Sehingga :

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot 4}{1,09} 0,0105 \text{ psi}$$

$$= 0,15 \text{ psi}$$

$$= 0,01 \text{ atm}$$

Sehingga *pressure drop total pada tube side* yaitu :

$$\Delta P_T = 0,02 \text{ atm} + 0,01 \text{ atm}$$

$$= 0,03 \text{ atm}$$

2. Shell side

Total *pressure drop* pada *tube side* dapat dihitung berdasarkan persamaan 7.44 Kern D. Q. (1983) halaman 147, sebagai berikut :

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot I D_s \cdot (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s} \dots\dots\dots 51$$

Keterangan :

f : Faktor friksi

Gt : Kecepatan massa di *shell* (lb/hr.ft²)

N+1 : *Number of crosses*

IDs : Diameter dalam *tube* (ft)

De : Diameter ekuivalen (ft)

s : *Specific gravity*

Dari gambar 29 Kern, D. Q. (1983) halaman 839, diperoleh nilai faktor friksi :

$$f = 0,000245 \frac{\text{ft}^2}{\text{in}^2}$$

Berdasarkan persamaan 7.43 diperoleh nilai N+1 :

$$\begin{aligned} N+1 &= 12 \frac{L}{B} \dots\dots\dots 52 \\ &= 12 \frac{10 \text{ ft}}{4 \text{ ft}} \\ &= 30 \end{aligned}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,00245 \frac{\text{ft}^2}{\text{in}^2} \cdot (135527,89 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr}})^2 \cdot 2,58 \text{ ft} \cdot 30}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,06 \text{ ft} \cdot 1,08 \cdot 1,16}$$

$$\Delta P_s = 0,10 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s = 0,01 \text{ atm}$$

9. Volume Evaporator

Menentukan densitas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 17. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|--|---------|---------|---------|--------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,27728 | 0,25760 | 0,29903 | 508.20 |
| H ₂ O | 0,34710 | 0,27400 | 0,28571 | 647,13 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,33722 | 0,28100 | 0,28571 | 849,00 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 53$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis [K]

$$T = 384,66^\circ\text{K}$$

Sehingga densitas campuran dapat dihitung sebagai berikut :

Tabel 18. Data densitas masing-masing komponen

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|--|-----------------|----------------|--------|-------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 400,73 | 0,01 | 0,6741 | 0,0078 |
| H ₂ O | 525,78 | 0,02 | 0,9438 | 0,0143 |
| C ₆ H ₅ OH | 27271,78 | 0,78 | 0,9950 | 0,7797 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6604,00 | 0,19 | 0,9815 | 0,1862 |
| Total | 34802,29 | 1,00 | | 0,9880 |

Sehingga diperoleh densitas campuran, $\rho = 988 \text{ kg/m}^3$

Laju alir volumetrik

Laju alir massa

$$q = \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \dots\dots\dots 54$$

$$= \frac{34802,29 \text{ Kg/jam}}{988 \text{ Kg/m}^3}$$

$$= 35,23 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Waktu tinggal di evaporator dirancang selama 10 menit, atau :

$$t = 0,1667 \text{ jam}$$

Sehingga volume evaporator dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} V_{\text{cairan}} &= q \times t \dots\dots\dots 55 \\ &= 35,23 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,1667 \text{ jam} \\ &= 5,87 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume evaporator dirancang 20% lebih dari volume cairan untuk keamanan, sehingga :

$$\begin{aligned} V &= 120\% \times V_{\text{cairan}} \dots\dots\dots 56 \\ &= 120\% \times 5,87 \text{ m}^3 \\ &= 7,05 \text{ m}^3 \\ &= 248,80 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

10. Tinggi dan Diameter Evaporator

Berdasarkan Towler dan Sinnott (2008) halaman 987, terdapat macam-macam tutup evaporator, yaitu :

1. *Flat Plate and Formed Flate Head*

Jenis tutup ini memiliki harga yang terendah namun penggunaannya terbatas pada tekanan rendah dan bejana dengan diameter kecil.

2. *Torispherical Head*

Merupakan jenis tutup yang paling umum digunakan untuk bejana hingga tekanan operasi 15 bar. Jenis tutup ini dapat digunakan pada tekanan tinggi, namun pada tekanan diatas 10 bar biaya ekonominya lebih tinggi.

3. *Hemispherical Head*

Merupakan jenis tutup dengan bentuk terkuat, mampu menahan sekitar dua kali tekanan *Torispherical head* dengan ketebalan yang sama. Namun biaya ekonominya akan lebih tinggi daripada *torispherical head*.

4. *Ellipsodial Head*

Merupakan jenis tutup yang paling ekonomis uantuk digunakan untuk digunakan pada tekanan operasi diatas 15 bar.

Berdasarkan data diatas dipilih jenis tutup *torispherical* karena mampu menahan tekanan yang dirancang serta biaya ekonominya tidak tinggi.

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell dan Young (1959) halaman 88 volume head untuk jenis *thorispherical* dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$V_h = 0,000049 ID^3 \dots\dots\dots 57$$

Berdasarkan Brownell and Young (1959), digunakan H : D = 2:1

$$V_{total} = \frac{\pi}{2} V_{vessel} + 2 \frac{V_{total}}{3} \dots\dots\dots 58$$

$$V_{total} = \frac{\pi}{4} D^2 H + 2 (0,000049 D^3)$$

$$V_{total} = \frac{\pi}{4} D^2 (2 D) + 2(0,000049 D^3)$$

$$248,80 \text{ ft}^3 = 1,57 D^3$$

$$D^3 = 158,32 \text{ m}^3$$

$$D = 5,41 \text{ ft} = 1,65 \text{ m}$$

$$H = 10,82 \text{ ft} = 3,30 \text{ m}$$

11. Tebal Dinding Evaporator

Tebal dinding evaporator dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell and Young (1959), halaman 254 :

$$t = \frac{r_i \cdot P_v}{f \cdot E - 0,6 P_v} + C \dots\dots\dots 59$$

t_s = Tebal dinding menara [in]

r_i = Jari-jari dalam menara [in]

P_v = Tekanan perancangan menurut alat ukur [psi]

f = *Allowable stress* [psi]

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi [in]

Berdasarkan Brownell dan Young (1959), halaman 253, bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel 283 Grade C* dengan alasan:

1. Tangki tidak mengandung cairan yang mematkan.
2. Suhu operasinya adalah -20 – 650°F.
3. Tebal *plate*-nya tidak lebih dari 5/8 in.

Tekanan perancangan :

$$P_v = 120\% \times P_{\text{operasi}} \dots\dots\dots 57$$

$$= 120\% \times 1,15 \text{ atm} \times \frac{14,6959 \text{ psi}}{\text{atm}}$$

$$P_v = 20,28 \text{ psi}$$

$$r_i = 32,46 \text{ in}$$

$$f = 12650 \text{ psi} \quad \text{[Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251]}$$

$$E = 0,8 \quad \text{[Tabel 13.2 Brownell dan Young (1959), hal. 254]}$$

$$C = 0,125 \text{ in} \quad \text{[Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), hal. 985]}$$

Sehingga tebal dinding menara :

$$t_s = \frac{32,46 \text{ in} \times 20,28 \text{ psi}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 20,28 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,1901 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Dipilih tebal dinding standar} &= 1/4 \text{ in} = 0,25 \text{ in} \\ &= 0,0063 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar menara (OD)} &= ID + 2 \cdot t_s \dots\dots\dots 60 \\ &= 64,92 \text{ in} + 2 \times 0,25 \text{ in} \\ &= 65,42 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dipilih OD standar} &= 66 \text{ in} \\ &= 1,68 \text{ m} \end{aligned}$$

$$ID_s = OD_s - 2 \cdot t_s \dots\dots\dots 61$$

$$ID_s = 1,68 \text{ m} - 2 \times 0,0063 \text{ m}$$

$$ID_s = 1,67 \text{ m}$$

12. Tebal Head dan Tinggi Head

Tebal *head* dihitung dengan persamaan 13.46 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 990 :

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P_v \cdot R_c}{f \cdot E - 0,1 P_v} + C \dots\dots\dots 62$$

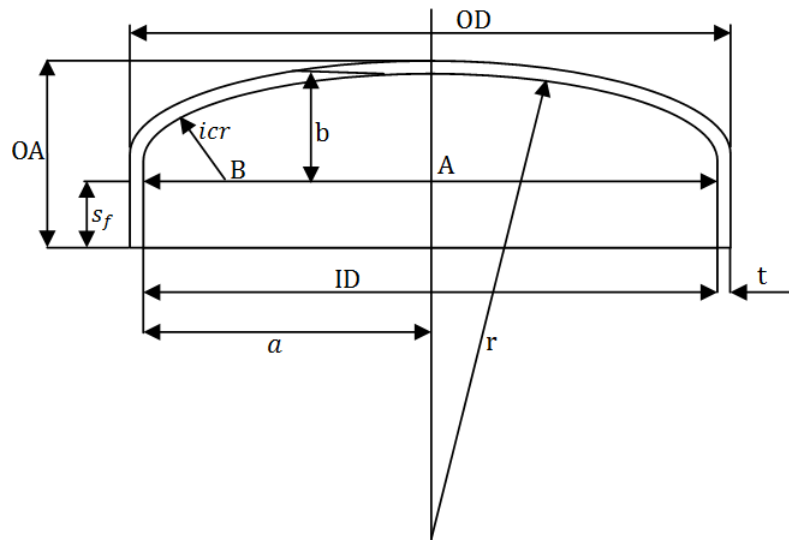
- t_h = Tebal *head* [in]
- P_v = Tekanan perancangan menurut alat ukur [psi]
= 20,28 [psi]
- R_c = *Crown Radius* [in]
= 64,92 in
- f = *allowable stress* [psi]
= 12650 psi [Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251]
- E = efisiensi sambungan
= 1,00 [Towler dan Sinnot (2008), hal.991]
- C = faktor korosi [in]
= 0,125 in [Towler dan Sinnot (2008), hal.985]

Sehingga tebal *head* :

$$t_h = \frac{0,885 \times 20,28 \text{ psi} \times 64,92 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 1 - 0,1 \times 20,28 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_h = 0,2171 \text{ in}$$

Dipilih tebal *head* standar = 1/4 in = 0,25 in
= 0,0063 m



Gambar 5. *Design Head* Evaporator

- t_h = Tebal head [m]
- icr = Jari-jari sudut internal [m]
- s_f = Flange lurus [m]
- r = Jari-jari kelengkungan [m]
- OA = Tinggi penutup [m]

Tinggi tutup evaporator dihitung dengan :

$$OA = s_f + b + t_h \dots\dots\dots 63$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \dots\dots\dots 64$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr \dots\dots\dots 65$$

$$BC = r - icr \dots\dots\dots 66$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) halaman 88, diperoleh nilai s_f pada t_h standar 1/4 yaitu berkisar antara 1½ - 2½.

Dipilih $s_f = 2,5 \text{ in} = 0,0635 \text{ m}$

Berdasarkan Tabel 5.7 Brownell dan Young (1959) halaman 89, diperoleh :

$r = 6 \text{ in} = 1,68 \text{ m}$ (untuk OD standar = 66 in)

$icr = 4 \text{ in} = 0,10 \text{ m}$

Sehingga diperoleh :

$$AB = \left(\frac{1,68}{2} - 0,10\right) \text{ m} = 0,74 \text{ m}$$

$$BC = (1,67 - 0,10) \text{ m} = 1,57 \text{ m}$$

$$b = 1,68 \text{ m} - \sqrt{(1,57 \text{ m})^2 - (0,74 \text{ m})^2}$$

$$= 0,28 \text{ m}$$

Sehingga tinggi *head* :

$$OA = 0,0635 \text{ m} + 0,28 \text{ m} + 0,0063 \text{ m}$$

$$= 0,35 \text{ m}$$

13. Tinggi Total Evaporator

$$H_T = \text{Tinggi menara} + 2 \cdot \text{Tinggi head} \dots\dots\dots 67$$

$$= 3,30 \text{ m} + 2 \times 0,35 \text{ m}$$

$$= 4 \text{ m}$$

14. Perancangan *Baffle*

Jenis *baffle* yang digunakan yaitu *single segmental baffle*, yang digunakan untuk memisahkan cairan and uap dengan membentuk lintasan fluida di dalam shell.

Jumlah *baffle*

Jumlah *baffle* yang dipilih berdasarkan Cheremisinof, N.P., 2000, halaman 105 yaitu 2 buah.

Tinggi *baffle*

Tinggi *baffle* diasumsikan 75% dari diameter dalam *shell*, sehingga diperoleh :

$$H_b = 75\% \cdot ID_s \dots\dots\dots 66$$

$$= 75\% \cdot 0,79 \text{ m}$$

$$= 0,59 \text{ m}$$

Jarak antar baffle

Jarak antar *baffle* adalah 0,2-0,6 dari diameter dalam *shell*, sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{Baffle spacing} &= 0,25 \cdot \text{IDs} \dots\dots\dots 67 \\ &= 0,25 \cdot 0,79 \text{ m} \\ &= 0,20 \text{ m} \end{aligned}$$

15. Menentukan harga evaporator

Berdasarkan Aries Newton, 1995, halaman 53 diperoleh harga evaporator sebesar US\$18000 .

Untuk mencari harga pada tahun 2020 digunakan persamaan sebagai berikut :

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \dots\dots\dots 68$$

(Aries Newton, 1995, halaman 16)

Keterangan :

E_x = Harga pada tahun x

E_y = Harga pada tahun y

N_x = Indeks pada tahun x

N_y = Indeks pada tahun y

N_x = Indeks pada tahun 2020 = 591,3

N_y = Indeks pada tahun 1954 = 185

E_y = Harga pada tahun 1954 = US\$18.000

Maka nilai E_x adalah sebagai berikut :

$$E_x = \text{US\$}18.000 \frac{591,3}{185}$$

$$E_x = \text{US\$}57.528,58$$

Sehingga, harga evaporator pada tahun 2020 yaitu sebesar US\$575.28,58.

RINGKASAN PERHITUNGAN EVAPORATOR

Fungsi : Memekatkan hasil keluaran reaktor berupa $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$, $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$, $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$, dan H_2O dengan cara menguapkan $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$.

Jenis : *Long tube vertical- natural circulation evaporator*

Kondisi Operasi

Tekanan = 1,00 atm

Suhu umpan = 70,06°C

Suhu keluar = 153,48°C

Rd = 0,0013 ft².hr.°F/BTU

Dimensi *tube*

Panjang (L) : 10 ft

Jumlah pipa (Nt) 678

Pitch : 1 in (*square pitch*)

Pressure drop (ΔP_i) : 0,03 atm

Dimensi *shell*

Diameter dalam (IDs) = 31 in = 0,79 m

Jumlah *baffle* = 2

Tinggi *baffle* = 0,59 m

Baffle spacing = 0,20 m

Dimensi evaporator

Tinggi head = 0,35 m

Tinggi total evaporator = 4,00 m

Diameter dalam menara (ID) = 1,67 m

Diameter luar menara (OD) = 1,68 m

MENARA DISTILASI 1

MD-01

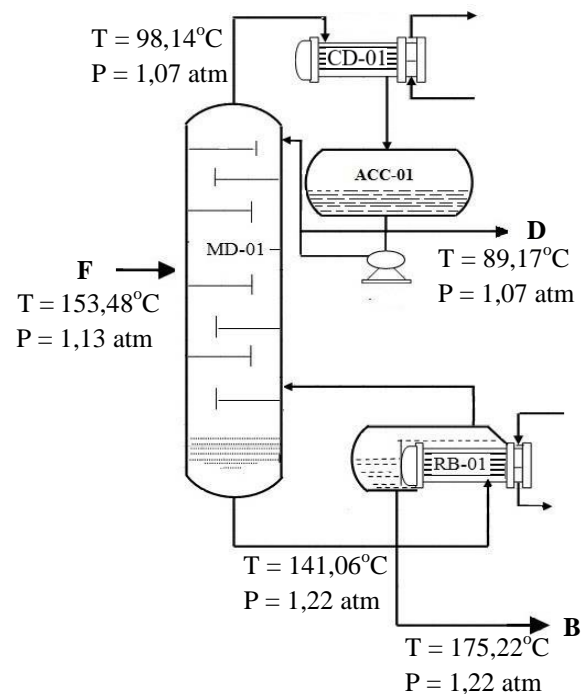
Fungsi : Memisahkan Aseton, Air, dan Fenol sebagai *Recycle*

Jenis : *Sieve Tray Distillation Tower*

Kondisi Operasi : Tekanan : 1,07 atm

Suhu : 153,48°C

Sketsa permasalahan :



Asumsi :

1. Menara distilasi bekerja pada keadaan *steady* (tunak).
2. Pada setiap *plate* terjadi kesetimbangan fase.
3. Aliran dalam setiap *plate* konstan.
4. Koefisien kesetimbangan fase mengikuti persamaan $K_i = \frac{P_i}{P_{total}}$

1. Neraca Massa

a. Umpan masuk menara distilasi 1

Tabel 1. Data umpan masuk menara distilasi 1

| Komponen | Aliran keluar arus 10 | |
|------------------------------------|-----------------------|--------------|
| | Kg/jam | kmol/jam |
| (CH ₃) ₂ CO | 400,73 | 6,90 |
| H ₂ O | 525,78 | 18,81 |
| C ₆ H ₅ OH | 1771,01 | 29,20 |
| Total | 2697,52 | 54,91 |

b. Keluaran hasil atas menara distilasi 1

Tabel 2. Data hasil atas menara distilasi 1

| Komponen | Aliran keluar arus 10 | |
|------------------------------------|-----------------------|--------------|
| | Kg/jam | kmol/jam |
| (CH ₃) ₂ CO | 400,33 | 6,89 |
| H ₂ O | 508,29 | 28,22 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,77 | 0,02 |
| Total | 910,39 | 35,13 |

Tabel 3. Data hasil bawah menara distilasi 1

| Komponen | Aliran Input Arus 11 | |
|------------------------------------|----------------------|--------------|
| | Kg/jam | Kmol/jam |
| (CH ₃) ₂ CO | 0,40 | 0,01 |
| H ₂ O | 17,49 | 1,77 |
| C ₆ H ₅ OH | 1769,24 | 18,79 |
| Total | 1787,13 | 19,78 |

2. Menentukan Kondisi Operasi Menara Distilasi

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data Konstanta Antoine masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|------------------------------------|---------|-------------|---------|------------|------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 28,5884 | -2,4690E+03 | -7,3510 | 2,8025E-10 | 2,7361E-06 |
| H ₂ O | 29,8605 | -3,1522E+03 | -7,3037 | 2,4247E-09 | 1,8090E-06 |
| C ₆ H ₅ OH | 23,5332 | -3,4961E+03 | -4,8990 | 1,2160E-04 | 9,6537E-13 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \text{Log}_{10} T + DT + ET^2 \dots\dots\dots 1$$

$$P_i = 10^{(A+B/T+C \text{Log}_{10} T+DT+ET^2)} \dots\dots\dots 2$$

Dengan : P_i : Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B, ..., E : Konstanta Antoine

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Konstanta Antoine dapat dihitung tekanan uap jenuh.

Selanjutnya konstanta kesetimbangan K dapat hitung dengan persamaan :

$$K = \frac{P_i}{P} \dots\dots\dots 3$$

Dengan : K = Kesetimbangan fase uap-air

P_i = Tekanan uap jenuh [mmHg]

P = Tekanan total [mmHg]

Kondisi suatu campuran dapat diketahui dengan persamaan *Raoult Dalton*, yaitu:

$$y_i = k \cdot x_i \text{ atau } x_i = \frac{y_i}{k_i} \dots\dots\dots 4$$

Jika : $\sum y_i = 1$, maka kondisi campuran adalah cair jenuh

$\sum x_i = 1$, maka kondisi campuran adalah uap jenuh

Umpan : Umpan masuk dalam keadaan uap jenuh

Komponen Kunci :

Komponen kunci ringan (*light key component*) dipilih (CH₃)CO

Komponen kunci berat (*heavy key component*) dipilih C₆H₅OH

a. Kondisi operasi umpan

Kondisi umpan menara dirancang pada keadaan *dew point* (titik embun).

Berdasarkan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel, diperoleh kondisi operasi sebagai berikut :

$$P = 1,07 \text{ atm} = 836,00 \text{ mmHg}$$

$$T = 152,03^\circ\text{C} = 425,03 \text{ K}$$

Tabel 5. Kondisi operasi umpan

| Komponen | kmol/jam | yi | Pi | Ki | xi = yi/Ki | $\alpha = K_i/K_{hk}$ |
|------------------------------------|--------------|-------------|---------|-------|-------------|-----------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 6,90 | 0,13 | 8957,09 | 11,50 | 0,01 | 29,47 |
| H ₂ O | 18,81 | 0,53 | 3747,11 | 4,81 | 0,11 | 12,33 |
| C ₆ H ₅ OH | 29,20 | 0,34 | 303,90 | 0,39 | 0,88 | 1,00 |
| Total | 54,91 | 1,00 | | | 1,00 | |

b. Kondisi operasi atas (distilat)

Kondisi operasi puncak menara terjadi pada keadaan *dew point* dan digunakan *condenser* total karena diinginkan hasil atas berupa cairan.

Suhu embun

Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel sampai diperoleh $\sum x_i = \sum y_i/K_i = 1$.

$$P = 1,07 \text{ atm} = 816,43 \text{ mmHg}$$

$$T = 98,14^\circ\text{C} = 371,14 \text{ K}$$

Tabel 6. Kondisi operasi distilat pada suhu embun

| Komponen | kmol/jam | yi | Pi | Ki | xi = yi/Ki | $\alpha = K_i/K_{hk}$ |
|------------------------------------|--------------|---------------|---------|------|-------------|-----------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 6,89 | 0,1962 | 2655,50 | 3,25 | 0,06 | 71,43 |
| H ₂ O | 28,22 | 0,8033 | 706,76 | 0,87 | 0,93 | 19,01 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,02 | 0,0005 | 37,18 | 0,05 | 0,01 | 1,00 |
| Total | 35,13 | 1,0000 | | | 1,00 | |

Suhu didih

Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel sampai diperoleh $\sum y_i = K_i \cdot \sum x_i = 1$.

$$P = 1,07 \text{ atm} = 816,43 \text{ mmHg}$$

$$T = 89,17^\circ\text{C} = 362,17 \text{ K}$$

Tabel 7. Kondisi operasi distilat pada suhu didih

| Komponen | kmol/jam | xi | Pi | Ki | yi = xi.Ki | $\alpha=Ki/K_{hk}$ |
|------------------------------------|--------------|---------------|---------|------|-------------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 6,89 | 0,1962 | 2087,08 | 2,56 | 0,50 | 85,41 |
| H ₂ O | 28,22 | 0,8033 | 506,63 | 0,62 | 0,50 | 20,73 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,02 | 0,0005 | 24,44 | 0,03 | 0,00 | 1,00 |
| Total | 35,13 | 1,0000 | | | 1,00 | |

c. Kondisi operasi bawah (bottom)

Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel sampai diperoleh $\sum y_i = K_i \cdot \sum x_i = 1$.

$P = 1,07 \text{ atm} = 816,03 \text{ mmHg}$

$T = 170,48^\circ\text{C} = 435,06 \text{ K}$

Tabel 8. Kondisi operasi *bottom*

| Komponen | kmol/jam | yi | Pi | Ki | xi = yi/Ki | $\alpha=Ki/K_{hk}$ |
|------------------------------------|--------------|---------------|----------|-------|---------------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,01 | 0,0004 | 12648,69 | 15,49 | 0,0054 | 23,19 |
| H ₂ O | 0,98 | 0,0491 | 5976,86 | 7,32 | 0,3595 | 10,96 |
| C ₆ H ₅ OH | 18,79 | 0,9505 | 545,51 | 0,67 | 0,6351 | 1,00 |
| Total | 19,78 | 1,0000 | | | 1,0000 | |

3. Menentukan LK dan HK

Adapun pemilihan komponen kunci adalah sebagai berikut :

Light key : (CH₃)₂CO

High key : C₆H₅OH

Menentukan distribusi komponen menggunakan persamaan Shiras dkk, atau persamaan 9.164 Treyball, R.E. (1980) halaman 435:

$$\frac{x_{jD}D}{x_{jF}F} = \left[\frac{(\alpha_j - 1) \cdot x_{IkD} \cdot D}{(\alpha_{Ik} - 1) \cdot x_{IkF} \cdot F} + \frac{(\alpha_{Ik} - \alpha_j) \cdot x_{hkD} \cdot D}{(\alpha_{Ik} - 1) \cdot x_{hkF} \cdot F} \right] \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

D : Laju alir mol pada distilat

F : Laju alir mol pada umpan

x_{jD} : Fraksi mol komponen j distilat

x_{IkD} : Fraksi mol komponen kunci ringan distilat

x_{hkD} : Fraksi mol komponen kunci berat distilat

x_{jF} : Fraksi mol komponen j pada umpan

x_{lkF} : Fraksi mol komponen kunci ringan umpan

x_{hkF} : Fraksi mol komponen kunci berat umpan

α_j : Volatilitas komponen j

α_{lk} : Volatilitas komponen kunci ringan

Syarat :

- Jika nilai $\frac{x_{jD}}{x_{jF}}$ berada pada $-0,01 < \frac{x_{jD}}{x_{jF}} < 1,01$, maka komponen tersebut akan terdistribusi sebagai hasil atas dan hasil bawah.
- Jika nilai $\frac{x_{jD}}{x_{jF}} > 1,01$, maka komponen tersebut hanya terdistribusi sebagai hasil atas.
- Jika nilai $\frac{x_{jD}}{x_{jF}} < -0,01$, maka komponen tersebut hanya terdistribusi sebagai hasil bawah.

Dengan memasukkan data-data yang sudah ada, diperoleh hasil distribusi masing-masing komponen :

Tabel 9. Hasil distribusi masing-masing komponen

| Komponen | $\frac{\alpha_j - 1}{\alpha_{lk} - 1}$ | $\frac{x_{lkD} \cdot D}{x_{lkF} \cdot F}$ | $\frac{\alpha_{lk} - \alpha_j}{\alpha_{lk} - 1}$ | $\frac{x_{hkD} \cdot D}{x_{hkF} \cdot F}$ | $\frac{x_{jD}}{x_{jF}}$ | Terdistribusi |
|------------------------------------|--|---|--|---|-------------------------|----------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 1,0000 | 0,9990 | 0,0000 | 0,0010 | 0,9990 | atas dan bawah |
| H ₂ O | 0,4019 | 0,9990 | 0,5981 | 0,0010 | 0,4021 | atas dan bawah |
| C ₆ H ₅ OH | 0,0000 | 0,9990 | 1,0000 | 0,0010 | 0,0010 | atas dan bawah |

4. Volatilitas Relatif Rata-Rata (α_{avg})

Volatilitas relatif rata-rata (α_{avg}) dihitung menggunakan :

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{top} \times \alpha_{bottom}} \dots\dots\dots 6$$

(Towler, G. dan Sinnott, R., 2008)

Keterangan :

α_{avg} : Volatilitas relatif rata-rata

α_{top} : Volatilitas relatif *distilat*

α_{bottom} : Volatilitas relatif *bottom*

Dengan menggunakan persamaan di atas, diperoleh relatif volatilitas rata-rata sebagai berikut :

Tabel 10. Volatilitas relatif masing-masing komponen.

| Komponen | α_{top} | α_{bottom} | α_{avg} |
|------------------------------------|----------------|-------------------|----------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 71,43 | 23,19 | 40,70 |
| H ₂ O | 19,01 | 10,96 | 14,43 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,00 | 1,00 | 1,00 |

5. Jumlah Plate Minimum (Nm)

Jumlah *plate* minimum (Nm) dihitung menggunakan persamaan *Fenske* (persamaan 11.58) Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 675 :

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right]_D \left[\frac{x_{hk}}{x_{lk}} \right]_B}{\log \alpha_{lk}} \dots\dots\dots 7$$

Keterangan :

Nm : Jumlah *plate* minimum

x_{lk} : Fraksi mol komponen kunci ringan

x_{hk} : Fraksi mol komponen kunci berat

D : Distilat

B : *Bottom*

α_{lk} : Volatilitas relatif rata-rata komponen kunci ringan

α_{hk} : Volatilitas relatif rata-rata komponen kunci berat

Sehingga :

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{0,1962}{0,0005} \right]_D \left[\frac{0,9505}{0,0003} \right]_B}{\log(40,70)}$$

$$N_m = 3,73 = 4$$

6. Refluk Minimum

Untuk menentukan refluks minimum digunakan persamaan *Underwood* (persamaan 11.61) Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 676 :

$$\sum \frac{\alpha_i - x_{iF}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \dots\dots\dots 8$$

Sedangkan refluks minimum dihitung persamaan 11.60 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 675 :

$$\sum \frac{\alpha_i - x_{iD}}{\alpha_i - \theta} = R_{\min} + 1 \dots\dots\dots 9$$

a. Konstanta Underwood

Umpan masuk dalam keadaan uap jenuh, sehingga $q = 0$

Trial $\theta = 5,21$

Tabel 11. Tabel konstanta *Underwood*

| Komponen | x_F | a_F | $a_F \cdot x_F$ | $a_F - \theta$ | $\frac{a_i - x_{iF}}{a_i - \theta}$ |
|------------------------------------|-------------|-------|-----------------|----------------|-------------------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,13 | 30,57 | 3,63 | 25,68 | 0,15 |
| H ₂ O | 0,53 | 12,55 | 6,49 | 7,21 | 0,93 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,34 | 1,00 | 0,34 | -4,21 | -0,08 |
| Total | 1,00 | | | | 0,00 |

b. Refluks rasio minimum

Tabel 12. Jumlah refluks rasio minimum + 1

| Komponen | x_D | a_D | $a_D \cdot x_D$ | $a_D - \theta$ | $\frac{a_i - x_{iD}}{a_i - \theta}$ |
|------------------------------------|-------------|-------|-----------------|----------------|-------------------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,1962 | 71,43 | 14,01 | 66,21 | 0,2116 |
| H ₂ O | 0,8033 | 19,01 | 15,27 | 13,80 | 1,1069 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,0005 | 1,00 | 0,01 | -4,21 | -0,0001 |
| Total | 1,00 | | | | 1,3184 |

$R_{\min} + 1 = 1,3184$

$R_{\min} = 0,3184$

7. Refluks Operasi

Berdasarkan Towler G., dan Sinnott, R. (2009) halaman 181, rasio refluks operasi berkisar antara 1,05-1,25. Dipilih 1,25, sehingga :

$R = 1,25 R_{\min} \dots\dots\dots 10$
 $= 1,25(0,3184)$
 $= 0,40$

8. Jumlah Plate Ideal

Diperoleh dari grafik *Gililand* atau ditunjukkan pada gambar 8-24A Ludwig, Ernest E., halaman 30 diperoleh :

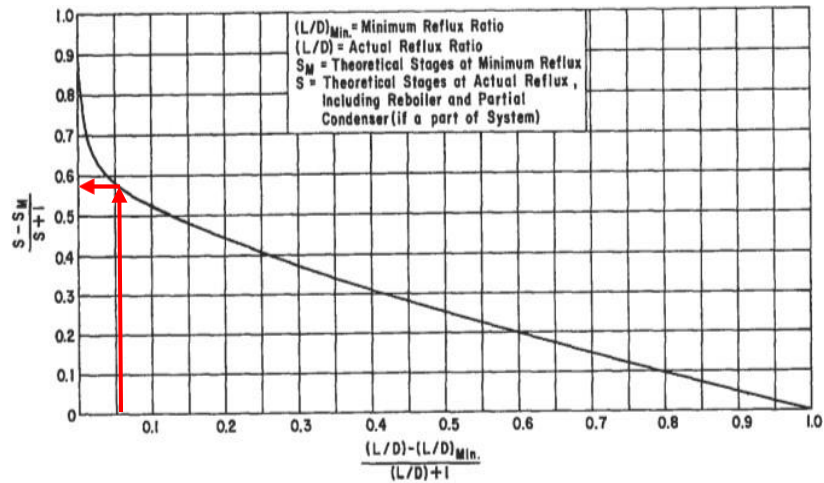


Figure 8-24A. Correlation of theoretical plates with reflux ratio.

$$\frac{R - R_{\min}}{R + 1} = \frac{0,40 - 0,3184}{0,40 + 1} = 0,0569$$

Dari grafik *Gililand* diperoleh :

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0,57$$

$$\frac{N - 3,73}{N + 1} = 0,57$$

$$N = 9,99$$

$$N = 10$$

9. Efisiensi Plate

Efisiensi *plate* dihitung berdasarkan pendekatan *O'Connel* yang ditunjukkan pada persamaan 11.67 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 701, yaitu :

$$E_o = 51 - 32 \log(\mu_a \alpha_a) \dots \dots \dots 11$$

Keterangan :

E_o = Efisiensi *plate*

μ_a = Viskositas rerata cairan umpan

α_a = Volatilitas relatif cairan umpan

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 13. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|------------------------------------|----------|------------|-------------|-------------|
| (CH ₃) ₂ CO | -7,2126 | 9,0305E+02 | 1,8385E-02 | -2,0353E-05 |
| H ₂ O | -10,2158 | 1,7925E+03 | 1,7730E-03 | -1,2631E-05 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2629E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |

$T_{didih} = 375,84 \text{ K}$

Tabel 14. Data untuk menghitung efisiensi *plate*

| Komponen | x_F | μ | α_F | $x_F \cdot \mu \cdot \alpha_F$ |
|------------------------------------|-------------|-------|------------|--------------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,13 | 0,11 | 28,83 | 0,40 |
| H ₂ O | 0,53 | 0,18 | 12,21 | 1,16 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,34 | 0,59 | 1,00 | 0,20 |
| Total | 1,00 | | | 1,76 |

Sehingga efisiensi *plate* dapat dihitung sebagai berikut :

$E_o = 51 - 32 \log(1,76)$

$E_o = 43,16\%$

10. Jumlah Plate Aktual

$$N_{\text{aktual}} = \frac{N}{\text{Efisiensi}} \dots\dots\dots 12$$

Sehingga :

$$N_{\text{aktual}} = \frac{10}{43,16\%} = 23,36$$

11. Letak Plate Umpan (Feed Tray)

Letak *plate* umpan dihitung menggunakan persamaan *Kirkbride* (persamaan 11.62) Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 676, yaitu :

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_{Fhk}}{x_{Flk}} \right) \left(\frac{x_{Blk}}{x_{Dhk}} \right)^2 \right] \dots\dots\dots 13$$

Keterangan :

N_r : Jumlah *plate* pada *rectifying/enriching*

N_s : Jumlah *plate* pada *stripping*

B : Kecepatan mol *bottom* (kmol/jam)

D : Kecepatan mol distilat (kmol/jam)

x_F : Fraksi mol umpan

x_B : Fraksi mol *bottom*

x_D : Fraksi mol distilat

Sehingga :

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \log \left[\left(\frac{19,78}{35,13} \right) \left(\frac{0,34}{0,13} \right) \left(\frac{0,0003}{0,0005} \right)^2 \right]$$

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \log [0,6513]$$

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = -0,0384$$

$$\frac{N_r}{N_s} = 0,9155$$

$$N_r = 0,9155 N_s$$

$$N_r + N_s = 24$$

$$0,9155 N_s + N_s = 24$$

$$1,9155 N_s = 24$$

$$N_s = 12,53 = 13$$

$$N_r = 24 - 13 = 11$$

Maka menara distilasi 1 terdiri dari :

Seksi *rectifying* (N_r) = 11

Reboiler = 1

Seksi *stripping* (N_s) = 12

Umpan masuk dari *plate* ke-11 dari atas atau *plate* ke-12 dari bawah.

12. Diameter dan Tinggi menara

Dihitung berdasarkan kecepatan *flooding*, kondisi evaluasi pada puncak menara dan evaluasi pada dasar menara.

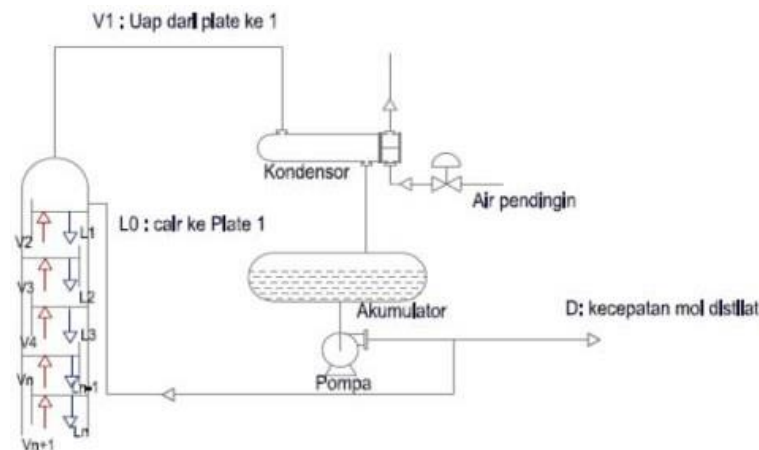
a. Puncak menara

Sketsa permasalahan

Tekanan : 1,00 atm

Suhu uap : 371,81 K

Suhu cairan : 362,90 K



Neraca massa :

$$V_1 = L_0 + D$$

$$V_2 = L_1 + D$$

$$V_3 = L_2 + D$$

$$V_n = L_{n-1} + D$$

$$V_{n+1} = L_n + D$$

Untuk aliran konstan molal :

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_n = V_{n+1} = V$$

$$L_0 = L_1 = L_2 = L_3 = L_n = L$$

Neraca komponen pada puncak menara :

$$V \cdot y_{1,1} = L \cdot x_{0,1} + D \cdot x_{Di} \dots \dots \dots 14$$

Keterangan :

D : Kecepatan mol distilat (kmol/jam)

V : Kecepatan mol uap (kmol/jam)

x_o : Fraksi mol masing-masing komponen pada cairan refluk

x_d : Fraksi mol masing-masing komponen pada distilat

Neraca massa :

$$V = L_o + D \dots\dots\dots 15$$

$$L_o/D = R \dots\dots\dots 16$$

$$V = (R+1)D \dots\dots\dots 17$$

$$V = (0,40 + 1) 35,13 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

$$V = 49,12 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

Komposisi Uap

Fraksi mol uap = fraksi mold distilat karena kondensor total, maka komposisi uap dapat dihitung berdasarkan persamaan :

$$V_i = y_i \cdot V \dots\dots\dots 18$$

Keterangan :

V : Kecepatan mol uap total (kmol/jam)

V_i : Kecepatan mol masing-masing komponen uap (kmol/jam)

y_i : Fraksi mol masing-masing komponen

Tabel 15. Komposisi uap masing-masing komponen di puncak menara

| Komponen | BM | y _i | V _i | | Fraksi massa |
|------------------------------------|-------|----------------|----------------|----------------|---------------|
| | | | kmol/jam | Kg/jam | |
| (CH ₃) ₂ CO | 58,08 | 0,1962 | 9,64 | 559,69 | 0,4397 |
| H ₂ O | 18,01 | 0,8033 | 39,45 | 710,62 | 0,5583 |
| C ₆ H ₅ OH | 94,11 | 0,0005 | 0,03 | 2,47 | 0,0020 |
| Total | | 1,0000 | 49,13 | 1272,78 | 1,0000 |

Komposisi cair

Dihitung menggunakan persamaan :

$$L_i = V_i - D_i \dots\dots\dots 19$$

Keterangan :

L_i : Kecepatan mol masing-masing komponen cair (kmol/jam)

D_i : Kecepatan mol masing-masing komponen distilat (kmol/jam)

Tabel 16. Komposisi cair masing-masing komponen di puncak menara

| Komponen | BM | xi | Li | | Fraksi massa |
|------------------------------------|-------|---------------|--------------|---------------|---------------|
| | | | kmol/jam | Kg/jam | |
| (CH ₃) ₂ CO | 58,08 | 0,1962 | 2,75 | 159,36 | 0,4397 |
| H ₂ O | 18,01 | 0,8033 | 11,23 | 202,33 | 0,5583 |
| C ₆ H ₅ OH | 94,11 | 0,0005 | 0,01 | 0,70 | 0,0020 |
| Total | | 1,0000 | 13,99 | 362,39 | 1,0000 |

Tinjauan fase uap

Suhu operasi = 371,14 K

Massa molekul campuran (BM_{mix})

$$BM_{mix} = \frac{\text{Kecepatan massa uap total}}{\text{Kecepatan mol uap}} \dots\dots\dots 20$$

$$BM_{mix} = \frac{1272,78 \text{ kg/jam}}{49,12 \text{ kmol/jam}}$$

$$= 25,91 \text{ kg/kmol}$$

Rapat Massa Uap

Dihitung menggunakan persamaan gas ideal :

$$\rho_g = \frac{BM_{mix} \cdot P_T}{R_g \cdot T} \dots\dots\dots 21$$

$$\rho_g = \frac{25,91 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \cdot 1,07 \text{ atm}}{0,0821 \frac{\text{m}^3 \cdot \text{atm}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \cdot 371,14 \text{ K}}$$

$$= 0,91 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Tinjauan fase cair

Suhu operasi = 362,17 K

Rapat massa fase cair (ρ_l)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\rho_l = \frac{\text{Kecepatan massa total}}{\text{Kecepatan volume total}} \dots\dots\dots 22$$

Tabel 17. Data volume masing-masing komponen

| Komponen | Massa (kg/jam) | ρ (kg/m ³) | Volume (m ³ /jam) |
|------------------------------------|----------------|-----------------------------|------------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 159,36 | 705,69 | 0,2258 |
| H ₂ O | 202,33 | 966,59 | 0,2093 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,70 | 1015,19 | 0,0007 |
| Total | 362,39 | | 0,4358 |

Sehingga :

$$\rho_1 = \frac{362,39 \text{ kg/jam}}{0,4358 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$= 831,49 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Tegangan muka

$$\tau = \sum x_{\text{massa}} \cdot \tau_i \dots\dots\dots 23$$

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk tagangan muka masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 18. Data untuk tegangan muka masing-masing komponen

| Komponen | A | Tc (K) | n |
|------------------------------------|---------|--------|--------|
| (CH ₃) ₂ CO | 62,200 | 508,20 | 1,1240 |
| H ₂ O | 132,674 | 647,13 | 0,9550 |
| C ₆ H ₅ OH | 74,500 | 694,25 | 1,0767 |

Tabel 19. Data tegangan muka masing-masing komponen di puncak menara

| Komponen | x _{massa} | τ (dyne/cm) | x _{massa} · τ |
|------------------------------------|--------------------|------------------|-----------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,4397 | 15,31 | 15,31 |
| H ₂ O | 0,5583 | 60,62 | 33,84 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,0020 | 33,68 | 0,07 |
| Total | 1,0000 | | 40,64 |

Sehingga diperoleh $\tau_{\text{mix}} = 40,64 \text{ dyne/cm}^2$

Parameter *Flooding*

Dihitung menggunakan persamaan 11.82 Towler, G. dan Sinnott R. (2008), halaman 720 :

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_L}} \dots\dots\dots 24$$

Keterangan :

F_{LV} : Parameter *flooding*

L_w : Kecepatan massa fase cair (kg/jam)

V_w : Kecepatan massa fase uap (kg/jam)

ρ_g : Rapat massa fase uap (kg/m³)

ρ_l : Rapat massa fase cair (kg/m³)

Sehingga :

$$F_{LV} = \frac{362,39 \text{ kg/jam}}{1272,78 \text{ kg/jam}} \sqrt{\frac{0,91 \text{ kg/m}^3}{831,49 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 0,019$$

Parameter kecepatan *flooding* diperoleh dari fig. 11.29 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 720 :

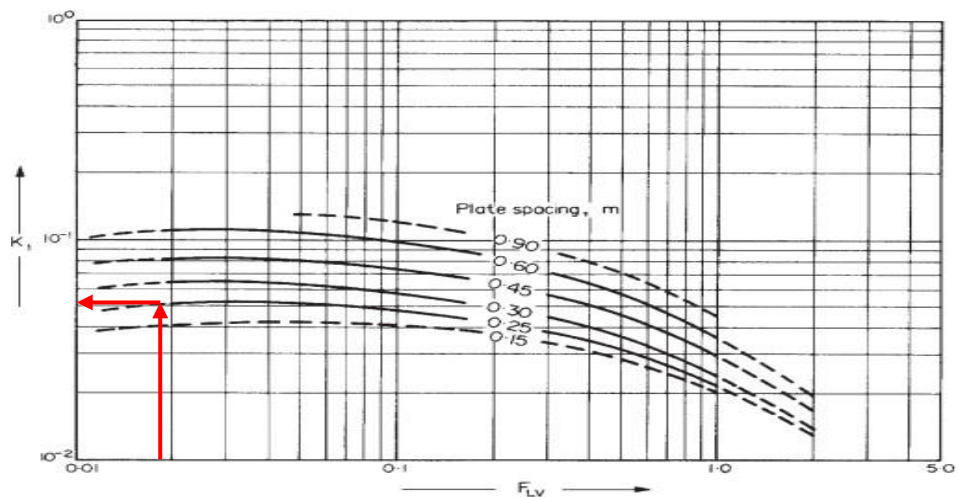


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

Dipilih jarak antar *plate* 0,25 m, sehingga diperoleh nilai $K_1 = 0,051$

Kecepatan uap maksimum

Dihitung menggunakan persamaan 11.81 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 720 :

$$u_f = K_1 \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0,5} \left(\frac{\tau}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2} \dots\dots\dots 25$$

Keterangan :

K_1 : Parameter kecepatan *flooding* (m/s)

u_f : Kecepatan uap maksimum (m/s)

ρ_l : Rapat massa fase cair (kg/m³)

ρ_g : Rapat massa fase gas (kg/m³)

τ : Tegangan muka (dyne/cm)

$$u_f = 0,051 \frac{\text{m}}{\text{s}} \left(\frac{831,49 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 0,91 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,91 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right)^{0,5} \left(\frac{40,64 \text{ dyne/cm}}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2}$$

$$= 1,78 \text{ m/s}$$

Kecepatan volume uap

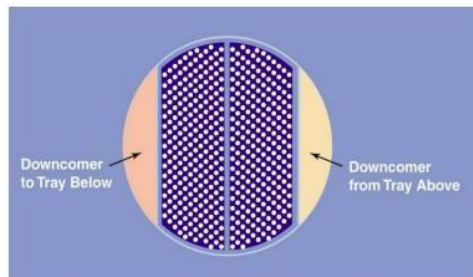
$$Q_{\text{uap}} = \frac{\text{Kecepatan massa uap}}{\text{Rapat massa uap}} \dots\dots\dots 26$$

$$Q_{\text{uap}} = \frac{831,49 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{\text{jam}}{3600 \text{ s}}}{0,91 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0,39 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Luas penampang menara

Sieve tray dapat digambarkan di bawah ini :



Kecepatan operasi uap

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 720, kecepatan operasi uap untuk desain berkisar antara 80-85% kecepatan linier maksimum. Dipilih kecepatan operasi uap 85% dari kecepatan linier maksimum.

$$\begin{aligned}
 u_{op} &= 85\% \cdot u_f \dots\dots\dots 27 \\
 &= 85\% \cdot 1,78 \text{ m/s} \\
 &= 1,52 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Luas penampang tray

$$A_t = \frac{Q_{uap}}{u_{op}} \dots\dots\dots 28$$

Keterangan :

- A_t : Luas penampang (m^2)
- Q_{uap} : Kecepatan volume uap (m^3/s)
- u_{op} : Kecepatan linier uap (m/s)

$$\begin{aligned}
 A_t &= \frac{0,39 \frac{m^3}{jam}}{1,52 \text{ m/s}} \\
 &= 0,26 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Luas Total Area

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 721, *downcomer* menempati 12% dari luas total. Sehingga luas total area dapat dihitung sebagai berikut :

$$A = \frac{A_t}{c \cdot 1 - 0,12} \dots\dots\dots 29$$

$$\begin{aligned}
 A_c &= \frac{0,26 \text{ m}^2}{1 - 0,12} \\
 &= 0,2898 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Downcomer area

$$\begin{aligned}
 A_d &= 12\% \cdot A_c \dots\dots\dots 30 \\
 &= 12\% \cdot 0,2898 \text{ m}^2 \\
 &= 0,0348 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Active area

$$\begin{aligned}
 A_a &= A_c - 2A_d \dots\dots\dots 31 \\
 &= 0,2898 \text{ m}^2 - 2 \times 0,0348 \text{ m}^2 \\
 &= 0,2203 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Hole area

Berdasarkan Walas, S. M. (1990), halaman 428, *hole area* berkirasaran pada 5%-10% *active area*, namun pada umumnya 10%.

$$\begin{aligned}
 A_h &= 10\% \cdot A_a \dots\dots\dots 32 \\
 &= 10\% \cdot 0,2203 \text{ m}^2 \\
 &= 0,0220 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Diameter Menara

$$\begin{aligned}
 D_t &= \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}} \dots\dots\dots 33 \\
 &= \sqrt{\frac{4 \times 0,2898 \text{ m}^2}{3,14}} \\
 &= 0,61 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

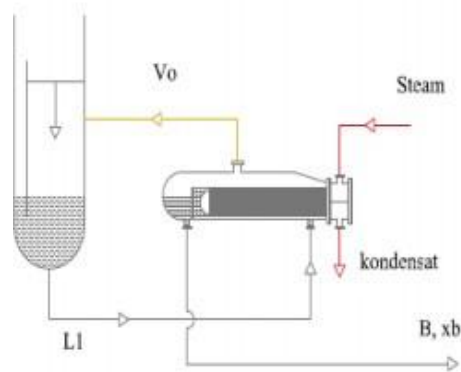
Dipilih diameter standar = 0,6096 m² = 24 in

b. Dasar menara

Sketsa permasalahan :

Suhu residu (keluaran reboiler) : 443,48 K

Tekanan : 1,07 atm



Keterangan : L_1 : Kecepatan massa cairan (kg/jam)

V_o : Kecepatan massa uap (kg/jam)

B : Kecepatan massa residu (kg/jam)

x_i : Fraksi mol fase cair

y_i : Fraksi mol fase uap

x_b : Fraksi mol komponen pada residu

| Komponen | BM (kg/kmol) | Kg/jam | Kmol/jam |
|--------------|--------------|----------------|--------------|
| $(CH_3)_2CO$ | 58,08 | 0,40 | 0,01 |
| H_2O | 18,01 | 18,79 | 0,98 |
| C_6H_5OH | 94,11 | 1769,24 | 18,79 |
| Total | | 1787,13 | 19,78 |

Menentukan komposisi uap yang keluar dari reboiler (V_o)

Kecepatan mol $V_o =$ kecepatan mol V_1 karena aliran konstan molal. Maka, komposisi uap dapat dihitung berdasarkan persamaan :

$$V_i = y_i \cdot V$$

$$V = V_o = 38,23 \text{ kmol/jam}$$

Tabel 20. Komposisi uap masing-masing komponen di dasar menara

| Komponen | BM | y_i | V_i | | Fraksi massa |
|--------------|-------|---------------|--------------|----------------|---------------|
| | | | kmol/jam | Kg/jam | |
| $(CH_3)_2CO$ | 58,08 | 0,0054 | 0,26 | 15,42 | 0,0047 |
| H_2O | 18,01 | 0,3569 | 17,66 | 318,00 | 0,0973 |
| C_6H_5OH | 94,11 | 0,6351 | 31,20 | 2936,00 | 0,8980 |
| Total | | 1,0000 | 49,12 | 3269,42 | 1,0000 |

Menentukan komposisi fase cair masuk reboiler (L_i)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$L_i = V_i + B_i \dots\dots\dots 34$$

Keterangan :

L_i : Kecepatan massa fase cair masuk reboiler (kmol/jam)

B_i : Kecepatan massa residu boiler (kmol/jam)

V_i : Kecepatan massa fase uap keluar reboiler (kmol/jam)

Tabel 21. Komposisi cair masing-masing komponen di dasar menara

| Komponen | BM | x_i | L_i | | Fraksi massa |
|------------------------------------|-------|---------------|--------------|----------------|---------------|
| | | | kmol/jam | Kg/jam | |
| (CH ₃) ₂ CO | 58,08 | 0,0039 | 0,27 | 15,82 | 0,0031 |
| H ₂ O | 18,01 | 0,2704 | 18,64 | 335,49 | 0,0664 |
| C ₆ H ₅ OH | 94,11 | 0,7257 | 49,99 | 4705,24 | 0,9305 |
| Total | | 1,0000 | 68,90 | 5056,55 | 1,0000 |

Suhu masuk reboiler

Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel sampai diperoleh $\sum y_i = K_i \cdot x_i = 1$.

$$P = 1,07 \text{ atm} = 816,43 \text{ mmHg}$$

$$T = 136,62^\circ\text{C} = 409,62 \text{ K}$$

Tabel 22. Kondisi operasi reboiler

| Komponen | x_i | P_i | K_i | $y_i = x_i \cdot K_i$ |
|------------------------------------|---------------|---------|-------|-----------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,0039 | 6551,42 | 8,02 | 0,03 |
| H ₂ O | 0,2704 | 2446,57 | 3,00 | 0,81 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,7257 | 177,82 | 0,22 | 0,16 |
| Total | 1,0000 | | | 1,00 |

Tinjauan fase uap

$$\text{Suhu operasi} = 443,48 \text{ K}$$

Massa molekul campuran (BM_{mix})

$$BM_{mix} = \frac{\text{Kecepatan massa uap total}}{\text{Kecepatan mol uap}}$$

$$\begin{aligned} \text{BM}_{\text{mix}} &= \frac{3269,42 \text{ kg/jam}}{49,12 \text{ kmol/jam}} \\ &= 66,56 \text{ kg/kmol} \end{aligned}$$

Rapat Massa Uap

Dihitung menggunakan persamaan gas ideal :

$$\begin{aligned} \rho_g &= \frac{\text{BM}_{\text{mix}} \cdot P_T}{R_g \cdot T} \\ \rho_g &= \frac{66,56 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \cdot 1,07 \text{ atm}}{0,0821 \frac{\text{m}^3 \cdot \text{atm}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \cdot 443,48 \text{ K}} \\ &= 1,96 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \end{aligned}$$

Tinjauan fase cair

Suhu operasi = 409,62 K

Rapat massa fase cair (ρ_l)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\rho_l = \frac{\text{Kecepatan massa total}}{\text{Kecepatan volume total}}$$

Tabel 23. Data volume masing-masing komponen di dasar menara

| Komponen | Massa (kg/jam) | ρ (kg/m ³) | Volume (m ³ /jam) |
|------------------------------------|----------------|-----------------------------|------------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 15,82 | 636,27 | 0,02 |
| H ₂ O | 335,49 | 917,68 | 0,37 |
| C ₆ H ₅ OH | 4705,24 | 972,22 | 4,84 |
| Total | 5056,55 | | 5,23 |

Sehingga :

$$\begin{aligned} \rho_l &= \frac{5056,55 \text{ kg/jam}}{5,23 \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 966,81 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \end{aligned}$$

Tegangan muka

$$\tau = \sum x_{\text{massa}} \cdot \tau_i$$

Tabel 24. Data tegangan muka masing-masing komponen di dasar menara

| Komponen | x_{massa} | τ (dyne/cm) | $x_{\text{massa}} \cdot \tau$ |
|------------------------------------|--------------------|------------------|-------------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,0031 | 9,85 | 0,03 |
| H ₂ O | 0,0664 | 50,94 | 3,38 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,9305 | 28,52 | 26,54 |
| Total | 1,0000 | | 29,95 |

Sehingga diperoleh $\tau_{\text{mix}} = 29,95 \text{ dyne/cm}^2$

Parameter Flooding

Dihitung menggunakan persamaan 11.82 Towler, G. dan Sinnott R. (2008), halaman 720 :

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_L}}$$

Keterangan :

F_{LV} : Parameter *flooding*

L_w : Kecepatan massa fase cair (kg/jam)

V_w : Kecepatan massa fase uap (kg/jam)

ρ_g : Rapat massa fase uap (kg/m³)

ρ_l : Rapat massa fase cair (kg/m³)

Sehingga :

$$F_{LV} = \frac{5056,55 \text{ kg/jam}}{3269,42 \text{ kg/jam}} \sqrt{\frac{1,96 \text{ kg/m}^3}{966,81 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 0,0697$$

Parameter kecepatan *flooding* diperoleh dari fig. 11.29 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 720 :

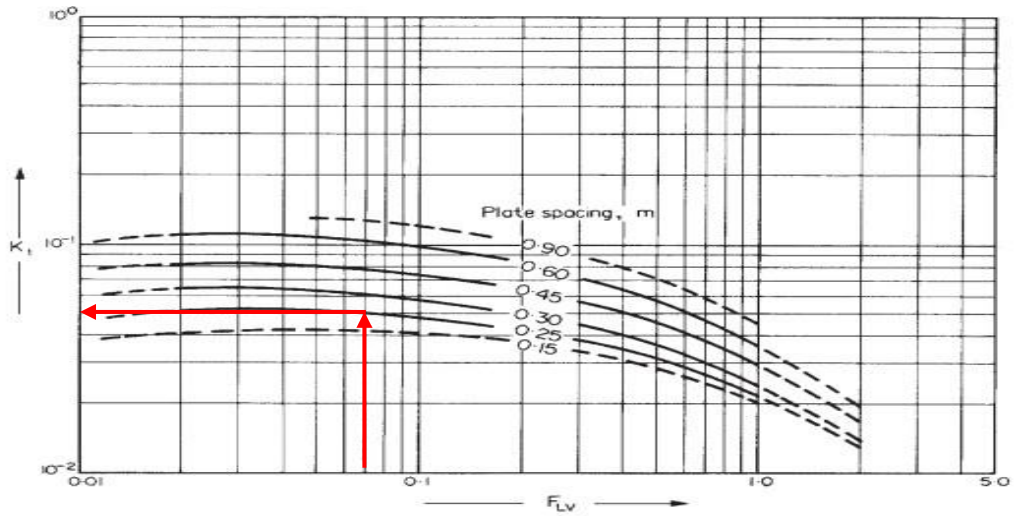


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

Dipilih jarak antar *plate* 0,25 m, sehingga diperoleh nilai $K_1 = 0,05$

Kecepatan uap maksimum

Dihitung menggunakan persamaan 11.81 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 720 :

$$u_f = K_1 \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0,5} \left(\frac{\tau}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2}$$

Keterangan :

K_1 : Parameter kecepatan *flooding* (m/s)

u_f : Kecepatan uap maksimum (m/s)

ρ_l : Rapat massa fase cair (kg/m^3)

ρ_g : Rapat massa fase gas (kg/m^3)

τ : Tegangan muka (dyne/cm)

$$u_f = 0,05 \frac{\text{m}}{\text{s}} \left(\frac{966,81 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 1,96 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1,96 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right)^{0,5} \left(\frac{31,80 \text{ dyne/cm}}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2}$$

$$= 1,20 \text{ m/s}$$

Kecepatan volume uap

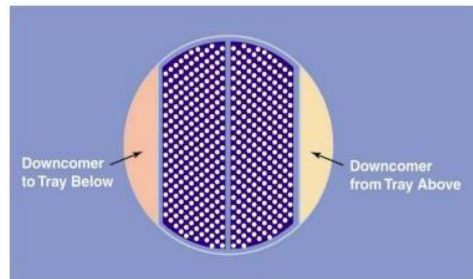
$$Q_{\text{uap}} = \frac{\text{Kecepatan massa uap}}{\text{Rapat massa uap}}$$

$$Q_{\text{uap}} = \frac{3269,42 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{\text{jam}}{3600 \text{ s}}}{1,96 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0,46 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Luas penampang menara

Sieve tray dapat digambarkan di bawah ini :

**Kecepatan operasi uap**

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 720, kecepatan operasi uap untuk desain berkisar antara 80-85% kecepatan linier maksimum. Dipilih kecepatan operasi uap 85% dari kecepatan linier maksimum.

$$u_{\text{op}} = 85\% \cdot u_f$$

$$= 85\% \cdot 1,20 \text{ m/s}$$

$$= 1,02 \text{ m/s}$$

Luas penampang tray

$$A_t = \frac{Q_{\text{uap}}}{u_{\text{op}}}$$

Keterangan :

A_t : Luas penampang (m^2)

Q_{uap} : Kecepatan volume uap (m^3/s)

u_{op} : Kecepatan linier uap (m/s)

$$A_t = \frac{0,46 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}}{1,20 \text{ m/s}}$$

$$= 0,45 \text{ m}^2$$

Luas Total Area

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 721, *downcomer* menempati 12% dari luas total. Sehingga luas total area dapat dihitung sebagai berikut :

$$A_c = \frac{A_t}{1 - 0,12}$$

$$A_c = \frac{0,45 \text{ m}^2}{1 - 0,12}$$

$$= 0,5144 \text{ m}^2$$

Downcomer area

$$A_d = 12\% \cdot A_c$$

$$= 12\% \cdot 0,5144 \text{ m}^2$$

$$= 0,0617 \text{ m}^2$$

Active area

$$A_a = A_c - 2A_d$$

$$= 0,5144 \text{ m}^2 - 2 \times 0,0617 \text{ m}^2$$

$$= 0,3910 \text{ m}^2$$

Hole area

Berdasarkan Walas, S. M. (1990), halaman 428, *hole area* berkirasaran pada 5%-10% *active area*, namun pada umumnya 10%.

$$A_h = 10\% \cdot A_a$$

$$= 10\% \cdot 0,3910 \text{ m}^2$$

$$= 0,0391 \text{ m}^2$$

Diameter Menara

$$D_t = \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}}$$

$$D_t = \sqrt{\frac{4 \times 0,5144 \text{ m}^2}{3,14}}$$

$$D_t = 0,8093 \text{ m}^2$$

Dipilih diameter standar = 0,8128 m² = 32 in

13. Tebal Shell

Tebal dinding reaktor dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell and Young (1959), halaman 254 :

$$t_s = \frac{r_i \cdot P_v}{f \cdot E - 0,6 P_v} + C \dots\dots\dots 35$$

t_s = Tebal dinding menara [in]

r_i = Jari-jari dalam menara [in]

P_v = Tekanan perancangan menurut alat ukur [psi]

f = Allowable stress [psi]

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi [in]

Berdasarkan Brownell dan Young (1959), halaman 253, bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel 283 Grade C* dengan alasan:

1. Tangki tidak mengandung cairan yang mematkan.
2. Suhu operasinya adalah -20 – 650°F.
3. Tebal *plate*-nya tidak lebih dari 5/8 in.

Tekanan perancangan :

$$P_v = 120\% \cdot P_{operasi} \dots\dots\dots 36$$

$$= 120\% \cdot 1,07 \text{ atm} \cdot 14,7 \text{ psi/atm}$$

$$P_v = 18,94 \text{ psi}$$

$$r_i = 16 \text{ in}$$

$$f = 12650 \text{ psi} \quad \text{[Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251]}$$

$$E = 0,8 \quad [\text{Tabel 13.2 Brownell dan Young (1959), hal. 254}]$$

$$C = 0,125 \text{ in} \quad [\text{Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), hal.985}]$$

Sehingga tebal dinding menara :

$$t_t = \frac{16 \text{ in} \times 18,94 \text{ psi}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 18,94 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1550 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal dinding standar} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar menara (OD)} = \text{ID} + 2.t_s \dots\dots\dots 37$$

$$= 32 \text{ in} + 2 \times 0,1875 \text{ in}$$

$$= 32,38 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih OD standar} = 34 \text{ in}$$

$$= 0,86 \text{ m}$$

$$\text{ID standar} = \text{ODs} - 2.t_s \dots\dots\dots 38$$

$$= 0,86 \text{ m} - 2 \cdot 0,0048 \text{ m}$$

$$= 0,85 \text{ m}$$

14. Tebal Head

Berdasarkan Towler G., dan Sinnott, R. (2008) halaman 987, terdapat macam-macam tutup evaporator, yaitu :

1. Flat Plate and Formed Flate Head

Jenis tutup ini memiliki harga yang terendah namun penggunaannya terbatas pada tekanan rendah dan bejana dengan diameter kecil.

2. Torispherical Head

Merupakan jenis tutup yang paling umum digunakan untuk bejana hingga tekanan operasi 15 bar. Jenis tutup ini dapat digunakan pada tekanan tinggi, namun pada tekanan diatas 10 bar biaya ekonominya lebih tinggi.

3. Hemispherical Head

Merupakan jenis tutup dengan bentuk terkuat, mampu menahan sekitar dua kali tekanan *torispherical head* dengan ketebalan yang sama. Namun biaya ekonominya akan lebih tinggi dari pada *torispherical head*.

4. *Ellipsodial Head*

Merupakan jenis tutup yang paling ekonomis untuk digunakan untuk digunakan pada tekanan operasi di atas 15 bar.

Berdasarkan data diatas dipilih jenis tutup *torispherical* karena mampu menahan tekanan yang dirancang serta biaya ekonominya tidak tinggi.

Tebal *head* dihitung dengan persamaan 13.46 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 990 :

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P_v \cdot R_c}{f \cdot E - 0,1 \cdot P_v} + C \dots \dots \dots 39$$

- t_h = Tebal *head* [in]
- P_v = Tekanan perancangan menurut alat ukur [psi]
= 18,94 in
- R_c = *Crown Radius* [in]
= 32 in
- f = *allowable stress* [psi]
= 12650 psi [Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251]
- E = efisiensi sambungan
= 1,00 [Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), hal. 991]
- C = faktor korosi [in]
= 0,125 in [Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), hal. 985]

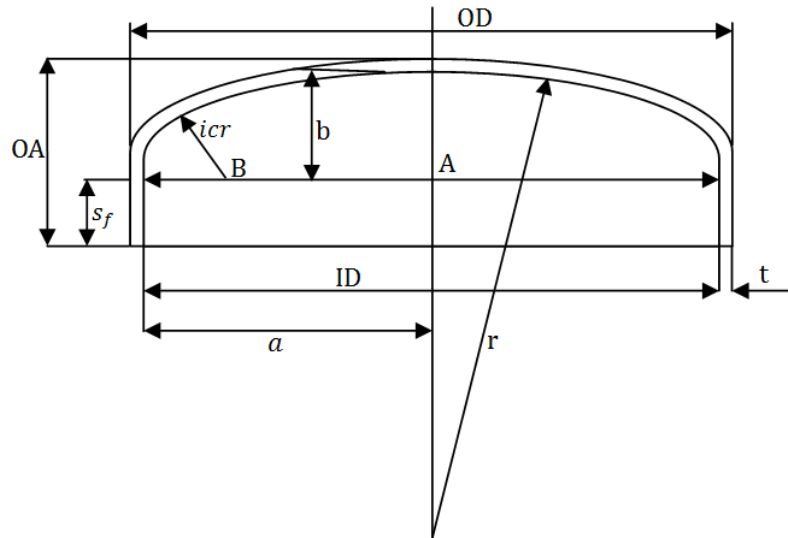
Sehingga tebal *head* :

$$t_h = \frac{0,885 \times 18,94 \text{ psi} \times 32 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 1 - 0,1 \times 18,94 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1674 \text{ in}$$

Dipilih tebal *head* standar = 3/16 in = 0,1875 in
= 0,0048 m

15. Tinggi Head



- t_h = Tebal head [m]
- icr = Jari-jari sudut internal [m]
- s_f = Flange lurus [m]
- r = Jari-jari kelengkungan [m]
- OA = Tinggi penutup [m]

Tinggi tutup reaktor dihitung dengan :

$$OA = s_f + b + t_h \dots\dots\dots 40$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \dots\dots\dots 41$$

$$AB = \frac{IDs}{2} - icr \dots\dots\dots 42$$

$$BC = r - icr \dots\dots\dots 43$$

Berdasarkan tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) halaman 88, diperoleh nilai s_f pada t_h standar 3/16 yaitu berkisar antara 1½ - 2.

Dipilih $s_f = 2 \text{ in} = 0,0508 \text{ m}$

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell dan Young (1959) halaman 89, diperoleh :

$$r = 34 \text{ in} = 0,86 \text{ m} \quad (\text{untuk OD standar} = 34 \text{ in})$$

$$icr = 2,125 \text{ in} = 0,05 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh :

$$AB = \left(\frac{0,85}{2} - 0,05\right) \text{ m} = 0,37 \text{ m}$$

$$BC = (0,86 - 0,04) \text{ m} = 0,81 \text{ m}$$

$$b = 0,86 - \sqrt{(0,37 \text{ m})^2 - (0,81 \text{ m})^2}$$

$$= 0,15 \text{ m}$$

Sehingga tinggi *head* :

$$OA = 0,0508 \text{ m} + 0,15 \text{ m} + 0,0048 \text{ m}$$

$$= 0,20 \text{ m}$$

16. Tinggi Menara

Tinggi menara distilasi dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$H_T = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 \dots\dots\dots 44$$

Keterangan :

H_T : Tinggi total (m)

H_1 : Tinggi penyangga (m)

H_2 : Tinggi ruang kosong bawah (m)

H_3 : Tinggi *tray* (m)

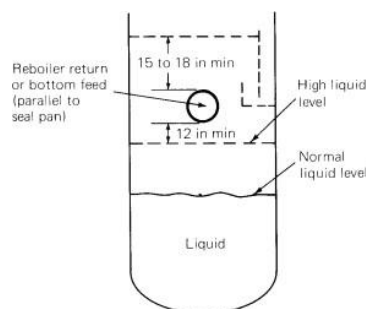
H_4 : Tinggi ruang kosong atas (m)

Tinggi penyangga

Dirancang : Tinggi penyangga (H_1) = 2 m

Tinggi ruang kosong bawah

Tinggi ruang kosong bawah dihitung berdasarkan Kister, H.Z. (1991), halaman 84 sebagai berikut :



Untuk menghitung tinggi ruang kosong bawah, maka perlu dibagi tinggi cairan dan diameter pipa.

Tinggi cairan dihitung menggunakan persamaan :

$$H_1 = \frac{V_1}{A_t} \dots\dots\dots 45$$

$$V_1 = \frac{L_1 \cdot \theta}{\rho_f} \dots\dots\dots 46$$

Keterangan :

H_1 : Tinggi cairan (m)

V_1 : Volume cairan (m^3)

A_t : Luas penampang menara (m^2)

L_1 : Kecepatan volume cairan (m^3/s)

θ : Waktu tinggal cairan (s)

ρ_f : Rapat massa cairan (kg/m^3)

Berdasarkan tabel 4.1 Kister, H.Z. (1991), halaman 93, diperoleh waktu tinggal, $\theta = 2$ menit. Sehingga tinggi cairan dapat dihitung sebagai :

$$\begin{aligned} V_1 &= \frac{5056,55 \frac{kg}{jam} \cdot 2 \text{ menit} \cdot \frac{jam}{60 \text{ menit}}}{966,81 \frac{kg}{m^3}} \\ &= \frac{10113,10 \text{ kg}}{58008,73 \frac{kg}{m^3}} \\ &= 0,17 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_1 &= \frac{0,17 \text{ m}^3}{0,45 \text{ m}^2} \\ &= 0,39 \text{ m} \end{aligned}$$

Diameter *nozzle* untuk uap

Dihitung menggunakan persamaan :

$$D_{nozzle} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_p}{\pi}} \dots\dots\dots 47$$

Keterangan :

D_{nozzle} : Diameter pipa *nozzle* (m)

A_p : Luas penampang pipa *nozzle* (m²)

Luas penampang pipa *nozzle*

Dihitung menggunakan persamaan :

$$A_p = \frac{Q_v}{v_{lin}} \dots\dots\dots 48$$

Keterangan :

Q_v : Kecepatan uap (m³/s)

v_{lin} : Kecepatan linier fluida masuk dalam *nozzle* (m/s)

Kecepatan linier fluida

Dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$v_{lin} = \sqrt{\frac{4000}{\rho_m}} \dots\dots\dots 49$$

(Kizter, H. Z., 1991, halaman 86)

Keterangan :

v_{lin} : Kecepatan linier fluida masuk dalam *nozzle* (ft/s)

ρ_m : Rapat massa campuran (lb/ft³)

Rapat massa campuran

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{\% \text{ gas}}{\rho_g} + \frac{\% \text{ cair}}{\rho_l}} \dots\dots\dots 46$$

ρ_m : Rapat massa campuran (lb/ft³)

ρ_g : Rapat massa uap (lb/ft³)

ρ_l : Rapat massa cairan (lb/ft³)

Karena fluida yang mengalir dalam *nozzle* merupakan uap yang berasal dari reboiler, maka % cair = 0 dan % uap = 100.

$$\rho_g = 1,96 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_g = 0,12 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{100\%}{0,12 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} + 0}$$

$$= 0,12 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$v_{\text{lin}} = \sqrt{\frac{4000}{0,12}} = 180,58 \frac{\text{ft}}{\text{s}} = 55,04 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$A_p = \frac{0,46 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{55,04 \frac{\text{m}}{\text{s}}}$$

$$= 0,0084 \text{ m}^2$$

$$D_{\text{nozzle}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0084 \text{ m}^2}{3,14}}$$

$$= 0,1034 \text{ m}$$

$$= 4,07 \text{ in}$$

Pipa *nozzle* standar

Berdasarkan tabel 13 Peters, S. M. dan Timmerhaus, D. K. (1991) halaman 888, diketahui pipa *nozzle* standar :

TABLE 13
Steel-pipe dimensions

| Nom- inal pipe size, in. | OD, in. | Sched- ule No. | ID, in. | Flow area per pipe, in. ² | Surface per lin ft, ft ² | | Weight per lin ft, lb steel |
|--------------------------------------|---------|----------------------|---------|--|--|--------|-----------------------------------|
| | | | | | Outside | Inside | |
| 3/8 | 0.405 | 40† | 0.269 | 0.058 | 0.106 | 0.070 | 0.25 |
| | | 80† | 0.215 | 0.036 | 0.106 | 0.056 | 0.32 |
| 1/4 | 0.540 | 40 | 0.364 | 0.104 | 0.141 | 0.095 | 0.43 |
| | | 80 | 0.302 | 0.072 | 0.141 | 0.079 | 0.54 |
| 3/8 | 0.675 | 40 | 0.493 | 0.192 | 0.177 | 0.129 | 0.57 |
| | | 80 | 0.423 | 0.141 | 0.177 | 0.111 | 0.74 |
| 1/2 | 0.840 | 40 | 0.622 | 0.304 | 0.220 | 0.163 | 0.85 |
| | | 80 | 0.546 | 0.235 | 0.220 | 0.143 | 1.09 |
| 3/4 | 1.05 | 40 | 0.824 | 0.534 | 0.275 | 0.216 | 1.13 |
| | | 80 | 0.742 | 0.432 | 0.275 | 0.194 | 1.48 |
| 1 | 1.32 | 40 | 1.049 | 0.864 | 0.344 | 0.274 | 1.68 |
| | | 80 | 0.957 | 0.718 | 0.344 | 0.250 | 2.17 |
| 1 1/4 | 1.66 | 40 | 1.380 | 1.50 | 0.435 | 0.362 | 2.28 |
| | | 80 | 1.278 | 1.28 | 0.435 | 0.335 | 3.00 |
| 1 1/2 | 1.90 | 40 | 1.610 | 2.04 | 0.498 | 0.422 | 2.72 |
| | | 80 | 1.500 | 1.76 | 0.498 | 0.393 | 3.64 |
| 2 | 2.38 | 40 | 2.067 | 3.35 | 0.622 | 0.542 | 3.66 |
| | | 80 | 1.939 | 2.95 | 0.622 | 0.508 | 5.03 |
| 2 1/2 | 2.88 | 40 | 2.469 | 4.79 | 0.753 | 0.647 | 5.80 |
| | | 80 | 2.323 | 4.23 | 0.753 | 0.609 | 7.67 |
| 3 | 3.50 | 40 | 3.068 | 7.38 | 0.917 | 0.804 | 7.58 |
| | | 80 | 2.900 | 6.61 | 0.917 | 0.760 | 10.3 |
| 4 | 4.50 | 40 | 4.026 | 12.7 | 1.178 | 1.055 | 10.8 |
| | | 80 | 3.826 | 11.5 | 1.178 | 1.002 | 15.0 |
| 6 | 6.625 | 40 | 6.065 | 28.9 | 1.734 | 1.590 | 19.0 |
| | | 80 | 5.761 | 26.1 | 1.734 | 1.510 | 28.6 |
| 8 | 8.625 | 40 | 7.981 | 50.0 | 2.258 | 2.090 | 28.6 |
| | | 80 | 7.625 | 45.7 | 2.258 | 2.000 | 43.4 |
| 10 | 10.75 | 40 | 10.02 | 78.8 | 2.814 | 2.62 | 40.5 |
| | | 60 | 9.75 | 74.6 | 2.814 | 2.55 | 54.8 |
| 12 | 12.75 | 30 | 12.09 | 115 | 3.338 | 3.17 | 43.8 |
| 16 | 16.0 | 30 | 15.25 | 183 | 4.189 | 4.00 | 62.6 |
| 20 | 20.0 | 20 | 19.25 | 291 | 5.236 | 5.05 | 78.6 |
| 24 | 24.0 | 20 | 23.25 | 425 | 6.283 | 6.00 | 94.7 |

Dipilih :

4 NPS, Sch. No. 80

Diameter luar pipa (OD) = 6,625 in = 0,17 m

Diameter dalam pipa (ID) = 5,761 in = 0,15 m

Sehingga tinggi ruang kosong bawah :

$$H_2 = H_1 + H + OD \dots\dots\dots 50$$

$$= H_1 + (18 \text{ in} + 12 \text{ in})(0,0254 \text{ m/in}) + OD$$

$$= 0,39 \text{ m} + 0,76 \text{ m} + 0,17 \text{ m}$$

$$= 1,32 \text{ m}$$

Tinggi tray

Dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}
 H_3 &= (n \text{ tray} - 2) \text{ jarak antar tray} \dots\dots\dots 51 \\
 &= (24 - 2) 0,25 \text{ m} \\
 &= 5,5 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tinggi ruang kosong atas

Dirancang : Tinggi penyangga (H_4) = 1 m

Tinggi total

$$\begin{aligned}
 H_T &= 2 \text{ m} + 1,32 \text{ m} + 5,5 \text{ m} + 1 \text{ m} \\
 &= 9,82 \text{ m}
 \end{aligned}$$

17. Pressure Drop

Pressure drop dihitung menggunakan persamaan 13.2a Winkle, M. V. (1967) halaman 507 sebagai berikut :

$$\Delta H_T = h_o + \beta (h_w + h_{ow} + \frac{\Delta}{2}) + h_\tau \dots\dots\dots 52$$

Keterangan :

ΔH_T : *Pressure drop* total (m)

h_o : *Pressure drop* untuk mengatasi lubang *perforated*(m)

β : Faktor aerasi

h_w : Tinggi *weir* (m)

h_{ow} : Tinggi cairan di atas *weir* (m)

Δ : Kemiringan ketinggian cairan di atas *tray*

h_τ : *Pressure drop* untuk mengatasi tegangan permukaan (m)

Perhitungan *pressure drop* pada seksi *enriching* dievaluasi pada puncak menara, sedangkan untuk seksi *stripping* dievaluasi pada dasar menara.

a. Seksi enriching

Tekanan, P_T : 1,00]7 atm

Suhu uap, T_{dew} : 371,14 K

Suhu cair, T_{didih} : 362,17 K

1. Pressure drop untuk mengatasi lubang perforated

Dihitung menggunakan persamaan 13.16 Winkle, M. V. (1967), halaman 519 :

$$h_o = 0,186 \left(\frac{u_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{P_l} \dots\dots\dots 53$$

Keterangan :

h_o : *Pressure drop* untuk mengatasi lubang *perforated* (in)

u_h : Kecepatan linier uap melewati lubang *perforated* (ft/s)

C_o : Koefisien uap lewat lubang *perforated* (ft/s)

ρ_v : Rapat massa gas (kg/m³)

ρ_l : Rapat massa cair (kg/m³)

Diameter lubang perforated

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 726, ukuran lubang *perforated* berkisaran pada 2,5-12 mm, namun pada umumnya digunakan $d_o = 5 \text{ mm} = 0,1969 \text{ in}$.

Pitch

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 727, *pitch* berkisaran pada 2.do hingga 4.do. *Pitch* disusun secara triangular.

Dipilih *pitch* = 4.do, sehingga :

$$D_o = 0,1969 \text{ in}$$

$$Pitch = 4 \cdot 0,1969 \text{ in}$$

$$= 0,7874 \text{ in}$$

Luas total

$$A_{total} = \frac{\pi D_t^2}{4} \dots\dots\dots 54$$

$$A_{total} = \frac{3,14 \cdot (0,85 \text{ m})^2}{4}$$

$$= 0,57 \text{ m}^2$$

$$= 888,00 \text{ in}^2$$

Luas aktif

$$\begin{aligned}
 A_a &= 80\% \cdot A_{\text{total}} \dots\dots\dots 55 \\
 &= 80\% \cdot 0,57 \text{ m}^2 \\
 &= 0,46 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Luas lubang perforated total

$$A_h = A_a \left(\frac{d_o}{\text{pitch}} \right)^2 \dots\dots\dots 56$$

$$\begin{aligned}
 A_h &= 0,46 \text{ m}^2 \left(\frac{0,1969 \text{ in}}{0,7874 \text{ in}} \right)^2 \\
 &= 0,03 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan linear uap melewati lubang perforated

$$u_h = \frac{Q_v}{A_h} \dots\dots\dots 57$$

$$\begin{aligned}
 u_h &= \frac{0,39 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,03 \text{ m}^2} \\
 &= 13,50 \frac{\text{m}}{\text{s}} \\
 &= 44,30 \frac{\text{ft}}{\text{s}}
 \end{aligned}$$

Koefisien *perforated* C_o diperoleh dengan bantuan fig. 13.18 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 729, yang ditunjukkan sebagai berikut :

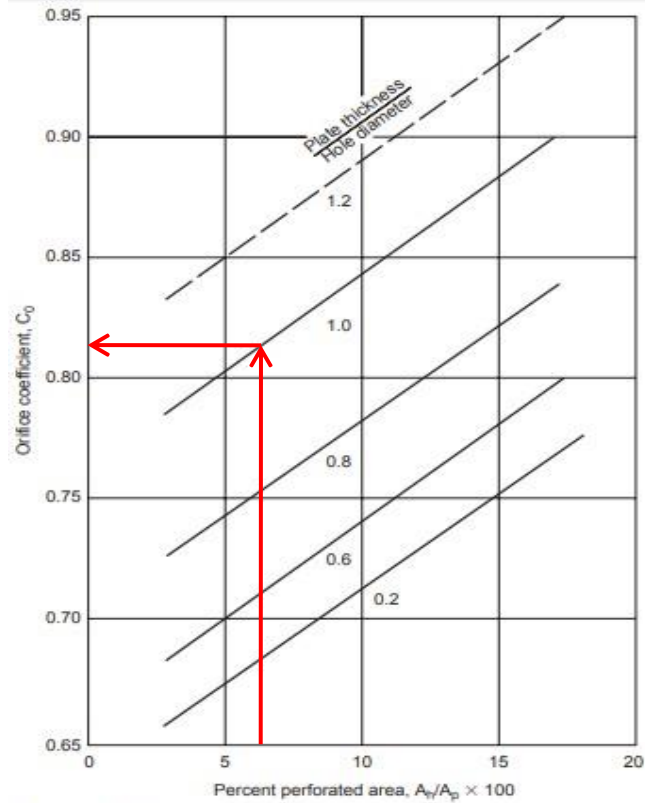


Figure 11.36. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson et al., 1957).

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 727, digunakan tebal plate = 5 mm.

$$\frac{\text{tebal plate}}{d_o} = \frac{5 \text{ mm}}{5 \text{ mm}} = 1$$

$$\frac{A_h}{A_a} \times 100\% = \frac{0,02 \text{ m}^2}{0,36 \text{ m}^2} \times 100\% = 6,25\%$$

Sehingga diperoleh nilai $C_o = 0,81 \text{ ft/s}$.

$$h_o = 0,186 \left(\frac{44,30 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{0,81 \frac{\text{ft}}{\text{s}}} \right)^2 \frac{0,91 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{831,49 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0,6072 \text{ in}$$

$$= 0,0154 \text{ m of liquid}$$

2. Pressure drop untuk mengatasi tinggi weir

Dihitung menggunakan persamaan 11.85 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 724 sebagai berikut :

$$h_{ow} = 0,750 \left(\frac{L}{\rho_l \cdot l_w} \right)^{\frac{2}{3}} \dots\dots\dots 58$$

Keterangan :

h_{ow} : Tinggi cairan di atas *weir*.

ρ_l : Rapat massa cairan (kg/m^3)

l_w : Panjang *weir* (m)

Panjang *weir*

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 725, panjang *weir* pada umumnya berkisaran pada 0,6-0,85 dari diameter kolom (D_c), yang paling sering digunakan yaitu 0,77. Sehingga :

$$\begin{aligned} l_w &= 0,77 \cdot D_c \dots\dots\dots 59 \\ &= 0,77 \cdot 0,75 \text{ m} \\ &= 0,58 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{ow} &= 0,750 \left(\frac{0,10 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{831,49 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,58 \text{ m}} \right)^{\frac{2}{3}} \\ &= 0,0024 \text{ m of liquid} \end{aligned}$$

Tinggi *weir* (h_w)

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 725, tinggi *weir* berkisaran pada 40 mm hingga 90 mm. Dipilih tinggi *weir*, $h_w = 50 \text{ mm} = 0,05 \text{ m}$.

3. Faktor aerasi

Diperoleh dengan bantuan fig. 13.16. Winkle, M. V. (1967) halaman 516, yaitu grafik hubungan antara $u_v \cdot (\rho_v)^{0,5}$ dengan β , dimana :

u_v : Kecepatan supervisial uap (ft/s)

ρ_v : Rapat massa uap (lb/ft^3)

Kecepatan supervisial uap

$$u_v = \frac{Q_{uap}}{A_{total}} \dots\dots\dots 60$$

$$u_v = \frac{0,39 \frac{m^3}{s}}{0,57 m^2}$$

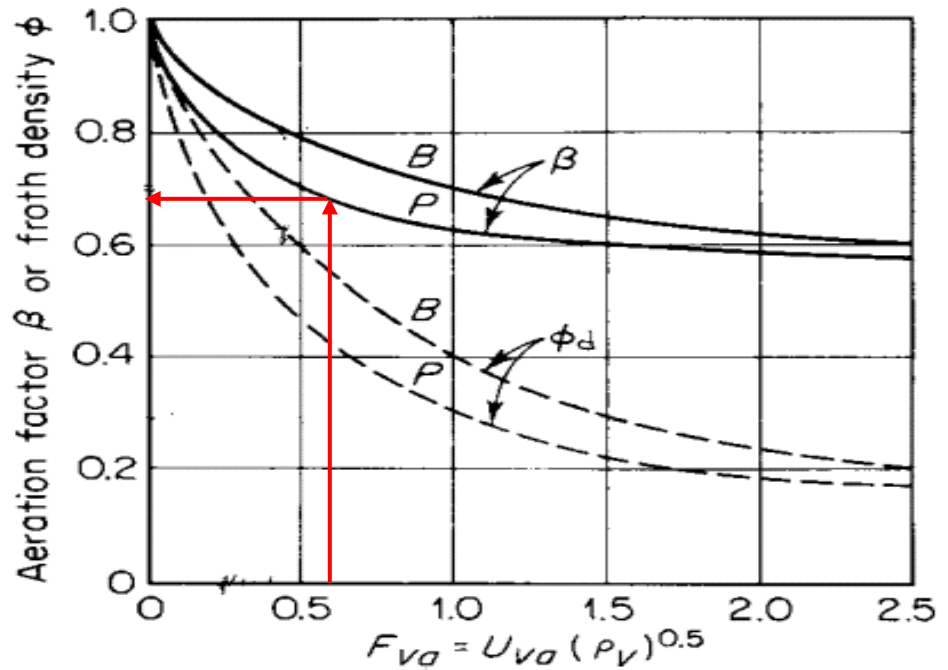
$$= 0,68 \frac{m}{s}$$

$$= 2,22 \frac{ft}{s}$$

$$u_v(\rho_v)^{0,5} = 2,22 \frac{ft}{s} (0,0571 \frac{lb}{ft^3})^{0,5}$$

$$= 0,53$$

Sehingga dari fig. 13.16 diperoleh $\beta = 0,685$



4. Kemiringan ketinggian cairan di atas tray (Δ)

Kemiringan ketinggian cairan di atas tray dapat diabaikan, maka $\Delta = 0$.

5. Pressure drop untuk mengatasi tegangan muka

$$h_\tau = \frac{0,04 \tau}{\rho \cdot d} \dots\dots\dots 61$$

Keterangan :

h_τ : *Pressure drop* untuk mengatasi tegangan muka (in)

τ : Tegangan muka (dyne/cm)

ρ_l : Rapat massa cairan (lb/ft³)

d_o : Diameter lubang perforated

$$h_\tau = \frac{0,04 \cdot 40,64 \frac{\text{dyne}}{\text{cm}}}{51,91 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \cdot 0,1969 \text{ in}} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{\text{in}}$$

$$= 0,0040 \text{ m of liquid}$$

Total pressure drop

Total *plate pressure drop* :

$$\Delta H_T = 0,0154 \text{ m} + 0,685 (0,05 \text{ m} + 0,0024 \text{ m} + \frac{0}{2}) + 0,0040 \text{ m}$$

$$\Delta H_T = 0,0154 \text{ m} + 0,0360 \text{ m} + 0,0040 \text{ m}$$

$$\Delta H_T = 0,0554 \text{ m of liquid}$$

Sehingga total *pressure drop* pada seksi enriching dapat dihitung sebagai berikut :

$$\Delta P_T = \Delta H_T \cdot \rho_l \cdot g \dots\dots\dots 58$$

$$\Delta P_T = 0,0554 \text{ m} \cdot 831,49 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$= 451,41 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}^2}$$

$$= 0,0045 \text{ atm/tray}$$

$$\Delta P = \Delta P_T \times N_r$$

$$= 0,0045 \text{ atm/tray} \times 11 \text{ tray}$$

$$= 0,049 \text{ atm}$$

b. Seksi stripping

Tekanan, P_T : 1,07 atm

Suhu uap, T_{dew} : 443,48 K

Suhu cair, T_{didih} : 409,62 K

1. *Pressure drop* untuk mengatasi lubang *perforated*

Dihitung menggunakan persamaan 13.16 Winkle, M. V. (1967), halaman 519 :

$$h_o = 0,186 \left(\frac{u_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_l}$$

Keterangan :

h_o : *Pressure drop* untuk mengatasi lubang *perforated* (in)

u_h : Kecepatan linier uap melewati lubang *perforated* (ft/s)

C_o : Koefisien uap lewat lubang *perforated* (ft/s)

ρ_v : Rapat massa gas (kg/m^3)

ρ_l : Rapat massa cair (kg/m^3)

Diameter lubang *perforated*

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 726, ukuran lubang *perforated* berkisaran pada 2,5-12 mm, namun pada umumnya digunakan $d_o = 5 \text{ mm} = 0,1969 \text{ in}$.

Pitch

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 727, *pitch* berkisaran pada 2. d_o hingga 4. d_o . *Pitch* disusun secara triangular.

Dipilih *pitch* = 4. d_o , sehingga :

$$D_o = 0,1969 \text{ in}$$

$$Pitch = 4 \cdot 0,1969 \text{ in}$$

$$= 0,7874 \text{ in}$$

Luas total

$$A_{\text{total}} = \frac{\pi D_t^2}{4}$$

$$A_{\text{total}} = \frac{3,14 \cdot (0,85 \text{ m})^2}{4}$$

$$= 0,57 \text{ m}^2$$

$$= 888,00 \text{ in}^2$$

Luas aktif

$$\begin{aligned}
 A_a &= 80\% \cdot A_{\text{total}} \\
 &= 80\% \cdot 0,57 \text{ m}^2 \\
 &= 0,46 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Luas lubang *perforated* total

$$\begin{aligned}
 A_h &= A_a \left(\frac{d_o}{\text{pitch}} \right)^2 \\
 A_h &= 0,46 \text{ m}^2 \left(\frac{0,1969 \text{ in}}{0,7874 \text{ in}} \right)^2 \\
 &= 0,03 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan linear uap melewati lubang *perforated*

$$\begin{aligned}
 u_h &= \frac{Q_v}{A_h} \\
 u_h &= \frac{0,46 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,03 \text{ m}^2} \\
 &= 16,14 \frac{\text{m}}{\text{s}} \\
 &= 50,85 \frac{\text{ft}}{\text{s}}
 \end{aligned}$$

Koefisien *perforated* C_o diperoleh dengan bantuan fig. 13.18 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 729, yang ditunjukkan sebagai berikut :

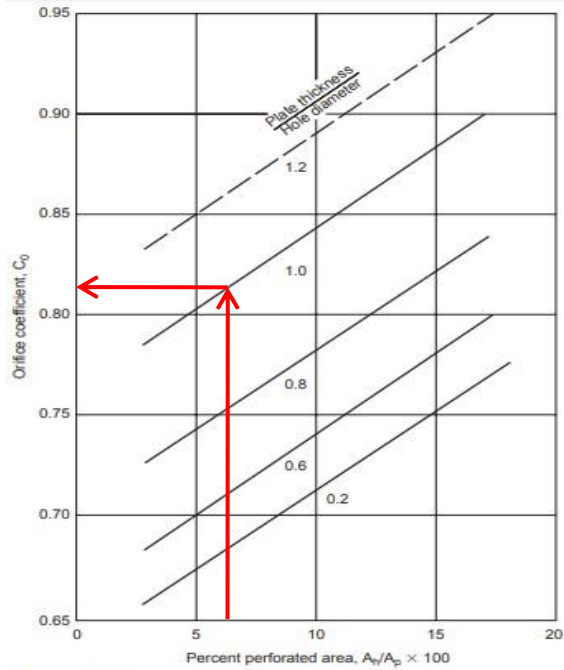


Figure 11.36. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson et al., 1957).

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 727, digunakan tebal plate = 5 mm.

$$\frac{\text{tebal plate}}{d_o} = \frac{5 \text{ mm}}{5 \text{ mm}} = 1$$

$$\frac{A_h}{A_a} \times 100\% = \frac{0,02 \text{ m}^2}{0,36 \text{ m}^2} \times 100\% = 6,25\%$$

Sehingga diperoleh nilai $C_o = 0,81 \text{ ft/s}$.

$$h_o = 0,186 \left(\frac{52,91 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{0,81 \frac{\text{ft}}{\text{s}}} \right)^2 \frac{1,96 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{966,81 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 1,6028 \text{ in}$$

$$= 0,0407 \text{ m of liquid}$$

2. Pressure drop untuk mengatasi tinggi weir

Dihitung menggunakan persamaan 11.85 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 724 sebagai berikut :

$$h_{ow} = 0,750 \left(\frac{L}{\rho_1 \cdot l_w} \right)^{\frac{2}{3}}$$

Keterangan :

h_{ow} : Tinggi cairan di atas *weir*

L : Kecepatan massa cairan (kg/s)

ρ_l : Rapat massa cairan (kg/m³)

l_w : Panjang *weir* (m)

Panjang *weir*

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 725, panjang *weir* pada umumnya berkisaran pada 0,6-0,85 dari diameter kolom (D_c), yang paling sering digunakan yaitu 0,77. Sehingga :

$$\begin{aligned} l_w &= 0,77 \cdot D_c \\ &= 0,77 \cdot 0,75 \text{ m} \\ &= 0,58 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{ow} &= 0,75 \left(\frac{1,40 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{966,81 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,58 \text{ m}} \right)^{\frac{3}{2}} \\ &= 0,0127 \text{ m of liquid} \end{aligned}$$

Tinggi *weir* (h_w)

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 725, tinggi *weir* berkisaran pada 40 mm hingga 90 mm. Dipilih tinggi *weir*, $h_w = 50 \text{ mm} = 0,05 \text{ m}$.

3. Faktor aerasi

Diperoleh dengan bantuan fig. 13.16. Winkle, M. V. (1967) halaman 516, yaitu grafik hubungan antara $u_v(\rho_v)^{0,5}$ dengan β , dimana :

u_v : Kecepatan supervisial uap (ft/s)

ρ_v : Rapat massa uap (lb/ft³)

Kecepatan supervisial uap

$$u_v = \frac{Q_{uap}}{A_{total}}$$

$$u_v = \frac{0,46 \frac{m^3}{s}}{0,57 m^2}$$

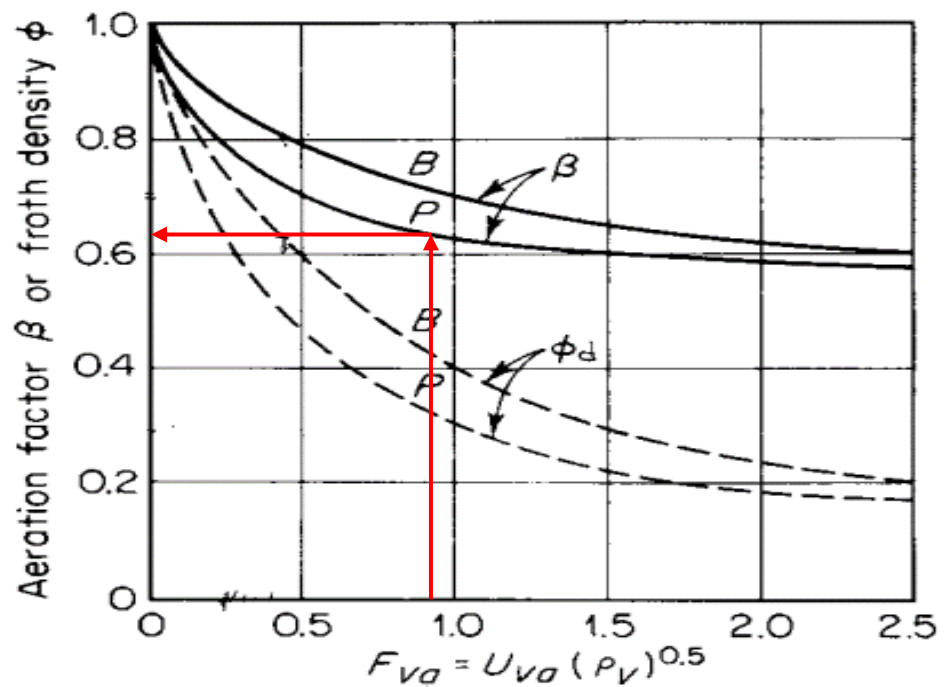
$$= 0,81 \frac{m}{s}$$

$$= 2,65 \frac{ft}{s}$$

$$u_v(\rho_v)^{0,5} = 2,65 \frac{ft}{s} \left(0,12 \frac{lb}{ft^3}\right)^{0,5}$$

$$= 0,93$$

Sehingga dari fig. 13.16 diperoleh $\beta = 0,635$



4. Kemiringan ketinggian cairan di atas tray (Δ)

Kemiringan ketinggian cairan di atas tray dapat diabaikan, maka $\Delta = 0$.

5. Pressure drop untuk mengatasi tegangan muka

$$h_{\tau} = \frac{0,04 \tau}{\rho_l \cdot d_o}$$

Keterangan :

h_{τ} : *Pressure drop* untuk mengatasi tegangan muka (in)

τ : Tegangan muka (dyne/cm)

ρ_l : Rapat massa cairan (lb/ft³)

d_o : Diameter lubang perforated

$$h_{\tau} = \frac{0,04 \cdot 29,53 \frac{\text{dyne}}{\text{cm}}}{60,36 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \cdot 0,1969 \text{ in}} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{\text{in}}$$

$$= 0,0026 \text{ m of liquid}$$

Total pressure drop

Total *plate pressure drop* :

$$\Delta H_T = 0,0407 \text{ m} + 0,635 (0,05 \text{ m} + 0,0127 \text{ m} + \frac{0}{2}) + 0,0026 \text{ m}$$

$$\Delta H_T = 0,0407 \text{ m} + 0,0391 \text{ m} + 0,0027 \text{ m}$$

$$\Delta H_T = 0,0831 \text{ m of liquid}$$

Sehingga total *pressure drop* pada seksi *stripping* dapat dihitung sebagai berikut :

$$\Delta P_T = \Delta H_T \cdot \rho_l \cdot g \dots\dots\dots 58$$

$$\Delta P_T = 0,0831 \text{ m} \cdot 966,81 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$= 787,38 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}^2}$$

$$= 0,0078 \text{ atm/tray}$$

$$\Delta P = \Delta P_T \times N_r$$

$$= 0,0078 \text{ atm/tray} \times 13 \text{ tray}$$

$$= 0,10 \text{ atm}$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{Tekanan puncak menara} = 1,07 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan umpan menara} = \text{Tekanan puncak menara} + \textit{pressure drop enriching}$$

$$= 1,07 \text{ atm} + 0,05 \text{ atm}$$

$$= 1,12 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan dasar menara} = \text{Tekanan umpan menara} + \textit{pressure drop stripping}$$

$$= 1,12 \text{ atm} + 0,10 \text{ atm}$$

$$= 1,22$$

18. Korelasi Kondisi Operasi

a. Kondisi operasi puncak menara

Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel sampai diperoleh $\sum x_i = \sum y_i/K_i = 1$.

$$P = 1,07 \text{ atm} = 816,43 \text{ mmHg}$$

$$T = 98,14^\circ\text{C} = 371,14 \text{ K}$$

Tabel 6. Kondisi operasi distilat pada suhu embun

| Komponen | kmol/jam | y_i | P_i | K_i | $x_i = y_i/K_i$ | $\alpha = K_i/K_{hk}$ |
|---------------------------------|--------------|---------------|---------|-------|-----------------|-----------------------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 6,89 | 0,1962 | 2655,50 | 3,25 | 0,06 | 71,43 |
| H_2O | 28,22 | 0,8033 | 706,76 | 0,87 | 0,93 | 19,01 |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 0,02 | 0,0005 | 37,18 | 0,05 | 0,01 | 1,00 |
| Total | 35,13 | 1,0000 | | | 1,00 | |

b. Kondisi operasi umpan

Kondisi umpan menara dirancang pada keadaan *bubble point* (titik didih).

Berdasarkan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel, diperoleh kondisi operasi sebagai berikut :

$$P = 1,12 \text{ atm} = 853,67 \text{ mmHg}$$

$$T = 153,48^\circ\text{C} = 426,48 \text{ K}$$

Tabel 26. Korelasi kondisi operasi umpan

| Komponen | kmol/jam | x_i | P_i | K_i | $y_i = x_i \cdot K_i$ | $\alpha = K_i / K_{hk}$ |
|--------------|--------------|---------------|---------|-------|-----------------------|-------------------------|
| $(CH_3)_2CO$ | 6,90 | 0,1256 | 9213,70 | 11,29 | 0,01 | 28,89 |
| H_2O | 29,20 | 0,5316 | 3893,66 | 4,77 | 0,11 | 12,21 |
| C_6H_5OH | 18,81 | 0,3247 | 318,89 | 0,39 | 0,88 | 1,00 |
| Total | 55,90 | 1,0000 | | | 1,00 | |

c. Kondisi operasi dasar menara

Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel sampai diperoleh $\sum y_i = K_i \cdot \sum x_i = 1$.

$$P = 1,22 \text{ atm} = 930,45 \text{ mmHg}$$

$$T = 175,22^\circ C = 448,22 \text{ K}$$

Tabel 27. Korelasi kondisi operasi dasar menara

| Komponen | kmol/jam | y_i | P_i | K_i | $x_i = y_i / K_i$ | $\alpha = K_i / K_{hk}$ |
|--------------|--------------|---------------|----------|-------|-------------------|-------------------------|
| $(CH_3)_2CO$ | 0,01 | 0,0003 | 13756,45 | 14,78 | 0,0052 | 21,90 |
| H_2O | 1,93 | 0,0491 | 6691,32 | 7,19 | 0,3531 | 10,65 |
| C_6H_5OH | 18,83 | 0,9506 | 628,15 | 0,68 | 0,6417 | 1,00 |
| Total | 20,77 | 1,0000 | | | 1,0000 | |

KESIMPULAN MENARA DISTILASI (MD-01)

Fungsi : Memisahkan Aseton, Air, dan Fenol sebagai *Recycle*

Jenis : *Sieve Tray Distillation Tower*

Kondisi Operasi

Puncak Menara

Tekanan = 1,07 atm

Suhu embun = 98,14°C

Umpan

Tekanan = 1,12 atm

Suhu didih = 153,48°C

Dasar Menara

Tekanan = 1,22 atm

Suhu didih = 175,22°C

Jumlah *plate* minimum = 4 *plate*

Refluk minimum = 0,32

Refluk operasi = 0,40

Jumlah *plate* ideal = 10 *plate*

Jumlah *plate* aktual = 24 *plate*

Letak *plate* umpan = 11 dari atas menara

Diameter menara = 0,85 m

Tinggi menara = 9,82 m

Bahan Konstruksi = *Carbon Steel*

MENARA DISTILASI 2

MD-02

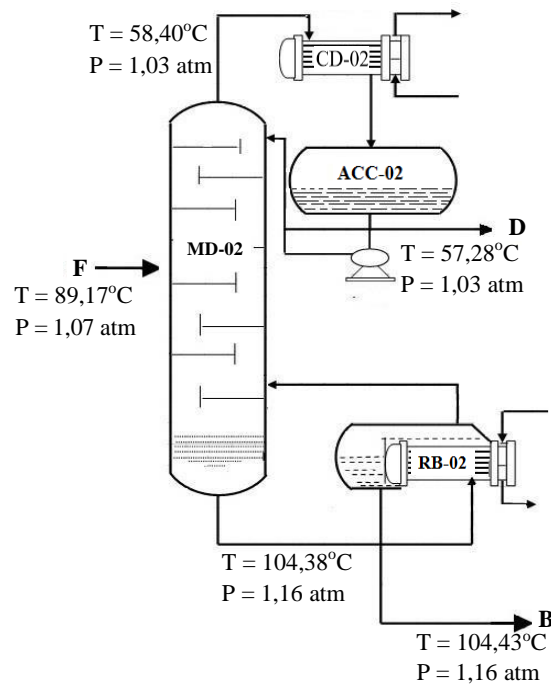
Fungsi : Memisahkan Aseton dan Air sebagai *Recycle*

Jenis : *Sieve Tray Distillation Tower*

Kondisi Operasi : Tekanan : 1,07 atm

Suhu : 89,17°C

Sketsa permasalahan :



Asumsi :

1. Menara distilasi bekerja pada keadaan *steady* (tunak).
2. Pada setiap *plate* terjadi kesetimbangan fase.
3. Aliran dalam setiap *plate* konstan.
4. Koefisien kesetimbangan fase mengikuti persamaan $K_i = \frac{P_i}{P_{total}}$

1. Neraca Massa

a. Umpan masuk menara distilasi 2

Tabel 1. Data umpan masuk menara distilasi 2

| Komponen | Aliran input arus 7 | |
|------------------------------------|---------------------|--------------|
| | Kg/jam | kmol/jam |
| (CH ₃) ₂ CO | 400,33 | 6,89 |
| H ₂ O | 508,29 | 28,22 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,77 | 0,02 |
| Total | 910,39 | 35,13 |

b. Keluaran hasil atas menara distilasi 2

Tabel 2. Data hasil atas menara distilasi 2

| Komponen | Aliran keluar arus 9 | |
|------------------------------------|----------------------|-------------|
| | Kg/jam | kmol/jam |
| (CH ₃) ₂ CO | 399,13 | 6,87 |
| H ₂ O | 1,20 | 0,06 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,00 | 0,00 |
| Total | 400,33 | 6,93 |

Tabel 3. Data hasil bawah menara distilasi 2

| Komponen | Aliran Input Arus 10 | |
|------------------------------------|----------------------|--------------|
| | Kg/jam | Kmol/jam |
| (CH ₃) ₂ CO | 1,20 | 0,02 |
| H ₂ O | 507,09 | 28,16 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,77 | 0,02 |
| Total | 510,06 | 28,20 |

2. Menentukan Kondisi Operasi Menara Distilasi

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data Konstanta Antoine masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|------------------------------------|---------|-------------|---------|------------|------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 28,5884 | -2,4690E+03 | -7,3510 | 2,8025E-10 | 2,7361E-06 |
| H ₂ O | 29,8605 | -3,1522E+03 | -7,3037 | 2,4247E-09 | 1,8090E-06 |
| C ₆ H ₅ OH | 23,5332 | -3,4961E+03 | -4,8990 | 1,2160E-04 | 9,6537E-13 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \text{Log}_{10} T + DT + ET^2 \dots\dots\dots 1$$

$$P_i = 10^{(A+B/T+C \text{Log}_{10} T+DT+ET^2)} \dots\dots\dots 2$$

Dengan : P_i : Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B, ..., E : Konstanta Antoine

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Konstanta Antoine dapat dihitung tekanan uap jenuh.

Selanjutnya konstanta kesetimbangan K dapat hitung dengan persamaan :

$$K = \frac{P_i}{P} \dots\dots\dots 3$$

Dengan : K = Kesetimbangan fase uap-air

P_i = Tekanan uap jenuh [mmHg]

P = Tekanan total [mmHg]

Kondisi suatu campuran dapat diketahui dengan persamaan *Raoult Dalton*, yaitu:

$$y_i = k \cdot x_i \text{ atau } x_i = \frac{k}{y_i} \dots\dots\dots 4$$

Jika : $\sum y_i = 1$, maka kondisi campuran adalah cair jenuh

$\sum x_i = 1$, maka kondisi campuran adalah uap jenuh

Umpan : Umpan masuk dalam keadaan cair jenuh

Komponen Kunci :

Komponen kunci ringan (*light key component*) dipilih (CH₃)₂CO

Komponen kunci berat (*heavy key component*) dipilih C₆H₅OH

a. Kondisi operasi umpan

Kondisi umpan menara dirancang pada keadaan *bubble point* (titik didih).

Berdasarkan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel, diperoleh kondisi operasi sebagai berikut :

$$P = 1,03 \text{ atm} = 779,10 \text{ mmHg}$$

$$T = 87,76^\circ\text{C} = 360,76 \text{ K}$$

Tabel 5. Kondisi operasi umpan

| Komponen | kmol/jam | xi | Pi | Ki | yi = xi.Ki | $\alpha=K_i/K_{hk}$ |
|------------------------------------|--------------|---------------|---------|------|---------------|---------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 6,89 | 0,1962 | 2006,62 | 2,58 | 0,5053 | 4,18 |
| H ₂ O | 28,22 | 0,8033 | 479,81 | 0,62 | 0,4947 | 1,00 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,02 | 0,0005 | 22,82 | 0,03 | 0,0000 | 0,05 |
| Total | 35,13 | 1,0000 | | | 1,0000 | |

b. Kondisi operasi atas (distilat)

Kondisi operasi puncak menara terjadi pada keadaan *dew point* dan digunakan *condenser* total karena diinginkan hasil atas berupa cairan.

Suhu embun

Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel sampai diperoleh $\sum x_i = \sum y_i/K_i = 1$.

$$P = 1,03 \text{ atm} = 779,10 \text{ mmHg}$$

$$T = 58,40^\circ\text{C} = 331,40 \text{ K}$$

Tabel 6. Kondisi operasi distilat pada suhu embun

| Komponen | kmol/jam | yi | Pi | Ki | xi = yi/Ki | $\alpha=K_i/K_{hk}$ |
|------------------------------------|-------------|---------------|--------|------|---------------|---------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 6,87 | 0,9904 | 815,91 | 1,05 | 0,9457 | 5,92 |
| H ₂ O | 0,06 | 0,0096 | 173,91 | 0,18 | 0,0543 | 1,00 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,00 | 0,0000 | 4,75 | 0,01 | 0,0000 | 0,03 |
| Total | 6,93 | 1,0000 | | | 1,0000 | |

Suhu didih

Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel sampai diperoleh $\sum y_i = K_i \cdot \sum x_i = 1$.

$$P = 1,03 \text{ atm} = 779,10 \text{ mmHg}$$

$$T = 57,28^\circ\text{C} = 330,76 \text{ K}$$

Tabel 7. Kondisi operasi distilat pada suhu didih

| Komponen | kmol/jam | xi | Pi | Ki | yi = xi.Ki | $\alpha=K_i/K_{hk}$ |
|------------------------------------|-------------|---------------|--------|------|---------------|---------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 6,87 | 0,9904 | 785,39 | 1,01 | 0,9984 | 6,00 |
| H ₂ O | 0,06 | 0,0096 | 130,81 | 0,17 | 0,0016 | 1,00 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,00 | 0,0000 | 4,45 | 0,01 | 0,0000 | 0,03 |
| Total | 6,93 | 1,0000 | | | 1,0000 | |

c. Kondisi operasi bawah (bottom)

Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel sampai diperoleh $\sum y_i = K_i \cdot \sum x_i = 1$.

$P = 1,03 \text{ atm} = 779,10 \text{ mmHg}$

$T = 100,83^\circ\text{C} = 373,83 \text{ K}$

Tabel 8. Kondisi operasi *bottom*

| Komponen | kmol/jam | yi | Pi | Ki | xi = yi/Ki | $\alpha=K_i/K_{hk}$ |
|------------------------------------|--------------|---------------|---------|------|---------------|---------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,02 | 0,0007 | 2846,96 | 3,65 | 0,0027 | 3,66 |
| H ₂ O | 28,16 | 0,9986 | 778,07 | 1,00 | 0,9973 | 1,00 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,02 | 0,0007 | 41,97 | 0,05 | 0,0000 | 0,05 |
| Total | 28,20 | 1,0000 | | | 1,0000 | |

3. Menentukan LK dan HK

Adapun pemilihan komponen kunci adalah sebagai berikut :

Light key : (CH₃)₂CO

High key : C₆H₅OH

Menentukan distribusi komponen menggunakan persamaan Shiras dkk, atau persamaan 9.164 Treyball, R.E. (1980) halaman 435:

$$\frac{x_{jD}D}{x_{jF}F} = \left[\frac{(\alpha_j - 1) \cdot x_{lkD} \cdot D}{(\alpha_{lk} - 1) \cdot x_{lkF} \cdot F} + \frac{(\alpha_{lk} - \alpha_j) \cdot x_{hkD} \cdot D}{(\alpha_{lk} - 1) \cdot x_{hkF} \cdot F} \right] \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

D : Laju alir mol pada distilat

F : Laju alir mol pada umpan

x_jD : Fraksi mol komponen j distilat

x_{lk}D : Fraksi mol komponen kunci ringan distilat

x_{hkD} : Fraksi mol komponen kunci berat distilat

x_{jF} : Fraksi mol komponen j pada umpan

x_{lkF} : Fraksi mol komponen kunci ringan umpan

x_{hkF} : Fraksi mol komponen kunci berat umpan

α_j : Volatilitas komponen j

α_{lk} : Volatilitas komponen kunci ringan

Syarat :

- Jika nilai $\frac{x_{jD}}{x_{jF}}$ berada pada $-0,01 < \frac{x_{jD}}{x_{jF}} < 1,01$, maka komponen tersebut akan terdistribusi sebagai hasil atas dan hasil bawah.
- Jika nilai $\frac{x_{jD}}{x_{jF}} > 1,01$, maka komponen tersebut hanya terdistribusi sebagai hasil atas.
- Jika nilai $\frac{x_{jD}}{x_{jF}} < -0,01$, maka komponen tersebut hanya terdistribusi sebagai hasil bawah.

Dengan memasukkan data-data yang sudah ada, diperoleh hasil distribusi masing-masing komponen :

Tabel 9. Hasil distribusi masing-masing komponen

| Komponen | $\frac{\alpha_j - 1}{\alpha_{lk} - 1}$ | $\frac{x_{lkD} \cdot D}{x_{lkF} \cdot F}$ | $\frac{\alpha_{lk} - \alpha_j}{\alpha_{lk} - 1}$ | $\frac{x_{hkD} \cdot D}{x_{hkF} \cdot F}$ | $\frac{x_{jD}}{x_{jF}}$ | Terdistribusi |
|------------------------------------|--|---|--|---|-------------------------|----------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 1,0000 | 0,9970 | 0,0000 | 0,0024 | 0,9970 | atas dan bawah |
| H ₂ O | 0,0000 | 0,9970 | 0,1000 | 0,0024 | 0,0024 | atas dan bawah |
| C ₆ H ₅ OH | -0,2993 | 0,9970 | 1,2993 | 0,0024 | -0,2953 | bawah |

4. Volatilitas Relatif Rata-Rata (α_{avg})

Volatilitas relatif rata-rata (α_{avg}) dihitung menggunakan :

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{top} \times \alpha_{bottom}} \dots\dots\dots 6$$

(Towler, G. dan Sinnott, R., 2008)

Keterangan :

α_{avg} : Volatilitas relatif rata-rata

α_{top} : Volatilitas relatif *distilat*

α_{bottom} : Volatilitas relatif *bottom*

Dengan menggunakan persamaan di atas, diperoleh relatif volatilitas rata-rata sebagai berikut :

Tabel 10. Volatilitas relatif masing-masing komponen.

| Komponen | α_{top} | α_{bottom} | α_{avg} |
|------------------------------------|----------------|-------------------|----------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 5,92 | 3,66 | 4,65 |
| H ₂ O | 1,00 | 1,00 | 1,00 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,03 | 0,05 | 0,04 |

5. Jumlah Plate Minimum (Nm)

Jumlah *plate* minimum (Nm) dihitung menggunakan persamaan *Fenske* (persamaan 11.58) Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 675 :

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right]_D \left[\frac{x_{hk}}{x_{lk}} \right]_B}{\log \alpha_{lk}} \dots\dots\dots 7$$

Keterangan :

Nm: Jumlah *plate* minimum

x_{lk} : Fraksi mol komponen kunci ringan

x_{hk} : Fraksi mol komponen kunci berat

D : Distilat

B : *Bottom*

α_{lk} : Volatilitas relatif rata-rata komponen kunci ringan

α_{hk} : Volatilitas relatif rata-rata komponen kunci berat

Sehingga :

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{0,9904}{0,0096} \right]_D \left[\frac{0,9986}{0,0007} \right]_B}{\log(4,65)}$$

$$= 7,71 = 8$$

6. Refluk Minimum

Untuk menentukan refluks minimum digunakan persamaan *Underwood* (persamaan 11.61) Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 676 :

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{iF}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \dots\dots\dots 8$$

Sedangkan refluks minimum dihitung persamaan 11.60 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 675 :

$$\sum \frac{\alpha_i - x_{iD}}{\alpha_i - \theta} = R_{\min} + 1 \dots\dots\dots 9$$

a. Konstanta Underwood

Umpan masuk dalam keadaan cair jenuh, sehingga $q = 1$

Trial $\theta = 2,56$

Tabel 11. Tabel konstanta *Underwood*

| Komponen | x_F | a_F | $a_F \cdot x_F$ | $a_F - \theta$ | $\frac{a_i \cdot x_{iF}}{a_i - \theta}$ |
|------------------------------------|---------------|-------|-----------------|----------------|---|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,1962 | 4,18 | 0,82 | 1,61 | 0,51 |
| H ₂ O | 0,8033 | 1,00 | 0,80 | -1,57 | -0,51 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,0005 | 0,05 | 0,00 | -2,53 | 0,00 |
| Total | 1,0000 | | | | 0,00 |

b. Refluks rasio minimum

Tabel 12. Jumlah refluks rasio minimum + 1

| Komponen | x_D | a_D | $a_D \cdot x_D$ | $a_D - \theta$ | $\frac{a_i \cdot x_{iD}}{a_i - \theta}$ |
|------------------------------------|---------------|-------|-----------------|----------------|---|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,9604 | 5,92 | 5,86 | 3,34 | 1,75 |
| H ₂ O | 0,0096 | 1,00 | 0,01 | -1,57 | -0,01 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,0000 | 0,03 | 0,00 | -2,54 | 0,00 |
| Total | 1,0000 | | | | 1,75 |

$$R_{\min} + 1 = 1,75$$

$$R_{\min} = 0,75$$

7. Refluks Operasi

Berdasarkan Towler G., dan Sinnott, R. (2009) halaman 181, rasio refluks operasi berkisar antara 1,05-1,25. Dipilih 1,25, sehingga :

$$\begin{aligned}
 R &= 1,25 R_{\min} \dots\dots\dots 10 \\
 &= 1,25(0,75) \\
 &= 0,93
 \end{aligned}$$

8. Jumlah Plate Ideal

Diperoleh dari grafik *Gililand* atau ditunjukkan pada gambar 8-24A Ludwig, Ernest E., halaman 30 diperoleh :

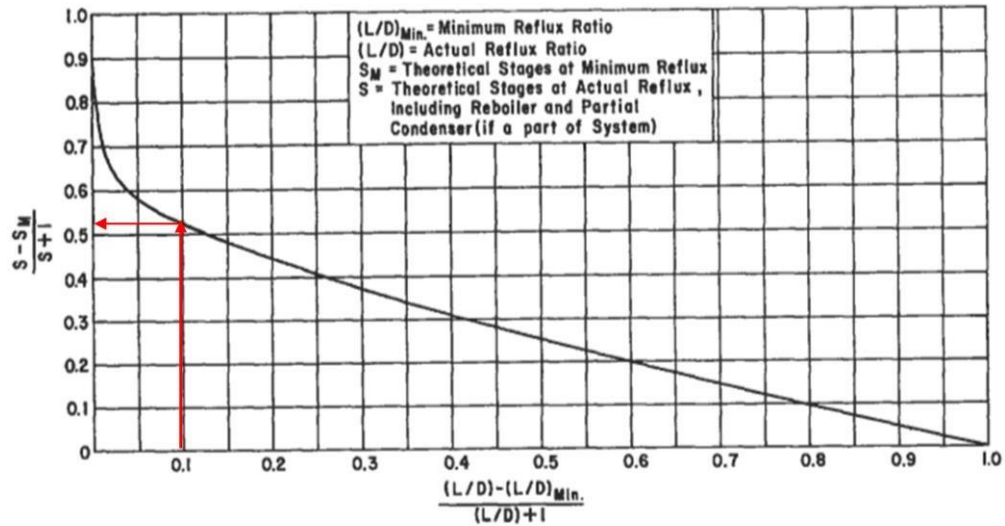


Figure 8-24A. Correlation of theoretical plates with reflux ratio.

$$\frac{R - R_{\min}}{R + 1} = \frac{0,93 - 0,75}{0,75 + 1} = 0,097$$

Dari grafik *Gililand* diperoleh :

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0,53$$

$$\frac{N - 7,71}{N + 1} = 0,53$$

$$N = 17,55$$

$$N = 18$$

9. Efisiensi Plate

Efisiensi *plate* dihitung berdasarkan pendekatan *O'Connel* yang ditunjukkan pada persamaan 11.67 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 701, yaitu :

$$E_o = 51 - 32 \log(\mu_a \alpha_a) \dots \dots \dots 11$$

Keterangan :

E_o = Efisiensi *plate*

μ_a = Viskositas rerata cairan umpan

α_a = Volatilitas relatif cairan umpan

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 13. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|------------------------------------|----------|------------|-------------|-------------|
| (CH ₃) ₂ CO | -7,2126 | 9,0305E+02 | 1,8385E-02 | -2,0353E-05 |
| H ₂ O | -10,2158 | 1,7925E+03 | 1,7730E-03 | -1,2631E-05 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2629E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |

T_{didih} = 360,76 K

Tabel 14. Data untuk menghitung efisiensi *plate*

| Komponen | x _F | μ | α _F | x _F ·μ·α _F |
|------------------------------------|----------------|------|----------------|----------------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,1962 | 0,19 | 4,15 | 0,15 |
| H ₂ O | 0,8033 | 0,32 | 1,00 | 0,26 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,0005 | 1,67 | 0,05 | 0,00 |
| Total | 1,0000 | | | 0,41 |

Sehingga efisiensi *plate* dapat dihitung sebagai berikut :

$$E_o = 51 - 32 \log(0,41)$$

$$E_o = 63,34\%$$

10. Jumlah Plate Aktual

$$N_{\text{aktual}} = \frac{N}{\text{Efisiensi}} \dots\dots\dots 12$$

Sehingga :

$$N_{\text{aktual}} = \frac{18}{63,34\%}$$

$$= 29$$

11. Letak Plate Umpan (Feed Tray)

Letak *plate* umpan dihitung menggunakan persamaan *Kirkbride* (persamaan 11.62) Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 676, yaitu :

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_{Fhk}}{x_{Flk}} \right) \left(\frac{x_{Blk}}{x_{Dhk}} \right)^2 \right] \dots\dots\dots 13$$

Keterangan :

N_r : Jumlah *plate* pada *rectifying/enriching*

N_s : Jumlah *plate* pada *stripping*

B : Kecepatan mol *bottom* (kmol/jam)

D : Kecepatan mol distilat (kmol/jam)

x_F : Fraksi mol umpan

x_B : Fraksi mol *bottom*

x_D : Fraksi mol distilat

Sehingga :

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \log \left[\left(\frac{28,20}{6,93} \right) \left(\frac{0,8033}{0,1962} \right) \left(\frac{0,0007}{0,0096} \right)^2 \right]$$

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \log [0,0969]$$

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = -0,2088$$

$$\frac{N_r}{N_s} = 0,6183$$

$$N_r = 0,6183 N_s$$

$$N_r + N_s = 29$$

$$0,6183 N_s + N_s = 29$$

$$1,6183 N_s = 29$$

$$N_s = 17,92 = 18$$

$$N_r = 29 - 18 = 11$$

Maka menara distilasi 1 terdiri dari :

Seksi *rectifying* (N_r) = 11

Reboiler = 1

Seksi *stripping* (N_s) = 17

Umpan masuk dari *plate* ke-11 dari atas atau *plate* ke-17 dari bawah.

12. Diameter dan Tinggi menara

Dihitung berdasarkan kecepatan *flooding*, kondisi evaluasi pada puncak menara dan evaluasi pada dasar menara.

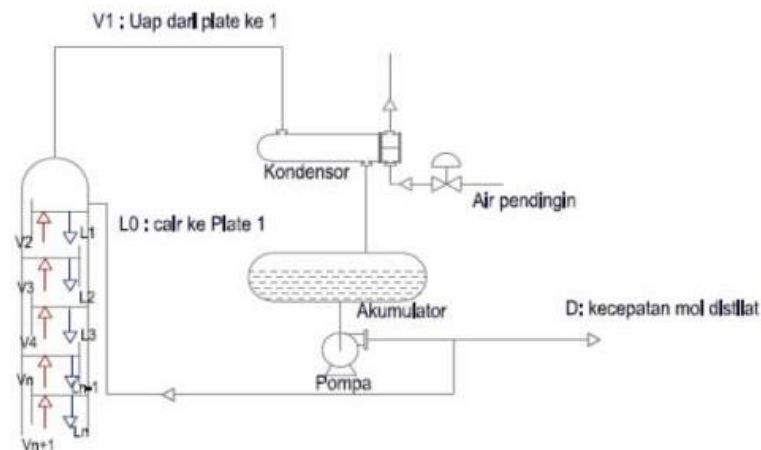
a. Puncak menara

Sketsa permasalahan

Tekanan : 1,03 atm

Suhu uap : 331,40 K

Suhu cairan : 330,28 K



Neraca massa :

$$V_1 = L_0 + D$$

$$V_2 = L_1 + D$$

$$V_3 = L_2 + D$$

$$V_n = L_{n-1} + D$$

$$V_{n+1} = L_n + D$$

Untuk aliran konstan molal :

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_n = V_{n+1} = V$$

$$L_0 = L_1 = L_2 = L_3 = L_n = L$$

Neraca komponen pada puncak menara :

$$V \cdot y_{1,1} = L \cdot x_{0,1} + D \cdot x_{Di} \dots \dots \dots 14$$

Keterangan :

D : Kecepatan mol distilat (kmol/jam)

V : Kecepatan mol uap (kmol/jam)

x_o : Fraksi mol masing-masing komponen pada cairan refluks

x_d : Fraksi mol masing-masing komponen pada distilat

Neraca massa :

$$V = L_o + D \dots\dots\dots 15$$

$$L_o/D = R \dots\dots\dots 16$$

$$V = (R+1)D \dots\dots\dots 17$$

$$V = (0,93 + 1) 6,93 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

$$V = 13,42 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

Komposisi Uap

Fraksi mol uap = fraksi mold distilat karena kondensor total, maka komposisi uap dapat dihitung berdasarkan persamaan :

$$V_i = y_i \cdot V \dots\dots\dots 18$$

Keterangan :

V : Kecepatan mol uap total (kmol/jam)

V_i : Kecepatan mol masing-masing komponen uap (kmol/jam)

y_i : Fraksi mol masing-masing komponen

Tabel 15. Komposisi uap masing-masing komponen di puncak menara

| Komponen | BM | y _i | V _i | | Fraksi massa |
|------------------------------------|-------|----------------|----------------|---------------|---------------|
| | | | kmol/jam | Kg/jam | |
| (CH ₃) ₂ CO | 58,08 | 0,9904 | 13,29 | 774,92 | 0,9970 |
| H ₂ O | 18,01 | 0,0096 | 0,13 | 2,32 | 0,0030 |
| C ₆ H ₅ OH | 94,11 | 0,0000 | 0,00 | 0,00 | 0,0000 |
| Total | | 1,0000 | 13,42 | 774,24 | 1,0000 |

Komposisi cair

Dihitung menggunakan persamaan :

$$L_i = V_i - D_i \dots\dots\dots 19$$

Keterangan :

L_i : Kecepatan mol masing-masing komponen cair (kmol/jam)

D_i : Kecepatan mol masing-masing komponen distilat (kmol/jam)

Tabel 16. Komposisi cair masing-masing komponen di puncak menara

| Komponen | BM | x _i | Li | | Fraksi massa |
|------------------------------------|-------|----------------|-------------|---------------|---------------|
| | | | kmol/jam | Kg/jam | |
| (CH ₃) ₂ CO | 58,08 | 0,9904 | 6,42 | 372,79 | 0,9970 |
| H ₂ O | 18,01 | 0,0096 | 0,07 | 1,12 | 0,0030 |
| C ₆ H ₅ OH | 94,11 | 0,0000 | 0,00 | 0,00 | 0,0000 |
| Total | | 1,0000 | 6,29 | 373,91 | 1,0000 |

Tinjauan fase uap

Suhu operasi = 331,40 K

Massa molekul campuran (BM_{mix})

$$BM_{mix} = \frac{\text{Kecepatan massa uap total}}{\text{Kecepatan mol uap}} \dots\dots\dots 20$$

$$BM_{mix} = \frac{774,24 \text{ kg/jam}}{13,42 \text{ kmol/jam}}$$

$$= 57,69 \text{ kg/kmol}$$

Rapat Massa Uap

Dihitung menggunakan persamaan gas ideal :

$$\rho_g = \frac{BM_{mix} \cdot P_T}{R_g \cdot T} \dots\dots\dots 21$$

$$\rho_g = \frac{57,69 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \cdot 1,03 \text{ atm}}{0,0821 \frac{\text{m}^3 \cdot \text{atm}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \cdot 331,40 \text{ K}}$$

$$= 2,17 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Tinjauan fase cair

Suhu operasi = 331,02 K

Rapat massa fase cair (ρ_l)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\rho_l = \frac{\text{Kecepatan massa total}}{\text{Kecepatan volume total}} \dots\dots\dots 22$$

Tabel 17. Data volume masing-masing komponen

| Komponen | Massa (kg/jam) | ρ (kg/m ³) | Volume (m ³ /jam) |
|------------------------------------|----------------|-----------------------------|------------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 372,79 | 746,97 | 0,4991 |
| H ₂ O | 1,12 | 997,55 | 0,0011 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,00 | 1042,72 | 0,0000 |
| Total | 373,91 | | 0,5002 |

Sehingga :

$$\rho_1 = \frac{373,91 \text{ kg/jam}}{0,5002 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$= 747,53 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Tegangan muka

$$\tau = \sum x_{\text{massa}} \cdot \tau_i \dots\dots\dots 23$$

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk tagangan muka masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 18. Data untuk tegangan muka masing-masing komponen

| Komponen | A | Tc (K) | n |
|------------------------------------|---------|--------|--------|
| (CH ₃) ₂ CO | 62,200 | 508,20 | 1,1240 |
| H ₂ O | 132,674 | 647,13 | 0,9550 |
| C ₆ H ₅ OH | 74,500 | 694,25 | 1,0767 |

Tabel 19. Data tegangan muka masing-masing komponen di puncak menara

| Komponen | x _{massa} | τ (dyne/cm) | x _{massa} · τ |
|------------------------------------|--------------------|------------------|-----------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,9970 | 19,12 | 19,06 |
| H ₂ O | 0,0030 | 67,08 | 0,20 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,0000 | 37,17 | 0,00 |
| Total | 1,0000 | | 19,26 |

Sehingga diperoleh $\tau_{\text{mix}} = 19,26 \text{ dyne/cm}^2$

Parameter Flooding

Dihitung menggunakan persamaan 11.82 Towler, G. dan Sinnott R. (2008), halaman 720 :

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_L}} \dots\dots\dots 24$$

Keterangan :

F_{LV} : Parameter *flooding*

L_w : Kecepatan massa fase cair (kg/jam)

V_w : Kecepatan massa fase uap (kg/jam)

ρ_g : Rapat massa fase uap (kg/m³)

ρ_L : Rapat massa fase cair (kg/m³)

Sehingga :

$$F_{LV} = \frac{373,91 \text{ kg/jam}}{774,24 \text{ kg/jam}} \sqrt{\frac{2,17 \text{ kg/m}^3}{747,53 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 0,0260$$

Parameter kecepatan *flooding* diperoleh dari fig. 11.29 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 720 :

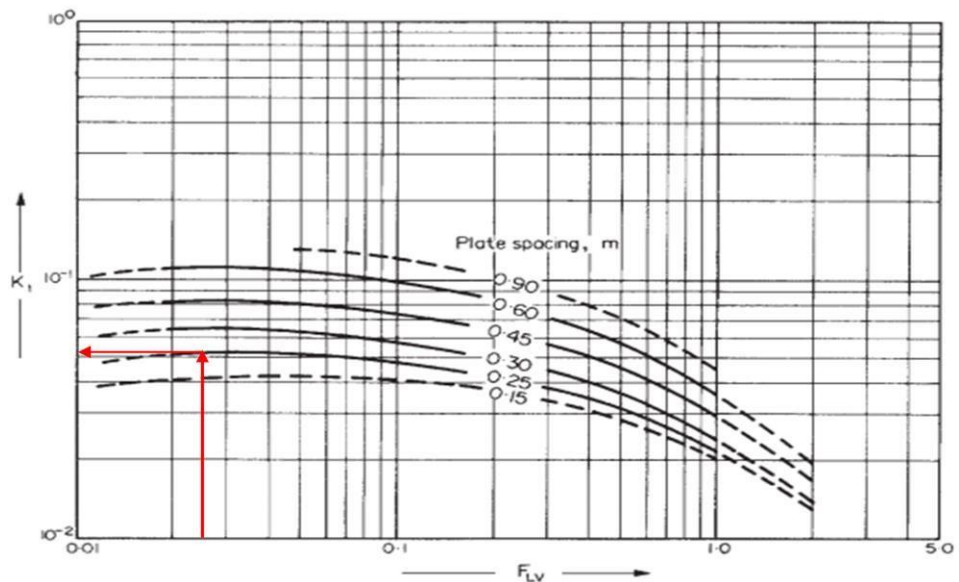


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

Dipilih jarak antar *plate* 0,25 m, sehingga diperoleh nilai $K_1 = 0,052$

Kecepatan uap maksimum

Dihitung menggunakan persamaan 11.81 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 720 :

$$u_f = K_1 \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0,5} \left(\frac{\tau}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2} \dots\dots\dots 25$$

Keterangan :

K_1 : Parameter kecepatan *flooding* (m/s)

u_f : Kecepatan uap maksimum (m/s)

ρ_l : Rapat massa fase cair (kg/m³)

ρ_g : Rapat massa fase gas (kg/m³)

τ : Tegangan muka (dyne/cm)

$$u_f = 0,052 \frac{\text{m}}{\text{s}} \left(\frac{747,53 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 2,17 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{2,17 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right)^{0,5} \left(\frac{19,26 \text{ dyne/cm}}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2}$$

$$= 0,96 \text{ m/s}$$

Kecepatan volume uap

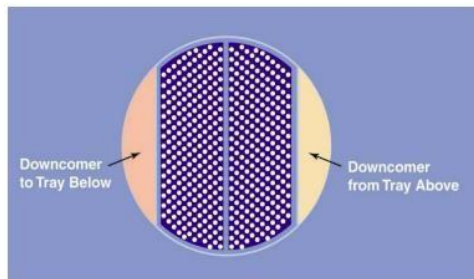
$$Q_{\text{uap}} = \frac{\text{Kecepatan massa uap}}{\text{Rapat massa uap}} \dots\dots\dots 26$$

$$Q_{\text{uap}} = \frac{774,24 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{\text{jam}}{3600 \text{ s}}}{2,18 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0,10 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Luas penampang menara

Sieve tray dapat digambarkan di bawah ini :



Kecepatan operasi uap

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 720, kecepatan operasi uap untuk desain berkisar antara 80-85% kecepatan linier maksimum. Dipilih kecepatan operasi uap 85% dari kecepatan linier maksimum.

$$\begin{aligned}
 u_{op} &= 85\% \cdot u_f \dots\dots\dots 27 \\
 &= 85\% \cdot 0,96 \text{ m/s} \\
 &= 0,82 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Luas penampang tray

$$A_t = \frac{Q_{uap}}{u_{op}} \dots\dots\dots 28$$

Keterangan :

- A_t : Luas penampang (m^2)
- Q_{uap} : Kecepatan volume uap (m^3/s)
- u_{op} : Kecepatan linier uap (m/s)

$$\begin{aligned}
 A_t &= \frac{0,10 \frac{m^3}{jam}}{0,82 \text{ m/s}} \\
 &= 0,12 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Luas Total Area

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 721, *downcomer* menempati 12% dari luas total. Sehingga luas total area dapat dihitung sebagai berikut :

$$A = \frac{A_t}{c \cdot 1 - 0,12} \dots\dots\dots 29$$

$$\begin{aligned}
 A_c &= \frac{0,12 \text{ m}^2}{1 - 0,12} \\
 &= 0,1376 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Downcomer area

$$\begin{aligned}
 A_d &= 12\% \cdot A_c \dots\dots\dots 30 \\
 &= 12\% \cdot 0,1376 \text{ m}^2 \\
 &= 0,0165 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Active area

$$\begin{aligned}
 A_a &= A_c - 2A_d \dots\dots\dots 31 \\
 &= 0,1376 \text{ m}^2 - 2 \times 0,0165 \text{ m}^2 \\
 &= 0,1046 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Hole area

Berdasarkan Walas, S. M. (1990), halaman 428, *hole area* berkirasaran pada 5%-10% *active area*, namun pada umumnya 10%.

$$\begin{aligned}
 A_h &= 10\% \cdot A_a \dots\dots\dots 32 \\
 &= 10\% \cdot 0,1046 \text{ m}^2 \\
 &= 0,0105 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Diameter Menara

$$\begin{aligned}
 D_t &= \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}} \dots\dots\dots 33 \\
 &= \sqrt{\frac{4 \times 0,1376 \text{ m}^2}{3,14}} \\
 &= 0,42 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

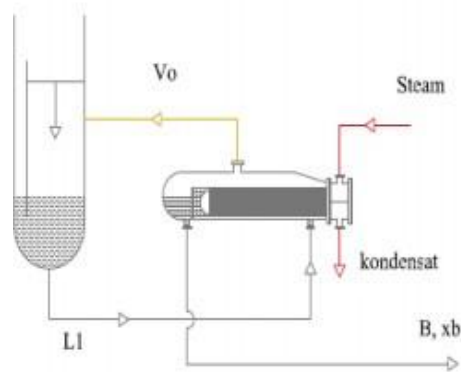
Dipilih diameter standar = 0,4572 m² = 18 in

b. Dasar menara

Sketsa permasalahan :

Suhu residu (keluaran reboiler) : 373,83 K

Tekanan : 1,03 atm



Keterangan : L_1 : Kecepatan massa cairan (kg/jam)

V_o : Kecepatan massa uap (kg/jam)

B : Kecepatan massa residu (kg/jam)

x_i : Fraksi mol fase cair

y_i : Fraksi mol fase uap

x_b : Fraksi mol komponen pada residu

| Komponen | BM (kg/kmol) | Kg/jam | Kmol/jam |
|--------------|--------------|---------------|--------------|
| $(CH_3)_2CO$ | 58,08 | 1,20 | 0,02 |
| H_2O | 18,01 | 507,09 | 28,16 |
| C_6H_5OH | 94,11 | 1,75 | 0,02 |
| Total | | 510,06 | 28,20 |

Menentukan komposisi uap yang keluar dari reboiler (V_o)

Kecepatan mol $V_o =$ kecepatan mol V_1 karena aliran konstan molal. Maka, komposisi uap dapat dihitung berdasarkan persamaan :

$$V_i = y_i \cdot V$$

$$V = V_o = 13,48 \text{ kmol/jam}$$

Tabel 20. Komposisi uap masing-masing komponen di dasar menara

| Komponen | BM | y_i | V_i | | Fraksi massa |
|--------------|-------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| | | | kmol/jam | Kg/jam | |
| $(CH_3)_2CO$ | 58,08 | 0,0027 | 0,04 | 2,09 | 0,0086 |
| H_2O | 18,01 | 0,9973 | 13,38 | 242,03 | 0,9912 |
| C_6H_5OH | 94,11 | 0,0000 | 0,00 | 0,05 | 0,0002 |
| Total | | 1,00000 | 13,42 | 243,27 | 1,0000 |

Menentukan komposisi fase cair masuk reboiler (L_i)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$L_i = V_i + B_i \dots\dots\dots 34$$

Keterangan :

L_i : Kecepatan massa fase cair masuk reboiler (kmol/jam)

B_i : Kecepatan massa residu boiler (kmol/jam)

V_i : Kecepatan massa fase uap keluar reboiler (kmol/jam)

Tabel 21. Komposisi cair masing-masing komponen di dasar menara

| Komponen | BM | x_i | L_i | | Fraksi massa |
|------------------------------------|-------|---------------|--------------|---------------|---------------|
| | | | kmol/jam | Kg/jam | |
| (CH ₃) ₂ CO | 58,08 | 0,0013 | 0,06 | 3,29 | 0,0044 |
| H ₂ O | 18,01 | 0,9982 | 41,54 | 748,12 | 0,9932 |
| C ₆ H ₅ OH | 94,11 | 0,0005 | 0,02 | 1,82 | 0,0024 |
| Total | | 1,0000 | 41,62 | 753,23 | 1,0000 |

Suhu masuk reboiler

Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel sampai diperoleh $\sum y_i = K_i \cdot x_i = 1$.

$$P = 1,03 \text{ atm} = 779,10 \text{ mmHg}$$

$$T = 100,77^\circ\text{C} = 373,77 \text{ K}$$

Tabel 22. Kondisi operasi reboiler

| Komponen | x_i | P_i | K_i | $y_i = x_i \cdot K_i$ |
|------------------------------------|---------------|---------|-------|-----------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,0013 | 2843,13 | 3,65 | 0,0050 |
| H ₂ O | 0,9982 | 776,63 | 1,00 | 0,9950 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,0005 | 41,87 | 0,05 | 0,0000 |
| Total | 1,0000 | | | 1,0000 |

Tinjauan fase uap

$$\text{Suhu operasi} = 373,83 \text{ K}$$

Massa molekul campuran (BM_{mix})

$$BM_{mix} = \frac{\text{Kecepatan massa uap total}}{\text{Kecepatan mol uap}}$$

$$\begin{aligned} \text{BM}_{\text{mix}} &= \frac{243,17 \text{ kg/jam}}{13,42 \text{ kmol/jam}} \\ &= 18,12 \text{ kg/kmol} \end{aligned}$$

Rapat Massa Uap

Dihitung menggunakan persamaan gas ideal :

$$\begin{aligned} \rho_g &= \frac{\text{BM}_{\text{mix}} \cdot P_T}{R_g \cdot T} \\ \rho_g &= \frac{18,12 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \cdot 1,03 \text{ atm}}{0,0821 \frac{\text{m}^3 \cdot \text{atm}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \cdot 373,83 \text{ K}} \\ &= 0,61 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \end{aligned}$$

Tinjauan fase cair

Suhu operasi = 373,77 K

Rapat massa fase cair (ρ_l)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\rho_l = \frac{\text{Kecepatan massa total}}{\text{Kecepatan volume total}}$$

Tabel 23. Data volume masing-masing komponen di dasar menara

| Komponen | Massa (kg/jam) | ρ (kg/m ³) | Volume (m ³ /jam) |
|------------------------------------|----------------|-----------------------------|------------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 3,29 | 689,76 | 0,0048 |
| H ₂ O | 748,12 | 954,98 | 0,7834 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,82 | 1004,92 | 0,0018 |
| Total | 753,23 | | 0,7900 |

Sehingga :

$$\begin{aligned} \rho_l &= \frac{753,23 \text{ kg/jam}}{0,7900 \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 953,49 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \end{aligned}$$

Tegangan muka

$$\tau = \sum x_{\text{massa}} \cdot \tau_i$$

Tabel 24. Data tegangan muka masing-masing komponen di dasar menara

| Komponen | x_{massa} | τ (dyne/cm) | $x_{\text{massa}} \cdot \tau$ |
|------------------------------------|--------------------|------------------|-------------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,0044 | 13,95 | 0,06 |
| H ₂ O | 0,9932 | 58,26 | 57,86 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,0024 | 32,41 | 0,08 |
| Total | 1,0000 | | 58,00 |

Sehingga diperoleh $\tau_{\text{mix}} = 58,00 \text{ dyne/cm}^2$

Parameter Flooding

Dihitung menggunakan persamaan 11.82 Towler, G. dan Sinnott R. (2008), halaman 720 :

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_L}}$$

Keterangan :

F_{LV} : Parameter *flooding*

L_w : Kecepatan massa fase cair (kg/jam)

V_w : Kecepatan massa fase uap (kg/jam)

ρ_g : Rapat massa fase uap (kg/m³)

ρ_l : Rapat massa fase cair (kg/m³)

Sehingga :

$$F_{LV} = \frac{753,23 \text{ kg/jam}}{243,17 \text{ kg/jam}} \sqrt{\frac{0,61 \text{ kg/m}^3}{953,49 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 0,0781$$

Parameter kecepatan *flooding* diperoleh dari fig. 11.29 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 720 :

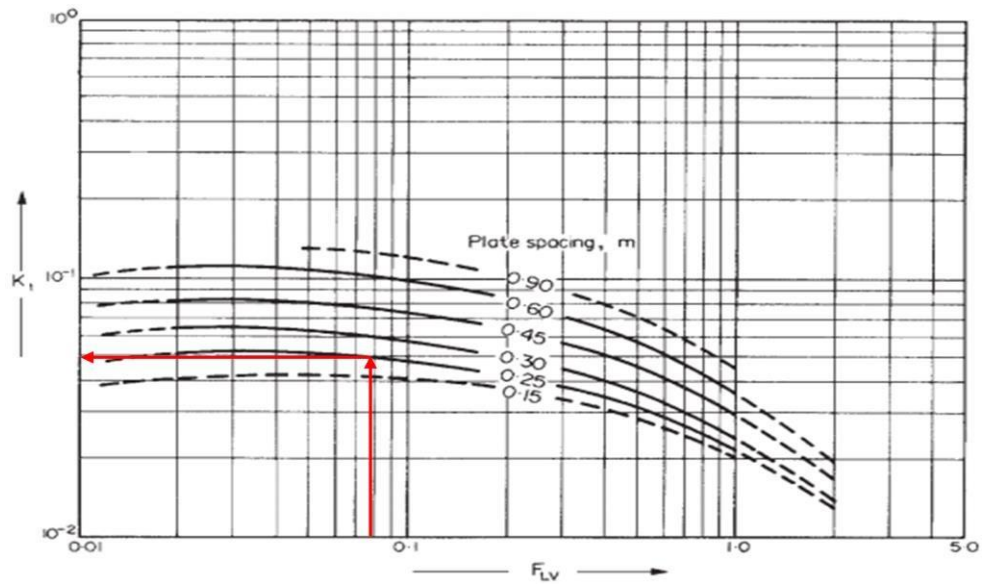


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

Dipilih jarak antar *plate* 0,25 m, sehingga diperoleh nilai $K_1 = 0,050$.

Kecepatan uap maksimum

Dihitung menggunakan persamaan 11.81 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 720 :

$$u_f = K_1 \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0,5} \left(\frac{\tau}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2}$$

Keterangan :

K_1 : Parameter kecepatan *flooding* (m/s)

u_f : Kecepatan uap maksimum (m/s)

ρ_l : Rapat massa fase cair (kg/m^3)

ρ_g : Rapat massa fase gas (kg/m^3)

τ : Tegangan muka (dyne/cm)

$$u_f = 0,050 \frac{\text{m}}{\text{s}} \left(\frac{953,49 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 0,61 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,61 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right)^{0,5} \left(\frac{58,00 \text{ dyne/cm}}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2}$$

$$= 2,44 \text{ m/s}$$

Kecepatan volume uap

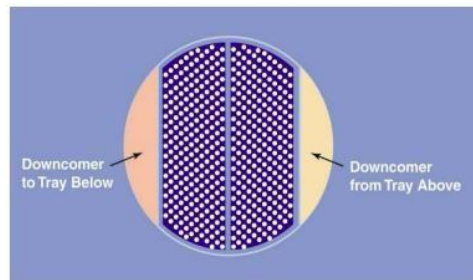
$$Q_{\text{uap}} = \frac{\text{Kecepatan massa uap}}{\text{Rapat massa uap}}$$

$$Q_{\text{uap}} = \frac{243,17 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 3600 \text{ s}}{0,61 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0,11 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Luas penampang menara

Sieve tray dapat digambarkan di bawah ini :

**Kecepatan operasi uap**

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 720, kecepatan operasi uap untuk desain berkisar antara 80-85% kecepatan linier maksimum. Dipilih kecepatan operasi uap 85% dari kecepatan linier maksimum.

$$u_{\text{op}} = 85\% \cdot u_{\text{f}}$$

$$= 85\% \cdot 2,44 \text{ m/s}$$

$$= 2,07 \text{ m/s}$$

Luas penampang tray

$$A_{\text{t}} = \frac{Q_{\text{uap}}}{u_{\text{op}}}$$

Keterangan :

A_{t} : Luas penampang (m^2)

Q_{uap} : Kecepatan volume uap (m^3/s)

u_{op} : Kecepatan linier uap (m/s)

$$A_t = \frac{0,11 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}}{2,07 \text{ m/s}}$$

$$= 0,0539 \text{ m}^2$$

Luas Total Area

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 721, *downcomer* menempati 12% dari luas total. Sehingga luas total area dapat dihitung sebagai berikut :

$$A_c = \frac{A_t}{1 - 0,12}$$

$$A_c = \frac{0,0539 \text{ m}^2}{1 - 0,12}$$

$$= 0,0612 \text{ m}^2$$

Downcomer area

$$A_d = 12\% \cdot A_c$$

$$= 12\% \cdot 0,0612 \text{ m}^2$$

$$= 0,0073 \text{ m}^2$$

Active area

$$A_a = A_c - 2A_d$$

$$= 0,0612 \text{ m}^2 - 2 \times 0,0073 \text{ m}^2$$

$$= 0,0465 \text{ m}^2$$

Hole area

Berdasarkan Walas, S. M. (1990), halaman 428, *hole area* berkirasaran pada 5%-10% *active area*, namun pada umumnya 10%.

$$A_h = 10\% \cdot A_a$$

$$= 10\% \cdot 0,0465 \text{ m}^2$$

$$= 0,0047 \text{ m}^2$$

Diameter Menara

$$D_t = \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}}$$

$$D_t = \sqrt{\frac{4 \times 0,0612 \text{ m}^2}{3,14}}$$

$$D_t = 0,2792 \text{ m}^2$$

Dipilih diameter standar = 0,3048 m² = 12 in

13. Tebal Shell

Tebal dinding reaktor dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell and Young (1959), halaman 254 :

$$t_s = \frac{r_i \cdot P_v}{f \cdot E - 0,6 P_v} + C \dots\dots\dots 35$$

t_s = Tebal dinding menara [in]

r_i = Jari-jari dalam menara [in]

P_v = Tekanan perancangan menurut alat ukur [psi]

f = Allowable stress [psi]

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi [in]

Berdasarkan Brownell dan Young (1959), halaman 253, bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel 283 Grade C* dengan alasan:

1. Tangki tidak mengandung cairan yang mematikan.
2. Suhu operasinya adalah -20 – 650°F.
3. Tebal *plate*-nya tdk lebih dari 5/8 in.

Tekanan perancangan :

$$P_v = 120\% \cdot P_{operasi} \dots\dots\dots 36$$

$$= 120\% \cdot 1,03 \text{ atm} \cdot 14,7 \text{ psi/atm}$$

$$P_v = 18,08 \text{ psi}$$

$$r_i = 9 \text{ in}$$

$$f = 12650 \text{ psi} \quad \text{[Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251]}$$

$E = 0,8$ [Tabel 13.2 Brownell dan Young (1959), hal. 254]

$C = 0,125 \text{ in}$ [Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), hal.985]

Sehingga tebal dinding menara :

$$t_t = \frac{9 \text{ in} \times 18,08 \text{ psi}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 18,08 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1411 \text{ in}$$

Dipilih tebal dinding standar = $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$
 $= 0,0048 \text{ m}$

Diameter luar menara (OD) = $ID + 2.t_s \dots\dots\dots 37$
 $= 18 \text{ in} + 2 \times 0,1875 \text{ in}$
 $= 18,38 \text{ in}$

Dipilih OD standar = 20 in
 $= 0,51 \text{ m}$

ID standar = $ODs - 2.t_s \dots\dots\dots 38$
 $= 0,51 \text{ m} - 2 \cdot 0,0048 \text{ m}$
 $= 0,50 \text{ m}$

14. Tebal Head

Berdasarkan Towler G., dan Sinnott, R. (2008) halaman 987, terdapat macam-macam tutup reaktor, yaitu :

1. *Flat Plate and Formed Flate Head*

Jenis tutup ini memiliki harga yang terendah namun penggunaannya terbatas pada tekanan rendah dan bejana dengan diameter kecil.

2. *Torispherical Head*

Merupakan jenis tutup yang paling umum digunakan untuk bejana hingga tekanan operasi 15 bar. Jenis tutup ini dapat digunakan pada tekanan tinggi, namun pada tekanan diatas 10 bar biaya ekonominya lebih tinggi.

3. *Hemispherical Head*

Merupakan jenis tutup dengan bentuk terkuat, mampu menahan sekitar dua kali tekanan *torispherical head* dengan ketebalan yang sama. Namun biaya ekonominya akan lebih tinggi dari pada *torispherical head*.

4. *Ellipsodial Head*

Merupakan jenis tutup yang paling ekonomis untuk digunakan untuk digunakan pada tekanan operasi di atas 15 bar.

Berdasarkan data diatas dipilih jenis tutup *torispherical* karena mampu menahan tekanan yang dirancang serta biaya ekonominya tidak tinggi.

Tebal *head* dihitung dengan persamaan 13.46 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 990 :

$$t_h = \frac{0,885.P_v.R_c}{f.E - 0,1.P_v} + C \dots\dots\dots 39$$

t_h = Tebal *head* [in]

P_v = Tekanan perancangan menurut alat ukur [psi]
 = 18,08 in

R_c = *Crown Radius* [in]
 = 18 in

f = *allowable stress* [psi]
 = 12650 psi [Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251]

E = efisiensi sambungan
 = 1,00 [Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), hal. 991]

C = faktor korosi [in]
 = 0,125 in [Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), hal. 985]

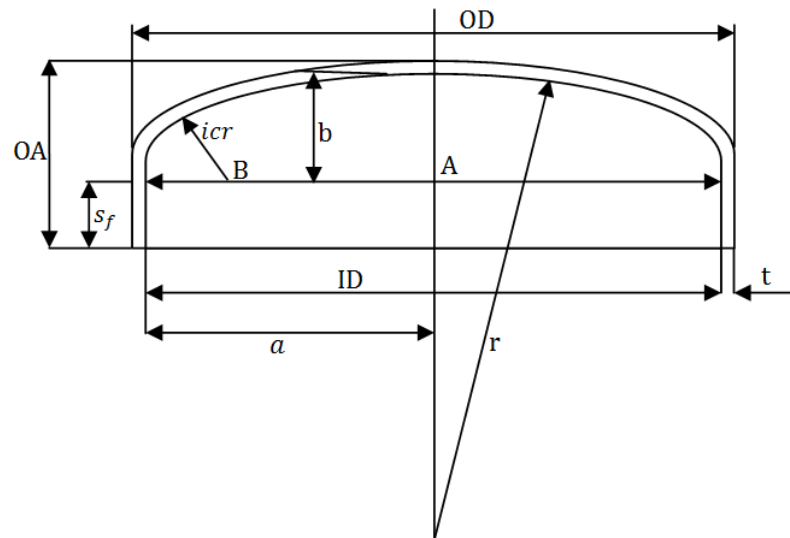
Sehingga tebal *head* :

$$t_h = \frac{0,885 \times 18,08 \text{ psi} \times 18 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 1 - 0,1 \times 18,08 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1478 \text{ in}$$

Dipilih tebal *head* standar = 3/16 in = 0,1875 in
 = 0,0048 m

15. Tinggi Head



- t_h = Tebal head [m]
- icr = Jari-jari sudut internal [m]
- s_f = Flange lurus [m]
- r = Jari-jari kelengkungan [m]
- OA = Tinggi penutup [m]

Tinggi tutupreaktordihitungdengan :

$$OA = s_f + b + t_h \dots\dots\dots 40$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \dots\dots\dots 41$$

$$AB = \frac{IDs}{2} - icr \dots\dots\dots 42$$

$$BC = r - icr \dots\dots\dots 43$$

Berdasarkan tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) halaman 88, diperoleh nilai s_f pada t_h standar 3/16 yaitu berkisar antara 1½ - 2.

Dipilih $s_f = 2 \text{ in} = 0,0508 \text{ m}$

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell dan Young (1959) halaman 89, diperoleh :

$$r = 20 \text{ in} = 0,51 \text{ m} \quad (\text{untuk OD standar} = 20 \text{ in})$$

$$icr = 1\frac{1}{4} \text{ in} = 0,0317 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh :

$$AB = \left(\frac{0,50}{2} - 0,03\right) \text{ m} = 0,22 \text{ m}$$

$$BC = (0,51 - 0,03) \text{ m} = 0,48 \text{ m}$$

$$b = 0,51 - \sqrt{(0,48 \text{ m})^2 - (0,22 \text{ m})^2}$$

$$= 0,0843 \text{ m}$$

Sehingga tinggi *head* :

$$OA = 0,0508 \text{ m} + 0,0843 \text{ m} + 0,0048 \text{ m}$$

$$= 0,14 \text{ m}$$

16. Tinggi Menara

Tinggi menara distilasi dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$H_T = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 + H_5 \dots\dots\dots 44$$

Keterangan :

H_T : Tinggi total (m)

H_1 : Tinggi penyangga (m)

H_2 : Tinggi ruang kosong bawah (m)

H_3 : Tinggi *tray* (m)

H_4 : Tinggi ruang kosong atas (m)

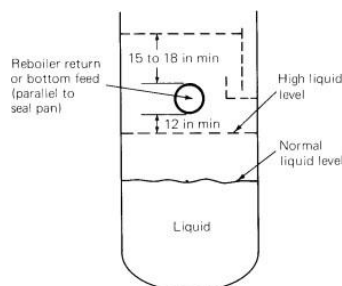
H_5 : Tinggi penutup (m)

Tinggi penyangga

Dirancang : Tinggi penyangga (H_1) = 2 m

Tinggi ruang kosong bawah

Tinggi ruang kosong bawah dihitung berdasarkan Kister, H.Z. (1991), halaman 84 sebagai berikut :



Untuk menghitung tinggi ruang kosong bawah, maka perlu dibagi tinggi cairan dan diameter pipa.

Tinggi cairan dihitung menggunakan persamaan :

$$H_1 = \frac{V_1}{A_t} \dots\dots\dots 45$$

$$V_1 = \frac{L_1 \cdot \theta}{\rho_f} \dots\dots\dots 46$$

Keterangan :

H_1 : Tinggi cairan (m)

V_1 : Volume cairan (m³)

A_t : Luas penampang menara (m²)

L_1 : Kecepatan volume cairan (m³/s)

θ : Waktu tinggal cairan (s)

ρ_f : Rapat massa cairan (kg/m³)

Berdasarkan tabel 4.1 Kister, H.Z. (1991), halaman 93, diperoleh waktu tinggal, $\theta = 2$ menit. Sehingga tinggi cairan dapat dihitung sebagai :

$$V_1 = \frac{753,23 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot 2 \text{ menit} \cdot \frac{\text{jam}}{60 \text{ menit}}}{953,49 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= \frac{1506,46 \text{ kg}}{57209,67 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0,03 \text{ m}^3$$

$$H_1 = \frac{0,03 \text{ m}^3}{0,05 \text{ m}^2}$$

$$= 0,49 \text{ m}$$

Diameter *nozzle* untuk uap

Dihitung menggunakan persamaan :

$$D_{nozzle} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_p}{\pi}} \dots\dots\dots 47$$

Keterangan :

D_{nozzle} : Diameter pipa *nozzle* (m)

A_p : Luas penampang pipa *nozzle* (m²)

Luas penampang pipa *nozzle*

Dihitung menggunakan persamaan :

$$A_p = \frac{Q_v}{v_{lin}} \dots\dots\dots 48$$

Keterangan :

Q_v : Kecepatan uap (m³/s)

v_{lin} : Kecepatan linier fluida masuk dalam *nozzle* (m/s)

Kecepatan linier fluida

Dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$v_{lin} = \sqrt{\frac{4000}{\rho_m}} \dots\dots\dots 49$$

(Kizter, H. Z., 1991, halaman 86)

Keterangan :

v_{lin} : Kecepatan linier fluida masuk dalam *nozzle* (ft/s)

ρ_m : Rapat massa campuran (lb/ft³)

Rapat massa campuran

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{\% \text{ gas}}{\rho_g} + \frac{\% \text{ cair}}{\rho_l}} \dots\dots\dots 46$$

ρ_m : Rapat massa campuran (lb/ft³)

ρ_g : Rapat massa uap (lb/ft³)

ρ_l : Rapat massa cairan (lb/ft³)

Karena fluida yang mengalir dalam *nozzle* merupakan uap yang berasal dari reboiler, maka % cair = 0 dan % uap = 100.

$$\rho_g = 0,61 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_g = 0,04 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{100\%}{0,04 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} + 0}}$$

$$= 0,04 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$v_{\text{lin}} = \sqrt{\frac{4000}{0,04}} = 325,29 \frac{\text{ft}}{\text{s}} = 99,15 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$A_p = \frac{0,11 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{99,15 \frac{\text{m}}{\text{s}}}$$

$$= 0,0011 \text{ m}^2$$

$$D_{\text{nozzle}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0011 \text{ m}^2}{3,14}}$$

$$= 0,0378 \text{ m}$$

$$= 1,49 \text{ in}$$

Pipa *nozzle* standar

Berdasarkan tabel 13 Peters, S. M. dan Timmerhaus, D. K. (1991) halaman 888, diketahui pipa *nozzle* standar :

TABLE 13
Steel-pipe dimensions

| Nom- inal pipe size, in. | OD, in. | Sched- ule No. | ID, in. | Flow area per pipe, in. ² | Surface per lin ft, ft ² | | Weight per lin ft, lb steel |
|--------------------------------------|---------|----------------------|---------|--|--|--------|-----------------------------------|
| | | | | | Outside | Inside | |
| 3/8 | 0.405 | 40† | 0.269 | 0.058 | 0.106 | 0.070 | 0.25 |
| | | 80‡ | 0.215 | 0.036 | 0.106 | 0.056 | 0.32 |
| 1/4 | 0.540 | 40 | 0.364 | 0.104 | 0.141 | 0.095 | 0.43 |
| | | 80 | 0.302 | 0.072 | 0.141 | 0.079 | 0.54 |
| 3/8 | 0.675 | 40 | 0.493 | 0.192 | 0.177 | 0.129 | 0.57 |
| | | 80 | 0.423 | 0.141 | 0.177 | 0.111 | 0.74 |
| 1/2 | 0.840 | 40 | 0.622 | 0.304 | 0.220 | 0.163 | 0.85 |
| | | 80 | 0.546 | 0.235 | 0.220 | 0.143 | 1.09 |
| 3/4 | 1.05 | 40 | 0.824 | 0.534 | 0.275 | 0.216 | 1.13 |
| | | 80 | 0.742 | 0.432 | 0.275 | 0.194 | 1.48 |
| 1 | 1.32 | 40 | 1.049 | 0.864 | 0.344 | 0.274 | 1.68 |
| | | 80 | 0.957 | 0.718 | 0.344 | 0.250 | 2.17 |
| 1 1/4 | 1.66 | 40 | 1.380 | 1.50 | 0.435 | 0.362 | 2.28 |
| | | 80 | 1.278 | 1.28 | 0.435 | 0.335 | 3.00 |
| 1 1/2 | 1.90 | 40 | 1.610 | 2.04 | 0.498 | 0.422 | 2.72 |
| | | 80 | 1.500 | 1.76 | 0.498 | 0.393 | 3.64 |
| 2 | 2.38 | 40 | 2.067 | 3.35 | 0.622 | 0.542 | 3.66 |
| | | 80 | 1.939 | 2.95 | 0.622 | 0.508 | 5.03 |
| 2 1/2 | 2.88 | 40 | 2.469 | 4.79 | 0.753 | 0.647 | 5.80 |
| | | 80 | 2.323 | 4.23 | 0.753 | 0.609 | 7.67 |
| 3 | 3.50 | 40 | 3.068 | 7.38 | 0.917 | 0.804 | 7.58 |
| | | 80 | 2.900 | 6.61 | 0.917 | 0.760 | 10.3 |
| 4 | 4.50 | 40 | 4.026 | 12.7 | 1.178 | 1.055 | 10.8 |
| | | 80 | 3.826 | 11.5 | 1.178 | 1.002 | 15.0 |
| 6 | 6.625 | 40 | 6.065 | 28.9 | 1.734 | 1.590 | 19.0 |
| | | 80 | 5.761 | 26.1 | 1.734 | 1.510 | 28.6 |
| 8 | 8.625 | 40 | 7.981 | 50.0 | 2.258 | 2.090 | 28.6 |
| | | 80 | 7.625 | 45.7 | 2.258 | 2.000 | 43.4 |
| 10 | 10.75 | 40 | 10.02 | 78.8 | 2.814 | 2.62 | 40.5 |
| | | 60 | 9.75 | 74.6 | 2.814 | 2.55 | 54.8 |
| 12 | 12.75 | 30 | 12.09 | 115 | 3.338 | 3.17 | 43.8 |
| 16 | 16.0 | 30 | 15.25 | 183 | 4.189 | 4.00 | 62.6 |
| 20 | 20.0 | 20 | 19.25 | 291 | 5.236 | 5.05 | 78.6 |
| 24 | 24.0 | 20 | 23.25 | 425 | 6.283 | 6.09 | 94.7 |

Dipilih :

1 1/2 NPS, Sch. No. 80

Diameter luar pipa (OD) = 1,90 in = 0,0483 m

Diameter dalam pipa (ID) = 1,50 in = 0,0381 m

Sehingga tinggi ruang kosong bawah :

$$H_2 = H_1 + H + OD \dots\dots\dots 50$$

$$= H_1 + (18 \text{ in} + 12 \text{ in})(0,0254 \text{ m/in}) + OD$$

$$= 0,49 \text{ m} + 0,76 \text{ m} + 0,05 \text{ m}$$

$$= 1,30 \text{ m}$$

Tinggi tray

Dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}
 H_3 &= (n \text{ tray} - 2) \text{ jarak antar tray} \dots\dots\dots 51 \\
 &= (29 - 2) 0,25 \text{ m} \\
 &= 6,75 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tinggi ruang kosong atas

Dirancang : Tinggi penyangga (H_4) = 1 m

Tinggi total

$$\begin{aligned}
 H_T &= 2 \text{ m} + 1,30 \text{ m} + 6,75 \text{ m} + 1 \text{ m} \\
 &= 11,05 \text{ m}
 \end{aligned}$$

17. Pressure Drop

Pressure drop dihitung menggunakan persamaan 13.2a Winkle, M. V. (1967) halaman 507 sebagai berikut :

$$\Delta H_T = h_o + \beta (h_w + h_{ow} + \frac{\Delta}{2}) + h_\tau \dots\dots\dots 52$$

Keterangan :

ΔH_T : *Pressure drop* total (m)

h_o : *Pressure drop* untuk mengatasi lubang *perforated*(m)

β : Faktor aerasi

h_w : Tinggi *weir* (m)

h_{ow} : Tinggi cairan di atas *weir* (m)

Δ : Kemiringan ketinggian cairan di atas *tray*

h_τ : *Pressure drop* untuk mengatasi tegangan permukaan (m)

Perhitungan *pressure drop* pada seksi *enriching* dievaluasi pada puncak menara, sedangkan untuk seksi *stripping* dievaluasi pada dasar menara.

a. Seksi *enriching*

Tekanan, P_T : 1,03 atm

Suhu uap, T_{dew} : 331,40 K

Suhu cair, T_{didih} : 330,28 K

1. *Pressure drop* untuk mengatasi lubang *perforated*

Dihitung menggunakan persamaan 13.16 Winkle, M. V. (1967), halaman 519 :

$$h_o = 0,186 \left(\frac{u_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{P_1} \dots\dots\dots 53$$

Keterangan :

h_o : *Pressure drop* untuk mengatasi lubang *perforated* (in)

u_h : Kecepatan linier uap melewati lubang *perforated* (ft/s)

C_o : Koefisien uap lewat lubang *perforated* (ft/s)

ρ_v : Rapat massa gas (kg/m³)

ρ_l : Rapat massa cair (kg/m³)

Diameter lubang perforated

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 726, ukuran lubang *perforated* berkisaran pada 2,5-12 mm, namun pada umumnya digunakan $do = 5 \text{ mm} = 0,1969 \text{ in}$.

Pitch

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 727, *pitch* berkisaran pada 2.do hingga 4.do. *Pitch* disusun secara triangular.

Dipilih *pitch* = 4.do, sehingga :

$$Do = 0,1969 \text{ in}$$

$$Pitch = 4 \cdot 0,1969 \text{ in}$$

$$= 0,7874 \text{ in}$$

Luas total

$$A_{\text{total}} = \frac{\pi D_t^2}{4} \dots\dots\dots 54$$

$$\begin{aligned} A_{\text{total}} &= \frac{3,14 \cdot 0,50 \text{ m}^2}{4} \\ &= 0,20 \text{ m}^2 \\ &= 302,49 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Luas aktif

$$\begin{aligned} A_a &= 80\% \cdot A_{\text{total}} \dots\dots\dots 55 \\ &= 80\% \cdot 0,20 \text{ m}^2 \\ &= 0,16 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas lubang perforated total

$$A_h = A_a \left(\frac{d_o}{\text{pitch}} \right)^2 \dots\dots\dots 56$$

$$\begin{aligned} A_h &= 0,16 \text{ m}^2 \left(\frac{0,1969 \text{ in}}{0,7874 \text{ in}} \right)^2 \\ &= 0,0098 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan linear uap melewati lubang perforated

$$u_h = \frac{Q_v}{A_h} \dots\dots\dots 57$$

$$\begin{aligned} u_h &= \frac{0,10 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,0098 \text{ m}^2} \\ &= 10,13 \frac{\text{m}}{\text{s}} \\ &= 33,25 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \end{aligned}$$

Koefisien *perforated* C_o diperoleh dengan bantuan fig. 13.18 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 729, yang ditunjukkan sebagai berikut :

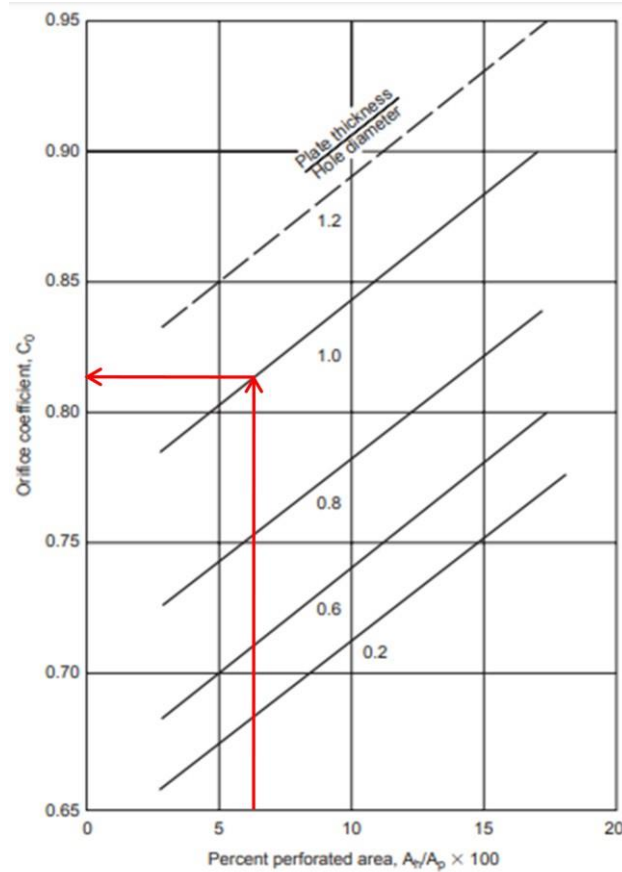


Figure 11.36. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson et al., 1957).

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 727, digunakan tebal plate = 5 mm.

$$\frac{\text{tebal plate}}{d_o} = \frac{5 \text{ mm}}{5 \text{ mm}} = 1$$

$$\frac{A_h}{A_a} \times 100\% = \frac{0,0098 \text{ m}^2}{0,16 \text{ m}^2} \times 100\% = 6,25\%$$

Sehingga diperoleh nilai $C_o = 0,81 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$.

$$h_o = 0,186 \left(\frac{33,25}{0,81 \frac{\text{ft}}{\text{s}}} \right) \frac{\text{m}^3}{747,53 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0,9051 \text{ in}$$

$$= 0,0230 \text{ m of liquid}$$

2. Pressure drop untuk mengatasi tinggi weir

Dihitung menggunakan persamaan 11.85 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 724 sebagai berikut :

$$h_{ow} = 0,750 \left(\frac{L}{\rho_l \cdot l_w} \right)^{\frac{2}{3}} \dots\dots\dots 58$$

Keterangan :

h_{ow} : Tinggi cairan di atas *weir*.

ρ_l : Rapat massa cairan (kg/m³)

l_w : Panjang *weir* (m)

Panjang weir

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 725, panjang *weir* pada umumnya berkisaran pada 0,6-0,85 dari diameter kolom (D_c), yang paling sering digunakan yaitu 0,77. Sehingga :

$$\begin{aligned} l_w &= 0,77 \cdot D_c \dots\dots\dots 59 \\ &= 0,77 \cdot 0,50 \text{ m} \\ &= 0,38 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{ow} &= 0,750 \left(\frac{0,10 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{747,53 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,38 \text{ m}} \right)^{\frac{2}{3}} \\ &= 0,0038 \text{ m of liquid} \end{aligned}$$

Tinggi weir (h_w)

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 725, tinggi *weir* berkisaran pada 40 mm hingga 90 mm. Dipilih tinggi *weir*, $h_w = 50 \text{ mm} = 0,05 \text{ m}$.

3. Faktor aerasi

Diperoleh dengan bantuan fig. 13.16. Winkle, M. V. (1967) halaman 516, yaitu grafik hubungan antara $u_v(\rho_v)^{0,5}$ dengan β , dimana :

u_v : Kecepatan supervisial uap (ft/s)

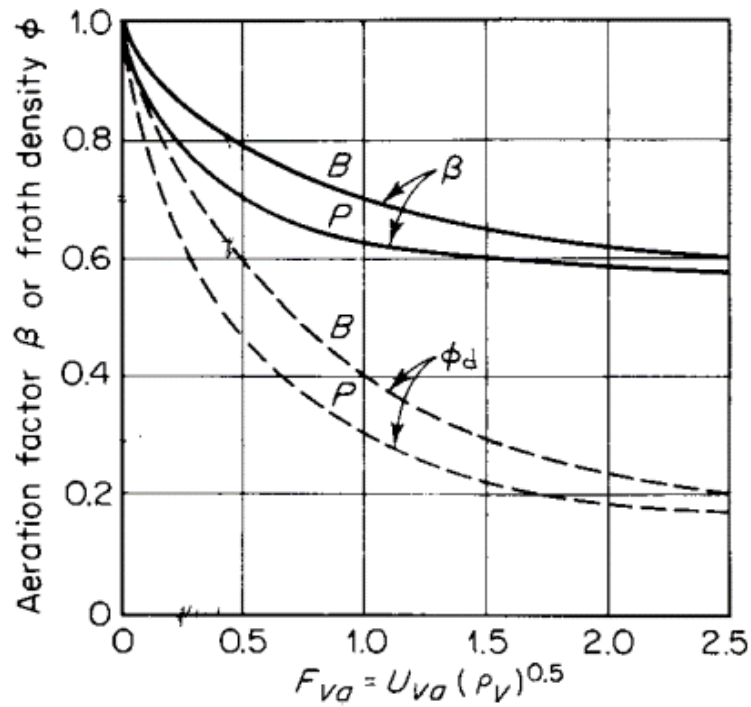
ρ_v : Rapat massa uap (lb/ft³)

Kecepatan supervisial uap

$$u_v = \frac{Q_{uap}}{A_{total}} \dots\dots\dots 60$$

$$\begin{aligned}
 u_v &= \frac{0,10 \frac{m^3}{s}}{0,20 \frac{m^2}{m}} \\
 &= 0,51 \frac{m}{s} \\
 &= 1,66 \frac{ft}{s} \\
 u_v(\rho_v)^{0,5} &= 1,66 \frac{ft}{s} (0,1358 \frac{lb}{ft^3})^{0,5} \\
 &= 0,61
 \end{aligned}$$

Sehingga dari fig. 13.16 diperoleh $\beta = 0,68$



4. Kemiringan ketinggian cairan di atas tray (Δ)

Kemiringan ketinggian cairan di atas tray dapat diabaikan, maka $\Delta = 0$.

5. Pressure drop untuk mengatasi tegangan muka

$$h_{\tau} = \frac{0,04 \tau}{\rho_l \cdot d_o} \dots\dots\dots 61$$

Keterangan :

h_{τ} : *Pressure drop* untuk mengatasi tegangan muka (in)

τ : Tegangan muka (dyne/cm)

ρ_l : Rapat massa cairan (lb/ft³)

d_o : Diameter lubang perforated

$$h_{\tau} = \frac{0,04 \cdot 19,26 \frac{\text{dyne}}{\text{cm}}}{46,67 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \cdot 0,1969 \text{ in}} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{\text{in}}$$

$$= 0,0021 \text{ m of liquid}$$

Total pressure drop

Total plate pressure drop :

$$\Delta H_T = 0,0230 \text{ m} + 0,68 (0,05 \text{ m} + 0,0038 \text{ m} + \frac{0}{2}) + 0,0021 \text{ m}$$

$$\Delta H_T = 0,0230 \text{ m} + 0,0365 \text{ m} + 0,0021 \text{ m}$$

$$\Delta H_T = 0,0618 \text{ m of liquid}$$

Sehingga total *pressure drop* pada seksi enriching dapat dihitung sebagai berikut :

$$\Delta P_T = \Delta H_T \cdot \rho_l \cdot g \dots\dots\dots 58$$

$$\Delta P_T = 0,0618 \text{ m} \cdot 747,53 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$= 452,40 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}^2}$$

$$= 0,0045 \text{ atm/tray}$$

$$\Delta P = \Delta P_T \times N_r$$

$$= 0,0045 \text{ atm/tray} \times 11 \text{ tray}$$

$$= 0,05 \text{ atm}$$

b. Seksi *stripping*Tekanan, P_T : 1,03 atmSuhu uap, T_{dew} : 373,83 KSuhu cair, T_{didih} : 373,77 K**1. *Pressure drop* untuk mengatasi lubang *perforated***

Dihitung menggunakan persamaan 13.16 Winkle, M. V. (1967), halaman 519 :

$$h_o = 0,186 \left(\frac{u_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_l}$$

Keterangan :

 h_o : *Pressure drop* untuk mengatasi lubang *perforated* (in) u_h : Kecepatan linier uap melewati lubang *perforated* (ft/s) C_o : Koefisien uap lewat lubang *perforated* (ft/s) ρ_v : Rapat massa gas (kg/m^3) ρ_l : Rapat massa cair (kg/m^3)***Diameter lubang perforated***

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 726, ukuran lubang *perforated* berkisaran pada 2,5-12 mm, namun pada umumnya digunakan $d_o = 5 \text{ mm} = 0,1969 \text{ in}$.

Pitch

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 727, *pitch* berkisaran pada 2. d_o hingga 4. d_o . *Pitch* disusun secara triangular.

Dipilih *pitch* = 4. d_o , sehingga :

$$D_o = 0,1969 \text{ in}$$

$$\textit{Pitch} = 4 \cdot 0,1969 \text{ in}$$

$$= 0,7874 \text{ in}$$

Luas total

$$A_{\text{total}} = \frac{\pi D_t^2}{4}$$

$$\begin{aligned}
 A_{\text{total}} &= \frac{3,14 \cdot 0,50 \text{ m}^2}{4} \\
 &= 0,20 \text{ m}^2 \\
 &= 302,49 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Luas aktif

$$\begin{aligned}
 A_a &= 80\% \cdot A_{\text{total}} \\
 &= 80\% \cdot 0,20 \text{ m}^2 \\
 &= 0,16 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Luas lubang perforated total

$$\begin{aligned}
 A_h &= A_a \left(\frac{d_o}{\text{pitch}} \right)^2 \\
 A_h &= 0,16 \text{ m}^2 \left(\frac{0,1969 \text{ in}}{0,7874 \text{ in}} \right)^2 \\
 &= 0,0098 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan linear uap melewati lubang perforated

$$\begin{aligned}
 u_h &= \frac{Q_v}{A_h} \\
 u_h &= \frac{0,11 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,0098 \text{ m}^2} \\
 &= 11,43 \frac{\text{m}}{\text{s}} \\
 &= 37,50 \frac{\text{ft}}{\text{s}}
 \end{aligned}$$

Koefisien *perforated* C_o diperoleh dengan bantuan fig. 13.18 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 729, yang ditunjukkan sebagai berikut :

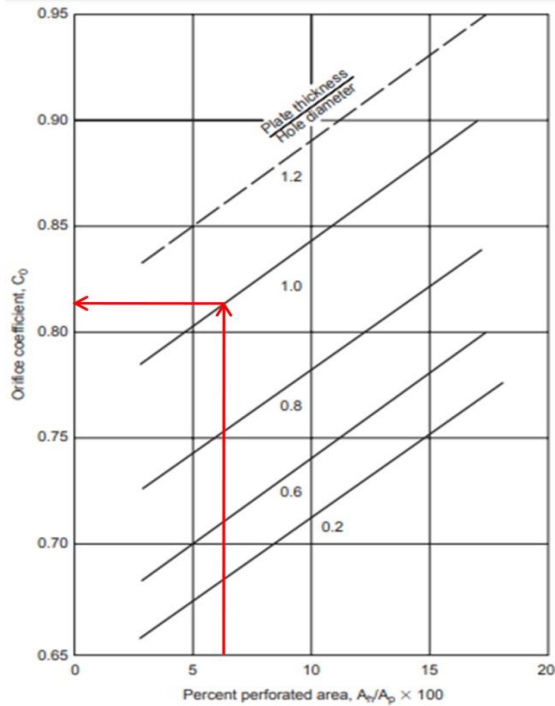


Figure 11.36. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson et al., 1957).

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 727, digunakan tebal plate = 5 mm.

$$\frac{\text{tebal plate}}{d_o} = \frac{5 \text{ mm}}{5 \text{ mm}} = 1$$

$$\frac{A_h}{A_a} \times 100\% = \frac{0,0098 \text{ m}^2}{0,16 \text{ m}^2} \times 100\% = 6,25\%$$

Sehingga diperoleh nilai $C_o = 0,81 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$.

$$h_o = 0,186 \left(\frac{37,50 \text{ s}}{0,81 \frac{\text{ft}}{\text{s}}} \right) \frac{\text{m}^3}{953,49 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0,2514 \text{ in}$$

$$= 0,0064 \text{ m of liquid}$$

2. Pressure drop untuk mengatasi tinggi weir

Dihitung menggunakan persamaan 11.85 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 724 sebagai berikut :

$$h_{ow} = 0,750 \left(\frac{L}{\rho_l \cdot l_w} \right)^{\frac{2}{3}}$$

Keterangan :

h_{ow} : Tinggi cairan di atas *weir*

L : Kecepatan massa cairan (kg/s)

ρ_l : Rapat massa cairan (kg/m³)

l_w : Panjang *weir* (m)

Panjang *weir*

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 725, panjang *weir* pada umumnya berkisaran pada 0,6-0,85 dari diameter kolom (D_c), yang paling sering digunakan yaitu 0,77. Sehingga :

$$\begin{aligned} l_w &= 0,77 \cdot D_c \\ &= 0,77 \cdot 0,50 \text{ m} \\ &= 0,38 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{ow} &= 0,750 \left(\frac{0,21 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{953,49 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,38 \text{ m}} \right)^{\frac{2}{3}} \\ &= 0,0052 \text{ m of liquid} \end{aligned}$$

Tinggi *weir* (h_w)

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 725, tinggi *weir* berkisaran pada 40 mm hingga 90 mm. Dipilih tinggi *weir*, $h_w = 50 \text{ mm} = 0,05 \text{ m}$.

3. Faktor aerasi

Diperoleh dengan bantuan fig. 13.16. Winkle, M. V. (1967) halaman 516, yaitu grafik hubungan antara $u_v(\rho_v)^{0,5}$ dengan β , dimana :

u_v : Kecepatan supervisial uap (ft/s)

ρ_v : Rapat massa uap (lb/ft³)

Kecepatan supervisial uap

$$u_v = \frac{Q_{uap}}{A_{total}}$$

$$u_v = \frac{0,11 \frac{m^3}{s}}{0,20 \frac{m^2}{m}}$$

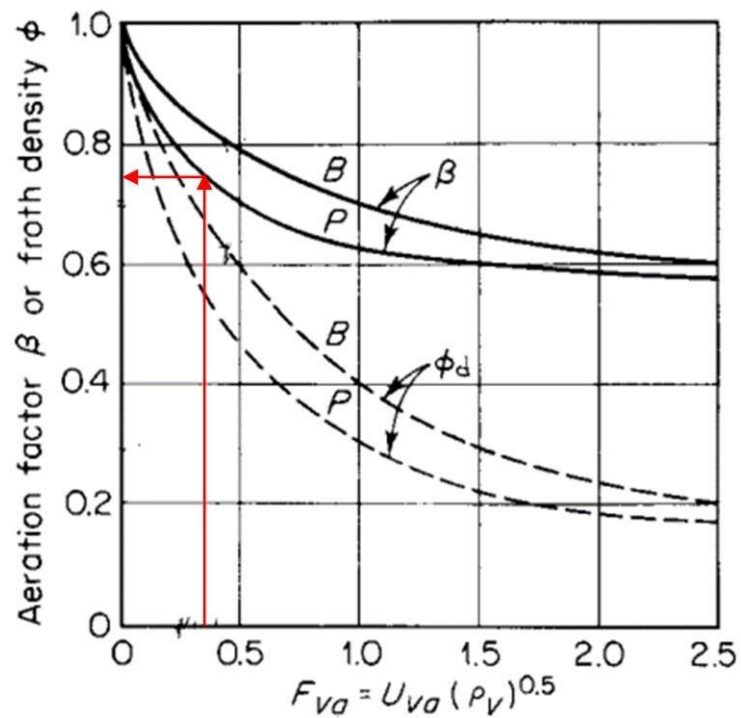
$$= 0,57 \frac{m}{s}$$

$$= 1,88 \frac{ft}{s}$$

$$u_v(\rho_v)^{0,5} = 1,88 \frac{ft}{s} (0,0378 \frac{lb}{ft^3})^{0,5}$$

$$= 0,36$$

Sehingga dari fig. 13.16 diperoleh $\beta = 0,77$



4. Kemiringan ketinggian cairan di atas tray (Δ)

Kemiringan ketinggian cairan di atas tray dapat diabaikan, maka $\Delta = 0$.

5. Pressure drop untuk mengatasi tegangan muka

$$h_{\tau} = \frac{0,04 \tau}{\rho_l \cdot d_o}$$

Keterangan :

h_{τ} : *Pressure drop* untuk mengatasi tegangan muka (in)

τ : Tegangan muka (dyne/cm)

ρ_l : Rapat massa cairan (lb/ft³)

d_o : Diameter lubang perforated

$$h_{\tau} = \frac{0,04 \cdot 58,00 \frac{\text{dyne}}{\text{cm}}}{59,52 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \cdot 0,1969 \text{ in}} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{\text{in}}$$

$$= 0,0050 \text{ m of liquid}$$

Total pressure drop

Total plate pressure drop :

$$\Delta H_T = 0,0064 \text{ m} + 0,77 (0,05 \text{ m} + 0,0052 \text{ m} + \frac{0}{2}) + 0,0050 \text{ m}$$

$$\Delta H_T = 0,0064 \text{ m} + 0,0422 \text{ m} + 0,0050 \text{ m}$$

$$\Delta H_T = 0,0536 \text{ m of liquid}$$

Sehingga total *pressure drop* pada seksi *stripping* dapat dihitung sebagai berikut :

$$\Delta P_T = \Delta H_T \cdot \rho_l \cdot g \dots\dots\dots 58$$

$$\Delta P_T = 0,0536 \text{ m} \cdot 953,49 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$= 501,42 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}^2}$$

$$= 0,0049 \text{ atm/tray}$$

$$\Delta P = \Delta P_T \times N_r$$

$$= 0,0049 \text{ atm/tray} \times 18 \text{ tray}$$

$$= 0,09 \text{ atm}$$

Sehingga diperoleh :

Tekanan puncak menara = 1,03 atm

Tekanan umpan menara = Tekanan puncak menara + *pressure drop enriching*

$$= 1,03 \text{ atm} + 0,04 \text{ atm}$$

$$= 1,07 \text{ atm}$$

Tekanan dasar menara = Tekanan umpan menara + *pressure drop stripping*

$$= 1,07 \text{ atm} + 0,09 \text{ atm}$$

$$= 1,16$$

18. Korelasi Kondisi Operasi

a. Kondisi operasi puncak menara

Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel sampai diperoleh $\sum x_i = \sum y_i/K_i = 1$.

$$P = 1,03 \text{ atm} = 779,10 \text{ mmHg}$$

$$T = 58,40^\circ\text{C} = 331,40 \text{ K}$$

Tabel 25. Korelasi kondisi operasi puncak menara

| Komponen | kmol/jam | yi | Pi | Ki | xi = yi/Ki | $\alpha=K_i/K_{hk}$ |
|------------------------------------|-------------|---------------|--------|------|-------------|---------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 6,87 | 0,9904 | 815,91 | 1,05 | 0,9457 | 5,92 |
| H ₂ O | 0,06 | 0,0096 | 137,91 | 0,18 | 0,0543 | 1,00 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,00 | 0,0000 | 4,75 | 0,01 | 0,0000 | 0,03 |
| Total | 6,93 | 1,0000 | | | 1,00 | |

b. Kondisi operasi umpan

Berdasarkan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel, diperoleh kondisi operasi sebagai berikut :

$$P = 1,07 \text{ atm} = 816,43 \text{ mmHg}$$

$$T = 89,17^\circ\text{C} = 362,17 \text{ K}$$

Tabel 26. Korelasi kondisi operasi umpan

| Komponen | kmol/jam | xi | Pi | Ki | yi = xi.Ki | $\alpha=K_i/K_{hk}$ |
|------------------------------------|--------------|---------------|---------|------|---------------|---------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 6,89 | 0,1962 | 2087,08 | 2,56 | 0,5015 | 4,12 |
| H ₂ O | 28,22 | 0,8033 | 506,63 | 0,62 | 0,4985 | 1,00 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,02 | 0,0005 | 24,44 | 0,03 | 0,0000 | 0,05 |
| Total | 35,13 | 1,0000 | | | 1,0000 | |

c. Kondisi operasi dasar menara

Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel sampai diperoleh $\sum y_i = K_i \cdot \sum x_i = 1$.

$$P = 1,16 \text{ atm} = 884,12 \text{ mmHg}$$

$$T = 104,43^\circ\text{C} = 377,43 \text{ K}$$

Tabel 27. Korelasi kondisi operasi dasar menara

| Komponen | kmol/jam | y_i | P_i | K_i | $x_i = y_i/K_i$ | $\alpha = K_i/K_{hk}$ |
|---------------------------------|--------------|---------------|---------|-------|-----------------|-----------------------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 0,02 | 0,0007 | 3120,39 | 3,53 | 0,0026 | 3,53 |
| H_2O | 28,16 | 0,9986 | 883,04 | 1,00 | 0,9974 | 1,00 |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 0,02 | 0,0007 | 49,23 | 0,06 | 0,0000 | 0,07 |
| Total | 28,20 | 1,0000 | | | 1,0000 | |

KESIMPULAN MENARA DISTILASI (MD-02)

Fungsi : Memisahkan Aseton dan Air sebagai *Recycle*

Jenis : *Sieve Tray Distillation Tower*

Kondisi Operasi

Puncak Menara

Tekanan = 1,03 atm

Suhu umpan = 58,40°C

Umpan

Tekanan = 1,07 atm

Suhu umpan = 89,17°C

Dasar Menara

Tekanan = 1,16 atm

Suhu umpan = 104,43°C

Jumlah *plate* minimum = 8 *plate*

Refluk minimum = 0,75

Refluk operasi = 0,93

Jumlah *plate* ideal = 18 *plate*

Jumlah *plate* aktual = 29 *plate*

Letak *plate* umpan = 11 dari atas menara

Diameter menara = 0,50 m

Tinggi menara = 11,04 m

Bahan Konstruksi = *Carbon Steel*

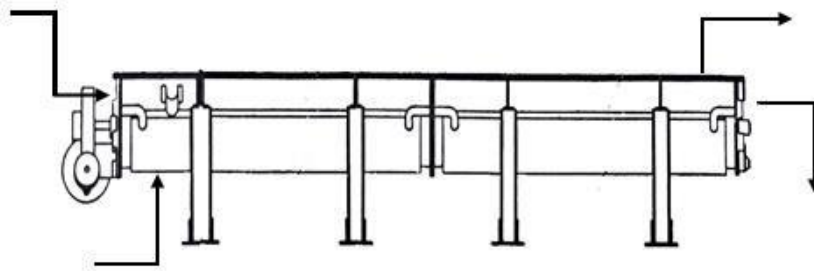
KRISTALIZER (KR-01)

Tugas : Megkristalkan $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ menjadi padatan kristal

Jenis : *Circulating Liquor Crystalizer tipe Swenson Walker*

Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm

Suhu : 153,55°C



1. Neraca Massa di Sekitar Kristalizer

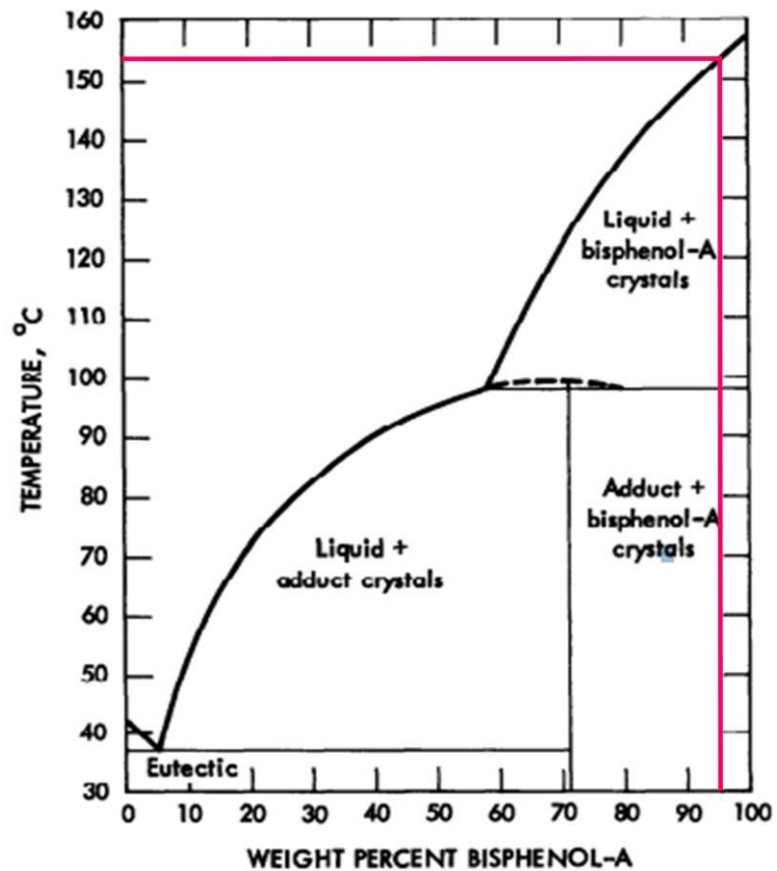
a. Umpan masuk kristalizer

Tabel 1. Data umpan masuk kristalizer (arus 9)

| Komponen | Aliran Input Arus 9 | |
|--|---------------------|---------------|
| | Kg/jam | Kmol/jam |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 25500,77 | 270,97 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ (l) | 6604,00 | 28,93 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ (s) | 0,00 | 0,00 |
| Total | 32104,77 | 299,90 |

b. Hasil keluaran kristalizer

Berdasarkan diagram *melting point* $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$, diperoleh $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ yang terbentuk menjadi kristal sebanyak 95%, yang ditunjukkan sebagai berikut :



(Kosaka, Y., dan Sinclair, K., B., 1982)

Tabel 2. Data hasil keluaran kristalizer (arus 22)

| Komponen | Aliran Keluar Arus 22 | |
|-----------------------------|-----------------------|---------------|
| | Kg/jam | Kmol/jam |
| C_6H_5OH | 25500,77 | 270,97 |
| $(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2 (l)$ | 330,20 | 1,45 |
| $(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2 (s)$ | 6273,80 | 27,48 |
| Total | 32104,77 | 299,90 |

2. Neraca Panas

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data kapasitas panas masing-masing komponen dengan satuan KJ/(Kmol.K) sebagai berikut :

Tabel 3. Data kapasitas panas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|--|----------|------------|-------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 38,622 | 1,0983E-00 | -2,4897E-03 | 2,2802E-06 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -113,816 | 3,2404E-00 | -5,9001E-03 | 4,1160E-06 |

Tabel 4. Data kapasitas panas (CH₃)₂C(C₆H₄OH)₂ fase padat

| Komponen | A | B | C |
|--|---------|------------|------------|
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -66,460 | 1,2504E+00 | 0,0000E+00 |

a. Entalpi umpan masuk kristalizer (arus 9)

$$\text{Suhu umpan} = 153,48^{\circ}\text{C} = 426,48 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\Delta H_{\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}} = \int_{426,48}^{298} C_{p_{\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}}} dT \dots\dots\dots 1$$

$$= \int_{426,48}^{298} (38,622 + 1,0983 T - 2,4897 \times 10^{-3} T^2 + 2,2802 \times 10^{-6} T^3) dT$$

$$= \left[(38,622)T + \left(\frac{1,0983}{2}\right)T^2 - \left(\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3}\right)T^3 + \left(\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4}\right)T^4 \right]_{426,48}^{298}$$

$$= \left[38,622(298 - 426,48) \right] + \left[\frac{1,0983}{2} (298^2 - 426,48^2) \right] - \left[\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3} (298^3 - 426,48^3) \right] + \left[\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4} (298^4 - 426,48^4) \right]$$

$$= -28027,57 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2 (l)} = \int_{298}^{426,48} C_{p_{(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2}} dT \dots\dots\dots 2$$

$$= \int_{298}^{426,48} (-113,816 + 3,2404 T - 5,9001 \times 10^{-3} T^2 + 4,1160 \times 10^{-6} T^3) dT$$

$$= \left[(-113,816)T + \left(\frac{3,2404}{2}\right)T^2 - \left(\frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3}\right)T^3 + \left(\frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4}\right)T^4 \right]_{298}^{426,48}$$

$$= \left[-113,816(426,48 - 298) \right] + \left[\frac{3,2404}{2} (426,48^2 - 298^2) \right] - \left[\frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3} (426,48^3 - 298^3) \right] + \left[\frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4} (426,48^4 - 298^4) \right]$$

$$= -61602,96 \text{ kJ/kmol}$$

Tabel 5. Data entalpi masing-masing komponen umpan masuk kristalizer

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|--|---------------|-------------------|--------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 270,93 | -28027,57 | -7594567,33 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | 28,93 | -61602,96 | -1782055,27 |
| Total | 299,86 | | -9376622,60 |

Panas masuk (H9) = -9376622,60 kJ/jam

b. Entalpi keluaran kristalizer (arus 22)

Suhu aliran keluar = 153,55°C = 426,55 K

Suhu referensi = 25°C = 298 K

$$\begin{aligned} \Delta H_{C_6H_5OH} &= \int_{298}^{426,55} C_{p,C_6H_5OH} dT \dots\dots\dots 3 \\ &= \int_{298}^{426,55} (38,622 + 1,0983 T - 2,4897 \times 10^{-3} T^2 + 2,2802 \times 10^{-6} T^3) dT \\ &= \left[(38,622)T + \left(\frac{1,0983}{2}\right)T^2 - \left(\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3}\right)T^3 + \left(\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4}\right)T^4 \right]_{298}^{426,55} \\ &= \left[38,622(426,55 - 298) + \frac{1,0983}{2} (426,55^2 - 298^2) - \frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3} (426,55^3 - 298^3) + \frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4} (426,55^4 - 298^4) \right] \\ &= 28042,30 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2 (l)} &= \int_{298}^{426,55} C_{p,(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2} dT \dots\dots\dots 4 \\ &= \int_{298}^{426,55} (-113,816 + 3,2404 T - 5,9001 \times 10^{-3} T^2 + 4,1160 \times 10^{-6} T^3) dT \\ &= \left[(-113,816)T + \left(\frac{3,2404}{2}\right)T^2 - \left(\frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3}\right)T^3 + \left(\frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4}\right)T^4 \right]_{298}^{426,55} \\ &= \left[-113,816(426,55 - 298) + \frac{3,2404}{2} (426,55^2 - 298^2) - \frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3} (426,55^3 - 298^3) + \frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4} (426,55^4 - 298^4) \right] \\ &= 61635,74 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2 (s)} &= \int_{298}^{426,55} C_{p,(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2} dT \dots\dots\dots 5 \\ &= \int_{298}^{426,55} (-66,460 + 1,2504 T) dT \\ &= \left[(-66,460)T + \left(\frac{1,2504}{2}\right)T^2 \right]_{298}^{426,55} \end{aligned}$$

$$= [-66,4606(426,55-298)] + \left[\frac{1,2504}{2} (426,55^2 - 298^2) \right]$$

$$= 49686,14 \text{ kJ/kmol}$$

Tabel 6. Data entalpi masing-masing komponen keluaran kristalizer

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|--|---------------|-------------------|-------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 270,97 | 28042,30 | 7598557,93 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | 1,45 | 61635,74 | 89150,17 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (s) | 27,48 | 49686,14 | 1365458,34 |
| Total | 299,90 | | 9053166,44 |

Panas keluar bawah (H22) = 9052311,52 kJ/jam

c. Panas pengkristalan

$$m = 6273,80 \text{ kg/jam}$$

$$H_c = -128,284 \text{ kJ/kg} \quad (\text{Kosaka, Y. dan Sinclair, K. B. 1982})$$

$$Q_f = m \times H_f \dots\dots\dots 6$$

$$= 6273,80 \text{ kg/jam} \times -128,284 \text{ kJ/kg}$$

$$= -804827,12 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{\text{masuk}} + Q_f = Q_{\text{keluar}} + Q_{\text{beban}} \dots\dots\dots 7$$

$$Q_{\text{beban}} = Q_{\text{masuk}} + Q_f - Q_{\text{keluar}} \dots\dots\dots 8$$

$$= [-9343873,97 + (-804827,12) - 9052311,52] \text{ kJ/jam}$$

$$= 1096389,57 \text{ kJ/jam}$$

Sehingga neraca panas di sekitar *melter tank* sebagai berikut :

Tabel 8. Neraca panas di sekitar *melter tank*

| | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|--------------|---------------------|--------------------|
| H9 | -9376622,60 | |
| H22 | | 9053166,44 |
| Qc | -804827,12 | |
| Q3 | | 1128283,28 |
| Total | -10181449,72 | 10181449,72 |

3. Densitas

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 9. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|--|---------|---------|---------|--------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,33722 | 0,28100 | 0,28571 | 849,00 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 9$$

Keterangan :

P : Viskositas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis [K]

a. Densitas umpan masuk kristalizer

Tabel 10. Data densitas masing-masing komponen umpan kristalizer

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ (kg/l) | x _F x ρ |
|--|-----------------|----------------|----------|--------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 25500,77 | 0,79 | 0,9562 | 0,7595 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | 6604,00 | 0,21 | 0,9540 | 0,1962 |
| Total | 32105,77 | 1,00 | | 0,9557 |

Sehingga diperoleh densitas campuran umpan, $\rho_{in} = 955,70 \text{ kg/m}^3$

b. Densitas keluaran kristalizer

Tabel 11. Data densitas masing-masing komponen keluaran kristalizer

| Komponen | Kg/jam | x _F | P (kg/l) | x _F x ρ |
|--|-----------------|----------------|----------|--------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 25497,89 | 0,79 | 0,9561 | 0,7595 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | 330,20 | 0,01 | 0,9540 | 0,0098 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (s) | 6273,80 | 0,20 | 0,9540 | 0,1864 |
| Total | 32101,89 | 1,00 | | 0,9557 |

Sehingga diperoleh densitas campuran umpan, $\rho_{out} = 955,70 \text{ kg/m}^3$

4. Kinetika kristalisasi

Kinetika kristalisasi diperlukan dalam perancangan kristalizer yang bertujuan untuk mengetahui distribusi ukuran kristal atau *Crystallization Size Distribution* (CSD). CSD dapat diprediksi melalui kombinasi kinetika kristalisasi dan waktu pengkristalan yang menentukan jumlah dan ukuran kristal yang akan terbentuk. Mekanisme kristalisasi terdiri dari dua tahap, yaitu nukleasi dan pertumbuhan kristal. Potensial pendorong untuk kedua tahap itu adalah kelewatjenuhan dan supersaturasi. Baik nukleasi maupun pertumbuhan kristal tidak dapat berlangsung di dalam larutan jenuh atau tidak jenuh. Data kristalisasi (*growth and nucleation rate*) diperlukan pada perancangan kristalizer dapat diukur pada MSMPR (*Mixed Suspension, Mixed Product Removal*) kristalizer yang dioperasikan secara kontinyu pada keadaan *steady state* dengan asumsi :

- Belum ada kristal yang terbentuk pada umpan masuk
- Kristal yang terbentuk pada proses kristalisasi berukuran seragam
- Tidak ada kristal yang rusak selama proses kristalisasi berlangsung.

Hubungan antara laju pertumbuhan kristal dan laju nukleasi dinyatakan dalam persamaan 6.86, Mullin, 2001, halaman 250 :

$$B = n_0 \times G \dots\dots\dots 10$$

Keterangan :

B : Laju nukleasi (jumlah kristal/cm³.jam)

n₀ : Laju pertumbuhan kristal (cm³/jam)

G : Densitas populasi inti pada saat ukuran kristal = 0

Sedangkan *Crystal Size Distribution* (CSD) dapat dihitung menggunakan persamaan 6.79, Mullin, 2001, halaman 249 :

$$n = n_0 \exp \left(-\frac{L}{G.t} \right) \dots\dots\dots 11$$

$$\ln n = \ln(n_0) + \ln \left(\exp \left(-\frac{L}{G.t} \right) \right)$$

$$\ln n = \ln(n_0) + \left(-\frac{L}{G.t} \right)$$

$$\ln n = \ln(n_0) - \left(\frac{1}{G.t}\right)L \dots\dots\dots 12$$

Sehingga persamaan liniernya adalah : $y = a - bx$

Dari persamaan di atas, dengan memplotkan $\ln(n_0)$ vs L , akan diperoleh sebuah garis lurus dengan slope $-(G.t)^{-1}$ dan intersep $\ln(n_0)$.

Populasi densitas dapat dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$n = \frac{\rho_s}{\rho_c \cdot F_v \cdot L^3} \dots\dots\dots 13$$

Keterangan :

P_s : Densitas *slurry* = 955,6 kg/m³

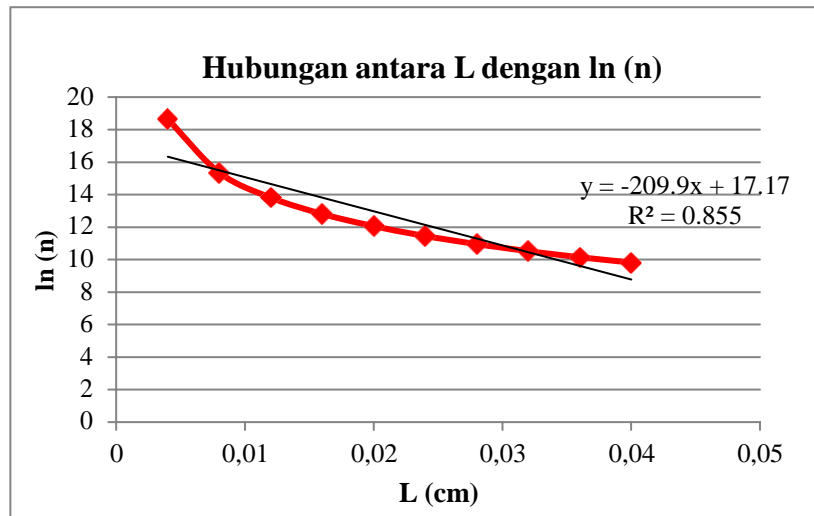
P_c : Densitas kristal = 954 kg/m³

F_v : *Shape factor* = 1

L : Panjang kristal

Tabel 12. Tabel hubungan antara L dengan $\ln(n)$

| L (cm) | L_{rata-rata} | L_{rata-rata}³ | n (/cm³) | ln (n) |
|---------------|------------------------------|--|----------------------------|---------------|
| 0,000 | | | | |
| 0,004 | 0,002 | 8,00E-09 | 1,25E+08 | 18,65 |
| 0,008 | 0,006 | 2,16E-07 | 4,64E+06 | 15,35 |
| 0,012 | 0,010 | 1,00E-06 | 1,00E+06 | 13,82 |
| 0,016 | 0,014 | 2,74E-06 | 3,65E+05 | 12,81 |
| 0,020 | 0,018 | 5,83E-06 | 1,72E+04 | 12,05 |
| 0,024 | 0,022 | 1,06E-05 | 9,41E+04 | 11,45 |
| 0,028 | 0,026 | 1,76E-05 | 5,70E+04 | 10,95 |
| 0,032 | 0,030 | 2,70E-05 | 3,71E+04 | 10,52 |
| 0,36 | 0,034 | 3,93E-05 | 2,55E+04 | 10,15 |
| 0,04 | 0,038 | 5,49E-05 | 1,83E+04 | 9,81 |



Dari grafik di atas diperoleh :

$$\text{Slope } \left(\frac{1}{G \cdot t}\right) = -209,9$$

$$\ln(n_0) = 17,17$$

$$n_0 = 2,86 \times 10^7 / \text{cm} \cdot \text{cm}^3$$

Diinginkan waktu tinggal dalam kristalizer 10 menit, atau :

$$t = 0,167 \text{ menit}$$

Sehingga :

$$G = 2,86 \times 10^{-2} \text{ cm/jam}$$

$$= 7,94 \times 10^{-8} \text{ m/s}$$

Sehingga laju nukleasi :

$$B = 2,86 \times 10^7 / \text{cm} \cdot \text{cm}^3 \times 2,86 \times 10^{-2} \text{ cm/jam}$$

$$= 8,18 \times 10^5 / \text{cm}^3 \cdot \text{jam}$$

5. Volume Kristalizer

$$q_{\text{in}} = \frac{\text{Kecepatan massa umpan}}{\rho_{\text{in}}} \dots\dots\dots 14$$

$$= \frac{32104,77 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{955,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 33,59 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

Sehingga volume evaporator dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{cairan}} &= q \times t \dots\dots\dots 15 \\
 &= 33,59 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,1667 \text{ jam} \\
 &= 5,60 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume tangki dirancang *over design* sebanyak 20% dari volume cairan, sehingga :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tangki}} &= 120\% \cdot V_{\text{cairan total}} \dots\dots\dots 16 \\
 &= 120\% \cdot 5,60 \text{ m}^3 \\
 &= 6,72 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

6. Dimensi Kristalizer

Berdasarkan Hugot, E., 1986, halaman 744, diketahui panjang kristalizer 3-3,5 kali diameter kristalizer. Dipilih $H = 3 D$. Volume kristalizer dihitung berdasarkan persamaan 34.7 Hugot, E., 1986, halaman 733 sebagai berikut :

$$V_{\text{CR}} = \frac{\pi}{8} D^2 \cdot L + \frac{D^2}{2} L \dots\dots\dots 17$$

$$V_{\text{CR}} = \frac{\pi}{8} D^2 \cdot 3D + \frac{D^2}{2} 3D$$

$$6,72 \text{ m}^3 = 2,68 D^3$$

$$D^3 = 2,51$$

$$D = 1,36 \text{ m}$$

$$L = 4,08 \text{ m} = 13,37 \text{ ft}$$

Panjang kristalizer standar yang digunakan yaitu 10 ft, sehingga jumlah kristalizer yang digunakan adalah 2 buah.

7. Jumlah pendingin

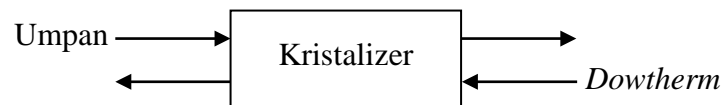
$$m = \frac{Q_3}{C_p \cdot dT} \dots\dots\dots 18$$

$$C_p \cdot dT = 13,60 \text{ kJ/Kg} \qquad \qquad \qquad [\text{Moore, R. L. (210)}]$$

$$m = \frac{1128283,28 \text{ kJ/jam}}{109,64 \text{ kJ/Kg}} \\ = 13496,73 \text{ Kg/jam}$$

8. Perancangan Pendingin

Menentukan ΔT_{LMTD}



➤ Fluida panas (Dowtherm)

$$\text{Suhu masuk } (T_1) = 153,48^\circ\text{C} = 308,27^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar } (T_2) = 153,55^\circ\text{C} = 308,38^\circ\text{F}$$

➤ Fluida dingin (*liquid*)

$$\text{Suhu masuk } (t_1) = 30^\circ\text{C} = 303^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar } (t_2) = 50^\circ\text{C} = 323^\circ\text{F}$$

ΔT_{LMTD} dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} \dots\dots\dots 19 \\ = \frac{(308,27 - 323)^\circ\text{F} - (308,38 - 303)^\circ\text{F}}{\ln \frac{(308,27 - 323)^\circ\text{F}}{(308,38 - 303)^\circ\text{F}}} \\ = \frac{-36,11^\circ\text{F}}{-0,18} \\ = 203,79^\circ\text{F}$$

Menentukan luas transfer panas

Karena fluida panas memiliki viskositas campuran lebih dari 1 cP, maka dapat disebut sebagai *heavy organic*. Berdasarkan tabel 8 Kern, D.Q. (1983) halaman 840, untuk *cold fluid* berupa air dan *hot fluid* berupa *heavy organic* diperoleh $U_d = 5-75 \text{ BTU}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F})$

Dipilih $U_d = 75 \text{ BTU}/(\text{jam Ft}^2)$

$$Q_3 = 1069406,16 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}}$$

$$Q_3 = U_d \cdot A \cdot \Delta T_{\text{LMTD}} \dots \dots \dots 20$$

Sehingga luas transfer panas dapat dihitung sebagai berikut :

$$A = \frac{Q_3}{U_d \cdot \Delta T_{\text{LMTD}}} \dots \dots \dots 21$$

$$= \frac{1069406,16 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}}}{75 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 203,40^\circ\text{F}}$$

$$= 69,97 \text{ ft}^2$$

Luas permukaan kristalizer

Luas permukaan kristalizer dihitung menggunakan persamaan 34.6 Hugot, E., 1986, halaman 732 :

$$A_{\text{CR}} = D^2 \left(1 + \frac{\pi}{4}\right) \left(1 + 2 \frac{L}{D}\right) \dots \dots \dots 22$$

$$= (1,36 \text{ m})^2 \left(1 + \frac{3,14}{4}\right) (1 + 2 \times 3)$$

$$= 23,07 \text{ m}^2$$

$$= 248,37 \text{ ft}^2$$

Kecepatan volumetric pendingin

$$q_d = \frac{\text{Kecepatan massa pendingin}}{\rho_d} \dots \dots \dots 23$$

$$= \frac{13496,73 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1044,30 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 12,92 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

Volume jaket

$$\begin{aligned}
 V_{\text{jaket}} &= q_d \times t \dots\dots\dots 24 \\
 &= 12,92 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 0,17 \text{ jam} \\
 &= 2,15 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Diameter luar kristalizer (Do)

$$\begin{aligned}
 V_{\text{jaket}} &= \frac{\pi}{4} L (D_o^2 - D_i^2) \dots\dots\dots 25 \\
 2,15 \text{ m}^3 &= \frac{\pi}{4} 4,08 \text{ m} (D_o^2 - (1,36 \text{ m})^2) \\
 0,67 \text{ m}^2 &= D_o^2 - 1,85 \text{ m}^2 \\
 D_o^2 &= 2,50 \text{ m}^2 \\
 D_o &= 1,59 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal jaket

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal jaket} &= D_o - D_i \dots\dots\dots 26 \\
 &= 1,59 \text{ m} - 1,36 \text{ m} \\
 &= 0,23 \text{ m}
 \end{aligned}$$

9. Perancangan Pipa**a. Umpan masuk**

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{in}} &= 955,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \\
 &= 59,67 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \\
 q_{\text{in}} &= 33,59 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \\
 &= 0,33 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}
 \end{aligned}$$

Diameter pipa koil dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M. (1990) halaman 100, sebagai berikut :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \dots \dots \dots 27$$

$$= 3,9 \cdot \left(0,33 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}\right)^{0,45} \cdot \left(59,67 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13}$$

$$= 4,03 \text{ in}$$

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

| Nominal pipe size, IPS, in. | OD, in. | Schedule No. | ID, in. | Flow area per pipe, in. ² | Surface per lin ft, ft. ² /ft. | | Weight per lin ft, lb steel |
|-----------------------------|---------|--------------|---------|--------------------------------------|---|--------|-----------------------------|
| | | | | | Outside | Inside | |
| ¼ | 0.405 | 40* | 0.269 | 0.058 | 0.106 | 0.070 | 0.25 |
| | | 80† | 0.215 | 0.036 | | | |
| ¼ | 0.540 | 40* | 0.364 | 0.104 | 0.141 | 0.095 | 0.43 |
| | | 80† | 0.302 | 0.072 | | | |
| ¾ | 0.675 | 40* | 0.493 | 0.192 | 0.177 | 0.129 | 0.57 |
| | | 80† | 0.423 | 0.141 | | | |
| ½ | 0.840 | 40* | 0.622 | 0.304 | 0.220 | 0.163 | 0.85 |
| | | 80† | 0.546 | 0.235 | | | |
| ¾ | 1.05 | 40* | 0.824 | 0.534 | 0.275 | 0.216 | 1.13 |
| | | 80† | 0.742 | 0.432 | | | |
| 1 | 1.32 | 40* | 1.049 | 0.864 | 0.344 | 0.274 | 1.68 |
| | | 80† | 0.957 | 0.718 | | | |
| 1¼ | 1.66 | 40* | 1.380 | 1.50 | 0.435 | 0.362 | 2.28 |
| | | 80† | 1.278 | 1.28 | | | |
| 1½ | 1.90 | 40* | 1.610 | 2.04 | 0.498 | 0.422 | 2.72 |
| | | 80† | 1.500 | 1.76 | | | |
| 2 | 2.38 | 40* | 2.067 | 3.35 | 0.622 | 0.542 | 3.66 |
| | | 80† | 1.939 | 2.95 | | | |
| 2½ | 2.88 | 40* | 2.469 | 4.79 | 0.753 | 0.647 | 5.80 |
| | | 80† | 2.323 | 4.23 | | | |
| 3 | 3.50 | 40* | 3.068 | 7.38 | 0.917 | 0.804 | 7.58 |
| | | 80† | 2.900 | 6.61 | | | |
| 4 | 4.50 | 40* | 4.026 | 12.7 | 1.178 | 1.055 | 10.8 |
| | | 80† | 3.826 | 11.5 | | | |
| 6 | 6.625 | 40* | 6.065 | 28.9 | 1.734 | 1.590 | 19.0 |
| | | 80† | 5.761 | 26.1 | | | |
| 8 | 8.625 | 40* | 7.981 | 50.0 | 2.258 | 2.090 | 28.6 |
| | | 80† | 7.625 | 45.7 | | | |
| 10 | 10.75 | 40* | 10.02 | 78.8 | 2.814 | 2.62 | 40.5 |
| | | 60 | 9.75 | 74.6 | | | |
| 12 | 12.75 | 30 | 12.09 | 115 | 3.338 | 3.17 | 43.8 |
| 14 | 14.0 | 30 | 13.25 | 138 | 3.665 | 3.47 | 54.6 |
| 16 | 16.0 | 30 | 15.25 | 183 | 4.189 | 4.00 | 62.6 |
| 18 | 18.0 | 20† | 17.25 | 234 | 4.712 | 4.52 | 72.7 |
| 20 | 20.0 | 20 | 19.25 | 291 | 5.236 | 5.05 | 78.6 |
| 22 | 22.0 | 20† | 21.25 | 355 | 5.747 | 5.56 | 84.0 |
| 24 | 24.0 | 20 | 23.25 | 425 | 6.283 | 6.09 | 94.7 |

Berdasarkan tabel 11. Kern, D.Q. (1983) halaman 844 diperoleh :

NPS = 6 in, Sch. No. 80

OD = 6,625 in = 0,17 m

ID = 5,761 in = 0,15 m

b. Pendingin

$$\begin{aligned}\rho_d &= 1044,30 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \\ &= 65,20 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \\ q_d &= 12,92 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \\ &= 0,13 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}\end{aligned}$$

Diameter pipa koil dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M. (1990) halaman 100, sebagai berikut :

$$\begin{aligned}D_{\text{opt}} &= 3,9 \cdot q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \dots\dots\dots 28 \\ &= 3,9 \cdot \left(0,13 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}\right)^{0,45} \cdot \left(65,20 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13} \\ &= 2,65 \text{ in}\end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 11. Kern, D.Q. (1983) halaman 844 diperoleh :

$$\text{NPS} = 2,5 \text{ in, Sch. No. 40}$$

$$\text{OD} = 3,5 \text{ in} = 0,09 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 3 \text{ in} = 0,08 \text{ m}$$

10. Pengaduk

Pengaduk yang digunakan adalah pengaduk spiral.

Jarak pengaduk dengan dinding pipa

$$\begin{aligned}B &= 0,1 \cdot D_i \dots\dots\dots 29 \\ &= 0,1 \cdot 1,36 \text{ m} \\ &= 0,14 \text{ m}\end{aligned}$$

Diameter Pengaduk

$$\begin{aligned}D_s &= D_i - 2 \cdot b \dots\dots\dots 30 \\ &= 1,36 \text{ m} - 2 \cdot (0,14 \text{ m}) \\ &= 1,09 \text{ m}\end{aligned}$$

Daya pengaduk

Pengaduk yang digunakan adalah jenis screw, dihitung menggunakan :

$$P = \frac{C \cdot W \cdot L}{33000} \dots\dots\dots 31$$

Keterangan :

P = Power pengaduk (Hp)

C = Konstanta = 1,3 untuk padatan jenis grain

L = Panjang kristalizer (ft) = 13,37 ft

W = Kapasitas (lb/menit)

$$= 32104,77 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$= 1179,65 \frac{\text{lb}}{\text{menit}}$$

Jika efisiensi daya adalah 80%, maka power pengaduk :

$$P = \frac{1,3 \cdot 1179,65 \frac{\text{lb}}{\text{menit}} \cdot 13,37 \text{ ft}}{33000 \cdot 80\%}$$

$$= 0,78 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Ludwig, E., E., volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi adalah :

$$P = 1 \text{ Hp.}$$

KESIMPULAN

Tugas : Mengkristalkan $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ menjadi padatan kristal

Jenis : *Circulating Liquor Crystalizer tipe Swenson Walker*

Kondisi Operasi

Tekanan = 1,00 atm

Suhu umpan = 153,48°C

Suhu keluar = 153,55°C

Ukuran Kristalizer

Diameter = 1,63 m

Panjang = 4,08 m

Volume = 6,72 m³

Power = 1 Hp

Pendingin

Media = Air

Suhu umpan = 30°C

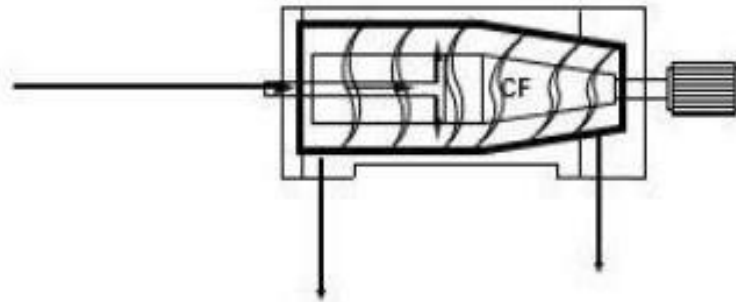
Suhu keluaran = 50°C

Tekanan = 1 atm

Volume Jacket = 2,15 m³

Jumlah pendingin = 13496,73 kg/jam

CENTRIFUGE (CF-01)



Fungsi : Memisahkan kristal $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ dari *mother liquor* yaitu $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ dan $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ yang tidak mengental.

Jenis : *Continues Decanter Centrifuge*

Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm

Suhu : 153,55°C

1. Neraca Massa di Sekitar Centifuge

a. Umpan masuk centrifuge

Tabel 1. Data umpan masuk *centrifuge* (arus 22)

| Komponen | Aliran Input Arus 22 | |
|--|----------------------|---------------|
| | Kg/jam | Kmol/jam |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 25500,77 | 270,97 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ (l) | 330,20 | 1,45 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ (s) | 6273,80 | 27,48 |
| Total | 32104,77 | 299,90 |

b. Hasil fase padat centrifuge (*cake*)

Berdasarkan Perry's 7th edition (1997) halaman 18-38 disebutkan bahwa :

In addition to the impurities within the crystal structure itself, there is normally an adhering mother-liquid film left on the surface of the crystal after separation in a centrifuge or on a filter. Typically a centrifuge may leave about 2 to 10 percent of the weight of the crystals as adhering mother liquor on the surface. This varies greatly with the

Dari pernyataan diatas, dipilih cairan *mother liquor* yang terikut dengan kristal yaitu 10%, sehingga diperoleh hasil fase padat berupa cake sebagai berikut :

Tabel 2. Data hasil fase padat *centrifuge* (arus 23)

| Komponen | Aliran Input Arus 23 | |
|--|----------------------|--------------|
| | Kg/jam | Kmol/jam |
| C ₆ H ₅ OH | 2550,07 | 27,10 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | 33,02 | 0,15 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (s) | 6273,80 | 27,48 |
| Total | 8856,89 | 54,73 |

c. Hasil fase cair *centrifuge* (filtrat)

Tabel 3. Data hasil bawah *centrifuge* (arus 24)

| Komponen | Aliran Input Arus 24 | |
|--|----------------------|---------------|
| | Kg/jam | Kmol/jam |
| C ₆ H ₅ OH | 22950,70 | 243,87 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | 297,18 | 1,30 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (s) | 0,00 | 0,00 |
| Total | 23247,88 | 245,17 |

2. Neraca Panas

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data kapasitas panas masing-masing komponen dengan satuan KJ/(Kmol.K) sebagai berikut :

Tabel 4. Data kapasitas panas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|--|----------|------------|-------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 38,622 | 1,0983E-00 | -2,4897E-03 | 2,2802E-06 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -113,816 | 3,2404E-00 | -5,9001E-03 | 4,1160E-06 |

Tabel 5. Data kapasitas panas (CH₃)₂C(C₆H₄OH)₂ fase padat

| Komponen | A | B | C |
|--|---------|------------|------------|
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -66,460 | 1,2504E+00 | 0,0000E+00 |

a. Entalpi umpan masuk *centrifuge* (arus 22)

$$\text{Suhu umpan} = 153,55^\circ\text{C} = 426,55 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\Delta H_{\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}} = \int_{426,55}^{298} C_{p_{\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}}} dT \dots\dots\dots 1$$

$$\begin{aligned} &= \int_{426,55}^{298} (38,622 + 1,0983 T - 2,4897 \times 10^{-3} T^2 + 2,2802 \times 10^{-6} T^3) dT \\ &= \left[(38,622)T + \left(\frac{1,0983}{2}\right)T^2 - \left(\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3}\right)T^3 + \left(\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4}\right)T^4 \right]_{426,55}^{298} \\ &= \left[38,622(298 - 426,55) \right] + \left[\frac{1,0983}{2}(298^2 - 426,55^2) \right] - \left[\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3}(298^3 - 426,55^3) \right] + \left[\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4}(298^4 - 426,55^4) \right] \\ &= -28042,30 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\Delta H_{(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2(l)} = \int_{298}^{426,55} C_{p_{(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2}} dT \dots\dots\dots 2$$

$$\begin{aligned} &= \int_{298}^{426,55} (-113,816 + 3,2404 T - 5,9001 \times 10^{-3} T^2 + 4,1160 \times 10^{-6} T^3) dT \\ &= \left[(-113,816)T + \left(\frac{3,2404}{2}\right)T^2 - \left(\frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3}\right)T^3 + \left(\frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4}\right)T^4 \right]_{298}^{426,55} \\ &= \left[-113,816(298 - 426,55) \right] + \left[\frac{3,2404}{2}(298^2 - 426,55^2) \right] - \left[\frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3}(298^3 - 426,55^3) \right] + \left[\frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4}(298^4 - 426,55^4) \right] \\ &= -61635,74 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\Delta H_{(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2(s)} = \int_{298}^{426,55} C_{p_{(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2}} dT \dots\dots\dots 3$$

$$\begin{aligned} &= \int_{298}^{426,55} (-66,460 + 1,2504 T) dT \\ &= \left[(-66,460)T + \left(\frac{1,2504}{2}\right)T^2 \right]_{298}^{426,55} \\ &= [-66,460(298 - 426,55)] + \left[\frac{1,2504}{2}(298^2 - 426,55^2) \right] \\ &= -49686,14 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Tabel 6. Data entalpi masing-masing komponen umpan masuk *centrifuge*

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|--|---------------|-------------------|--------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 270,97 | -28042,30 | -7598557,93 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | 1,45 | -61635,74 | -89150,17 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (s) | 27,48 | -49686,14 | -1365458,34 |
| Total | 299,90 | | -9053166,44 |

Panas masuk (H22) = -9053166,44 kJ/jam

b. Entalpi hasil fase padat *centrifuge* (arus 23)

Suhu aliran keluar = 153,55°C = 426,55 K

Suhu referensi = 25°C = 298 K

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}} &= \int_{298}^{426,55} C_{p\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}} dT \\ &= \int_{298}^{426,55} (38,622 + 1,0983 T - 2,4897 \times 10^{-3} T^2 + 2,2802 \times 10^{-6} T^3) dT \\ &= \left[(38,622)T + \left(\frac{1,0983}{2}\right)T^2 - \left(\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3}\right)T^3 + \left(\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4}\right)T^4 \right]_{298}^{426,55} \\ &= \left[38,622(426,55 - 298) + \frac{1,0983}{2} (426,55^2 - 298^2) - \frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3} (426,55^3 - 298^3) + \left[\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4}\right] (426,55^4 - 298^4) \right] \\ &= 28042,30 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2 \text{ (l)}} &= \int_{298}^{426,55} C_{p(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2} dT \\ &= \int_{298}^{426,55} (-113,816 + 3,2404 T - 5,9001 \times 10^{-3} T^2 + 4,1160 \times 10^{-6} T^3) dT \\ &= \left[(-113,816)T + \left(\frac{3,2404}{2}\right)T^2 - \left(\frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3}\right)T^3 + \left(\frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4}\right)T^4 \right]_{298}^{426,55} \\ &= \left[-113,816(426,55 - 298) + \frac{3,2404}{2} (426,55^2 - 298^2) - \frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3} (426,55^3 - 298^3) + \left[\frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4}\right] (426,55^4 - 298^4) \right] \\ &= 61635,74 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2 \text{ (s)}} &= \int_{298}^{426,55} C_{p(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2} dT \\ &= \int_{298}^{426,55} (-66,460 + 1,2504 T) dT \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= [(-66,460)T + \left(\frac{1,2504}{2}\right) T^2] \Big|_{298}^{426,55} \\
&= [-66,4606(426,55-298)] + \left[\frac{1,2504}{2} (426,55^2-298^2)\right] \\
&= 49686,14 \text{ kJ/kmol}
\end{aligned}$$

Tabel 7. Data entalpi masing-masing komponen hasil fase padat *centrifuge*

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|--|--------------|-------------------|-------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 27,10 | 28042,30 | 759855,79 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | 0,15 | 61635,74 | 8915,02 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (s) | 27,48 | 49686,14 | 1365458,34 |
| Total | 54,73 | | 2134229,15 |

Panas keluar bawah (H23) = 2134183,58 kJ/jam

c. **Entalpi hasil fase cair *centrifuge* (arus 24)**

Suhu aliran keluar = 153,55°C = 426,55 K

Suhu referensi = 25°C = 298 K

$$\begin{aligned}
\Delta H_{\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}} &= \int_{298}^{426,55} C_{p\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}} dT \dots\dots\dots 4 \\
&= \int_{298}^{426,55} (38,622 + 1,0983 T - 2,4897 \times 10^{-3} T^2 + 2,2802 \times 10^{-6} T^3) dT \\
&= \left[(38,622)T + \left(\frac{1,0983}{2}\right) T^2 - \left(\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3}\right) T^3 + \left(\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4}\right) T^4 \right] \Big|_{298}^{426,55} \\
&= \left[38,622(426,55 - 298) + \frac{1,0983}{2} (426,55^2 - 298^2) - \frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3} (426,55^3 - 298^3) + \left[\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4}\right] (426,55^4 - 298^4) \right] \\
&= 28042,30 \text{ kJ/kmol}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2 \text{ (l)}} &= \int_{298}^{426,55} C_{p(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2} dT \dots\dots\dots 5 \\
&= \int_{298}^{426,55} (-113,816 + 3,2404 T - 5,9001 \times 10^{-3} T^2 + 4,1160 \times 10^{-6} T^3) dT \\
&= \left[(-113,816)T + \left(\frac{3,2404}{2}\right) T^2 - \left(\frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3}\right) T^3 + \left(\frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4}\right) T^4 \right] \Big|_{298}^{426,55} \\
&= \left[-113,816(426,55-298) + \left[\frac{3,2404}{2} (426,55^2 - 298^2) - \frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3} (426,55^3 - 298^3) + \left[\frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4}\right] (426,55^4 - 298^4) \right] \right] \\
&= 61635,74 \text{ kJ/kmol}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2 (s)} &= \int_{298}^{426,55} C_{p(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2} dT \dots\dots\dots 6 \\ &= \int_{298}^{426,55} (-66,460 + 1,2504 T) dT \\ &= [(-66,460)T + (\frac{1,2504}{2}) T^2] \Big|_{298}^{426,55} \\ &= [-66,460(426,55-298)] + [\frac{1,2504}{2} (426,55^2-298^2)] \\ &= 49686,14 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Tabel 8. Data entalpi masing-masing komponen hasil fase cair *centrifuge*

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|--|---------------|-------------------|-------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 243,87 | 28042,30 | 6838702,13 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | 1,30 | 61635,74 | 80235,16 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (s) | 0,00 | 49686,14 | 0,00 |
| Total | 245,17 | | 6918937,29 |

Panas keluar bawah (H24) = 6918937,29 kJ/jam

Sehingga neraca panas di sekitar *centrifuge* sebagai berikut :

Tabel 9. Neraca panas di sekitar *centrifuge*

| | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|--------------|--------------------|-------------------|
| H22 | -9053166,44 | |
| H23 | | 2134229,15 |
| H24 | | 6918937,29 |
| Total | -9053166,44 | 9053166,44 |

3. Menentukan Densitas Campuran dan Kecepatan Volume Total

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\rho_1 = \frac{\text{Kecepatan massa total}}{\text{Kecepatan volume total}} \dots\dots\dots 7$$

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 10. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|--|---------|---------|---------|--------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,33722 | 0,28100 | 0,28571 | 849,00 |

$$\rho = AB - (1 - \frac{T}{T_c})^n \dots\dots\dots 7$$

Keterangan :

P : Viskositas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

T_c : Temperatur kritis [K]

Densitas campuran umpan

Tabel 11. Data kecepatan volume umpan masing-masing komponen

| Komponen | Kg/jam | ρ (kg/m ³) | q (m ³ /jam) |
|--|-----------------|-----------------------------|-------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 25500,77 | 956,13 | 26,27 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | 330,20 | 971,56 | 0,34 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (s) | 6273,80 | 971,56 | 6,46 |
| Total | 32104,77 | | 33,47 |

Sehingga diperoleh densitas campuran, $\rho = 959,26 \text{ kg/m}^3$

Densitas campuran hasil fase cair (filtrat)

Tabel 12. Data kecepatan volume umpan masing-masing komponen

| Komponen | Kg/jam | ρ (kg/m ³) | q (m ³ /jam) |
|--|-----------------|-----------------------------|-------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 22950,70 | 956,13 | 24,00 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | 297,18 | 971,56 | 0,31 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (s) | 0,00 | 971,56 | 0,00 |
| Total | 23245,88 | | 24,31 |

Sehingga diperoleh densitas campuran, $\rho = 956,32 \text{ kg/m}^3$

Densitas campuran umpan hasil fase padat (cake)

Tabel 13. Data kecepatan volume umpan masing-masing komponen

| Komponen | Kg/jam | ρ (kg/m ³) | q (m ³ /jam) |
|--|----------------|-----------------------------|-------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 2550,07 | 956,13 | 2,67 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | 33,02 | 971,56 | 0,03 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (s) | 6273,80 | 971,56 | 6,46 |
| Total | 8856,89 | | 9,16 |

Sehingga diperoleh densitas campuran, $\rho = 967,07 \text{ kg/m}^3$

4. Menentukan Viskositas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 14. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|--|---------|------------|-------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2629E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1,2831 | 1,1047E-03 | -89645E-04 | 2,3595E-07 |

$$\text{Log}_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 7$$

$$\mu = 10^{(A+B/T+C+DT^2)} \dots\dots\dots 8$$

Keterangan :

μ : Viskositas campuran [cP]

A, B, ..., D : Konstanta

T : Temperatur [K]

Tabel 15. Data viskositas masing-masing komponen umpan

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|--|-----------------|----------------|-------|------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 25500,77 | 0,79 | 0,58 | 0,46 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (s) | 330,20 | 0,01 | 8,40 | 0,09 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | 6273,80 | 0,20 | 8,40 | 1,64 |
| Total | 32104,77 | 1,0000 | | 2,19 |

Sehingga diperoleh :

$$\mu_{\text{mix}} = 2,19 \text{ cP}$$

$$= 2,19 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}$$

5. Menentukan Jenis *Centrifuge*

Ukuran partikel = 0,4 mm = 4000 μm

Viskositas campuran = 2,19 x 10⁻³ kg/(m.s)

Berdasarkan tabel 10.15 dan tabel 10.16 Coulson, J. M. dan Richardson, J. F., volume 6, 2005, halaman 416, untuk proses kontinyu memiliki ukuran partikel 10-10000 μm , sehingga syarat terpenuhi.

TABLE 18-12 Specifications and Performance Characteristics of Typical Sedimenting Centrifuges

| Type | Bowl diameter | Speed, r/min | Maximum centrifugal force × gravity | Throughput | | Typical motor size, hp |
|------------------|---------------|--------------|-------------------------------------|-----------------|----------------|------------------------|
| | | | | Liquid, gal/min | Solids, tons/h | |
| Tubular | 1.75 | 50,000* | 62,400 | 0.05–0.25 | | * |
| | 4.125 | 15,000 | 13,200 | 0.1–10 | | 2 |
| | 5 | 15,000 | 15,900 | 0.2–20 | | 3 |
| Disc | 7 | 12,000 | 14,300 | 0.1–10 | | ½ |
| | 13 | 7,500 | 10,400 | 5–50 | | 6 |
| | 24 | 4,000 | 5,500 | 20–200 | | 7½ |
| Nozzle discharge | 10 | 10,000 | 14,200 | 10–40 | 0.1–1 | 20 |
| | 16 | 6,250 | 8,900 | 25–150 | 0.4–4 | 40 |
| | 27 | 4,200 | 6,750 | 40–400 | 1–11 | 125 |
| | 30 | 3,300 | 4,600 | 40–400 | 1–11 | 125 |
| Scroll conveyor | 6 | 8,000 | 5,500 | To 20 | 0.03–0.25 | 5 |
| | 14 | 4,000 | 3,180 | To 75 | 0.5–1.5 | 20 |
| | 18 | 3,500 | 3,130 | To 100 | 1–3 | 50 |
| | 24 | 3,000 | 3,070 | To 250 | 2.5–12 | 125 |
| | 30 | 2,700 | 3,105 | To 350 | 3–15 | 200 |
| | 36 | 2,250 | 2,590 | To 600 | 10–25 | 300 |
| | 54 | 1,600 | 1,600 | To 700 | 10–25 | 400 |
| Knife discharge | 20 | 1,800 | 920 | † | 1.0† | 20 |
| | 36 | 1,200 | 740 | † | 4.1† | 30 |
| | 68 | 900 | 780 | † | 20.5† | 40 |

*Turbine drive, 100 lb/h (45 kg/h) of steam at 40 lb/in² gauge (372 KPa) or equivalent compressed air.

†Widely variable.

‡Maximum volume of solids that the bowl can contain, ft³.

NOTE: To convert inches to millimeters, multiply by 25.4; to convert revolutions per minute to radians per second, multiply by 0.105; to convert gallons per minute to liters per second, multiply by 0.063; to convert tons per hour to kilograms per second, multiply by 0.253; and to convert horsepower to kilowatts, multiply by 0.746.

TABLE 18-15 Characteristics of Commercial Centrifuges

| Method of separation | Rotor type | Centrifuge type | Manner of liquid discharge | Manner of solids discharge or removal | Centrifuge speed for solids discharge | Capacity* | |
|------------------------------|------------------------------|--|------------------------------------|---------------------------------------|---|---|-----------------------|
| Sedimentation | Batch | Ultracentrifuge | Batch | Batch manual | Zero | 1 mL | |
| | Tubular | Laboratory, clinical | Continuous† | Batch manual | Zero | To 6 L | |
| | | Supercentrifuge | Continuous† | Batch manual | Zero | To 1,200 gal/h | |
| | Disc | Multipass clarifier | Continuous† | Batch manual | Zero | To 3,000 gal/h | |
| | | Solid wall | Continuous† | Batch manual | Zero | To 30,000 gal/h | |
| | | Light-phase skimmer | Continuous | Continuous for light-phase solids | Full | To 1,200 gal/h | |
| | Solid bowl (scroll conveyor) | Peripheral nozzles | Continuous | Continuous | Continuous | Full | To 24,000 gal/h |
| | | Peripheral valves | Continuous | Intermittent | Intermittent | Full | To 3,000 gal/h |
| | | Peripheral annulus | Continuous | Intermittent | Intermittent | Full | To 12,000 gal/h |
| | | Constant-speed horizontal | Continuous† | Cyclic | Cyclic | Full (usually) | To 60 ft ³ |
| Variable-speed vertical | | Continuous† | Cyclic | Cyclic | Zero or reduced | To 16 ft ³ | |
| Continuous decanter | Continuous | Continuous screw conveyor | Continuous screw conveyor | Full | To 54,000 gal/h To 100 tons/h solids | | |
| Sedimentation and filtration | | Screen-bowl decanter | Continuous | Continuous | Full | To 60,000 gal/h To 125 tons/h solids | |
| Filtration | Conical screen | Wide-angle screen | Continuous | Continuous | Full | To 40 tons/h solids | |
| | | Differential conveyor | Continuous | Continuous | Full | To 80 tons/h solids | |
| | | Vibrating, oscillating, and tumbling screens | Continuous | Essentially continuous | Full | To 250 tons/h solids | |
| | Cylindrical screen | Reciprocating pusher | Continuous | Essentially continuous | Full | Limited data | |
| | | Reciprocating pusher, single and multistage | Continuous | Essentially continuous | Full | To 100 tons/h solids | |
| | | Horizontal | Cyclic | Cyclic | Intermittent, automatic | Full (usually) | To 25 tons/h solids |
| Vertical, underdriven | Cyclic | Cyclic | Intermittent, automatic, or manual | Zero or reduced | To 10 tons/h solids | | |
| Vertical, suspended | Cyclic | Cyclic | Intermittent, automatic, or manual | Zero or reduced | To 10 tons/h solids | | |

*To convert gallons per hour to liters per second, multiply by 0.00105; to convert tons per hour to kilograms per second, multiply by 0.253; and to convert cubic feet to cubic meters, multiply by 0.0283.

†Feed and liquid discharge interrupted while solids are unloaded.

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas hasil fase cair} &= 24,31 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 6241,92 \text{ gal/jam} \\
 &= 107,03 \text{ gal/menit} \\
 \text{Kapasitas hasil fase padat} &= 8856,89 \text{ kg/jam} \\
 &= 8,86 \text{ ton/jam}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 18-12 dan 18-15 Perry's 7th edition, diperoleh spesifikasi *centrifuge* sebagai berikut :

| | |
|-------------------------|--|
| Tipe alat | = <i>Continues Decanter Centrifuge</i> |
| Tipe rotor | = <i>Solid bowl (scroll conveyor)</i> |
| Diameter <i>bowl</i> | = 24 in |
| Kapasitas maks. padatan | = 12 ton/jam |
| Kapasitas maks. cairan | = 250 gal/menit |
| Kecepatan putar | = 3000 rpm |
| Gaya sentrifugal | = 3070 x gravitasi |
| Daya motor | = 125 hp |

6. Kecepatan Terminal Partikel saat Mengendap

Kecepatan terminal partikel saat mengendap dihitung menggunakan persamaan 10.2, Coulson, J. M. dan Richardson, J. F., volume 6, 2005, halaman 418 :

$$U_g = \frac{\Delta\rho \cdot D_s^2 \cdot g}{18 \cdot \mu} \dots\dots\dots 9$$

Keterangan :

U_g = Kecepatan terminal partikel padatan saat mengendap (m/s)

$\Delta\rho$ = Perbedaan densitas padatan dan cairan (kg/m^3)

D_s = Diameter partikel padatan (m)

g = Percepatan gravitasi ($9,81 \text{ m/s}^2$)

μ = Viskositas cairan ($\text{kg/m}\cdot\text{s}$)

Sehingga kecepatan terminal partikel padatan saat mengendap :

$$U_g = \frac{15,43 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot (4 \times 10^{-4} \text{ m})^2 \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}{18 \cdot (2,19 \times 10^{-3}) \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}}$$

$$= 0,0615 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

7. Luas Area Centrifuge

Luas area *centrifuge* menggunakan persamaan 10.1, Coulson, J. M. dan Richardson, J. F., volume 6, 2005, halaman 418 :

$$Q = 2 \cdot U_g \cdot A \cdot \text{Eff} \dots\dots\dots 10$$

Effisiensi untuk *solid bowl* = 60%

Sehingga luas area centrifuge :

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{2 \cdot U_g \cdot \text{Eff}} \dots\dots\dots 11 \\ &= \frac{33,47 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{2 \cdot 0,0615 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 0,6} \\ &= 0,13 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

8. Dimensi Centrifuge

$$\begin{aligned} q_{\text{in}} &= 33,47 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \\ &= 0,56 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_b &= 24 \text{ in} \\ &= 0,61 \text{ m} \end{aligned}$$

Panjang centrifuge

Panjang berkisar 1 – 4 diameter *bowl* (D_b), dipilih :

$$\begin{aligned} L &= 4 \cdot D_b \dots\dots\dots 12 \\ &= 4 \cdot 0,61 \text{ m} \\ &= 2,44 \text{ m} \end{aligned}$$

Di mana, panjang (L) untuk volume silinder > volume conical bowl.

$$\begin{aligned} L_{\text{silinder}} &= \frac{3}{4} L \dots\dots\dots 13 \\ &= \frac{3}{4} \cdot 2,44 \text{ m} \\ &= 1,83 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_{\text{conical bowl}} &= L - L_{\text{silinder}} \dots\dots\dots 14 \\ &= 2,44 \text{ m} - 1,83 \text{ m} \\ &= 0,61 \text{ m} \end{aligned}$$

Volume silinder

$$\begin{aligned}
 V_{\text{silinder}} &= \frac{\pi}{4} D_b^2 \cdot L_{\text{silinder}} \dots\dots\dots 15 \\
 &= \frac{3,14}{4} (0,61 \text{ m})^2 \cdot 1,83 \text{ m} \\
 &= 0,7117 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Tebal *cake* dalam *bowl*

Berdasarkan McCabe dan Smith (1993) halaman 1014, tebal *cake* berkisar antara 1-3 in, sehingga dipilih tebal *cake* = 3 in

Diameter dalam *cake*

$$\begin{aligned}
 D_i &= D_b - 2 \times \text{tebal } \textit{cake} \dots\dots\dots 16 \\
 &= 24 \text{ in} - 2 \times 3 \text{ in} \\
 &= 18 \text{ in} \\
 &= 0,46 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Volume *conical bowl*

$$\begin{aligned}
 V_{\text{conical bowl}} &= \frac{\pi}{3} \left(\frac{D_b - D_i}{2} \right)^2 \cdot L_{\text{conical bowl}} \dots\dots\dots 17 \\
 &= \frac{3,14}{3} \left(\frac{0,61 \text{ m} - 0,46 \text{ m}}{2} \right)^2 \cdot 0,61 \text{ m} \\
 &= 0,0037 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume total

$$\begin{aligned}
 V_{\text{centriuge}} &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical bowl}} \dots\dots\dots 18 \\
 &= 0,7117 \text{ m}^3 + 0,0037 \text{ m}^3 \\
 &= 0,7154 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Waktu tinggal

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{V_{centrifuge}}{q_{in}} \dots\dots\dots 19 \\
 &= \frac{0,7154 \text{ m}^3}{0,56 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}}} \\
 &= 1,28 \text{ menit}
 \end{aligned}$$

9. Menghitung Tegangan pada Bowl

Dipilih bahan konstruksi *centrifuge* adalah *carbon steel 283 grade A*

$$\rho_m = 0,284 \frac{\text{lb}}{\text{in}^3}$$

Self stress (Tegangan karena berat bowl)

Berdasarkan persamaan 19-18 Perry's 7th edition, 1984, diperoleh tegangan karena berat *bowl* :

$$S_s = N^2 \cdot r_{bowl}^2 \cdot \rho_m \dots\dots\dots 20$$

Keterangan :

S_s = *Self stress*

R_{bowl} = Jari-jari *bowl*

N = Kecepatan putar = 3000 rpm = 50⁻¹ detik

ρ_m = densitas *bowl*

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 S_s &= \left(\frac{50}{\text{detik}}\right)^2 \cdot (12 \text{ in})^2 \cdot 0,284 \frac{\text{lb}}{\text{in}^3} \\
 &= 102240 \frac{\text{lb}}{\text{detik}^2 \cdot \text{in}} \cdot \frac{1}{\text{ft/detik}} \cdot \frac{\text{ft}}{12 \text{ in}} \\
 &= 264,60 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}
 \end{aligned}$$

Stress Increment (Tegangan karena berat padatan)

Tegangan karena berat padatan dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 S_c &= \frac{N \cdot \rho_{cake} \cdot r_{bowl} \cdot (D_b^2 - D_i^2)}{4 \cdot t_c} \dots\dots\dots 21 \\
 &= \frac{\left(\frac{50}{\text{detik}}\right)^2 \cdot \left(0,03 \frac{\text{lb}}{\text{in}^3}\right) \cdot (12 \text{ in}) \cdot ((24 \text{ in})^2 - (18 \text{ in})^2)}{4 \cdot 3 \text{ in}} \\
 &= 22011,68 \frac{\text{lb}}{\text{detik}^2 \cdot \text{in}} \cdot \frac{1}{\text{ft/detik}} \cdot \frac{\text{ft}}{12 \text{ in}} \\
 &= 56,97 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}
 \end{aligned}$$

Tegangan total

$$\begin{aligned}
 S_T &= S_s + S_c \dots\dots\dots 22 \\
 &= 264,60 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} + 56,97 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \\
 &= 321,57 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}
 \end{aligned}$$

Tegangan maksimum yang diinginkan = $18750 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$

KESIMPULAN CENTRIFUGE

Fungsi : Memisahkan kristal $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ dari *mother liquor* yaitu $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ dan $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ yang tidak mengental.

Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm

Suhu : 153,55°C

Jenis rotor : *Solid bowl (scroll conveyor)*

Daya motor : 125 hp

Panjang *bowl* : 11,97 m

Berat *bowl* : 84,75 kg

Tegangan *bowl* : 604,24

Tipe alat = *Continues Decanter Centrifuge*

Tipe rotor = *Solid bowl (scroll conveyor)*

Kecepatan putar = 3000 rpm

Daya motor = 125 hp

Diameter *bowl* = 24 in = 0,61 m

Diameter dalam *cake* = 18 in = 0,46 m

Panjang silinder = 1,83 m

Panjang *conical bowl* = 0,61 m

Volume *centrifuge* = 0,7154 m³

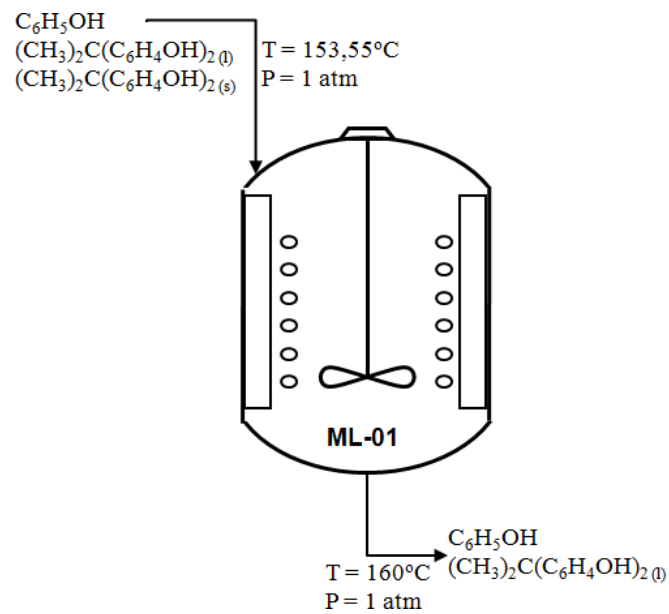
Total tegangan = 321,57 lb/in²

MELTER TANK

(ML-01)

Tugas : Melelehkan kristal $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$.

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk tertutup



Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm

Suhu : 160°C

1. Neraca Massa

a. Umpan masuk Melter Tank

Tabel 1. Data umpan masuk *melter tank*.

| Komponen | Aliran keluar arus 23 | |
|---|-----------------------|--------------|
| | Kg/jam | kmol/jam |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 2550,07 | 27,10 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_{2(l)}$ | 33,02 | 0,15 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_{2(s)}$ | 6273,80 | 27,48 |
| Total | 8856,89 | 54,73 |

b. Keluaran Melter Tank

Tabel 2. Data umpan masuk *melter tank*.

| Komponen | Aliran keluar arus 25 | |
|--|-----------------------|--------------|
| | Kg/jam | kmol/jam |
| C ₆ H ₅ OH | 2550,07 | 27,10 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | 6306,82 | 27,63 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (s) | 0,00 | 0,00 |
| Total | 8856,89 | 54,73 |

2. Neraca Panas

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data kapasitas panas masing-masing komponen dengan satuan KJ/(Kmol.K) sebagai berikut :

Tabel 3. Data kapasitas panas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|--|----------|------------|-------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 38,622 | 1,0983E-00 | -2,4897E-03 | 2,2802E-06 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -113,816 | 3,2404E-00 | -5,9001E-03 | 4,1160E-06 |

Tabel 4. Data kapasitas panas (CH₃)₂C(C₆H₄OH)₂ fase padat

| Komponen | A | B | C |
|--|---------|------------|------------|
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -66,460 | 1,2504E+00 | 0,0000E+00 |

a. Entalpi umpan masuk *melter tank* (arus 23)

Suhu umpan = 153,55°C = 426,55 K

Suhu referensi = 25°C = 298 K

$$\begin{aligned} \Delta H_{C_6H_5OH} &= \int_{426,55}^{298} C_{p_{C_6H_5OH}} dT \dots\dots\dots 1 \\ &= \int_{426,55}^{298} (38,622 + 1,0983 T - 2,4897 \times 10^{-3} T^2 + 2,2802 \times 10^{-6} T^3) dT \\ &= \left[(38,622)T + \left(\frac{1,0983}{2}\right) T^2 - \left(\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3}\right) T^3 + \left(\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4}\right) T^4 \right]_{426,55}^{298} \\ &= \left[38,622(298 - 426,55) \right] + \left[\frac{1,0983}{2} (298^2 - 426,55^2) \right] - \left[\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3} (298^3 - 426,55^3) \right] + \left[\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4} (298^4 - 426,55^4) \right] \\ &= -28042,30 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2 (l)} &= \int_{298}^{426,55} C_{p(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2} dT \dots\dots\dots 2 \\ &= \int_{298}^{426,55} (-113,816 + 3,2404 T - 5,9001 \times 10^{-3} T^2 + 4,1160 \times 10^{-6} T^3) dT \\ &= \left[(-113,816)T + \left(\frac{3,2404}{2}\right)T^2 - \left(\frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3}\right)T^3 + \left(\frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4}\right)T^4 \right]_{298}^{426,55} \\ &= \left[-113,816(298 - 426,55) \right] + \left[\frac{3,2404}{2}(298^2 - 426,55^2) \right] - \left[\frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3}(298^3 - 426,55^3) \right] + \left[\frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4}(298^4 - 426,55^4) \right] \\ &= -61635,74 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2 (s)} &= \int_{298}^{426,55} C_{p(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2} dT \dots\dots\dots 3 \\ &= \int_{298}^{426,55} (-66,460 + 1,2504 T) dT \\ &= \left[(-66,460)T + \left(\frac{1,2504}{2}\right)T^2 \right]_{298}^{426,55} \\ &= [-66,460(298 - 426,55)] + \left[\frac{1,2504}{2}(298^2 - 426,55^2) \right] \\ &= -49686,14 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Tabel 5. Data entalpi masing-masing komponen umpan masuk *centrifuge*

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|--|--------------|-------------------|--------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 27,10 | -28042,30 | -759855,79 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | 0,15 | -61635,74 | -8915,02 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (s) | 27,48 | -49686,14 | -1365458,34 |
| Total | 54,73 | | -2134229,15 |

Panas masuk (H23) = -2134229,15 kJ/jam

b. Entalpi keluaran *melter tank* (arus 25)

Suhu aliran keluar = 160°C = 433 K

Suhu referensi = 25°C = 298 K

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}} &= \int_{298}^{433} C_{p\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}} dT \dots\dots\dots 4 \\ &= \int_{298}^{433} (38,622 + 1,0983 T - 2,4897 \times 10^{-3} T^2 + 2,2802 \times 10^{-6} T^3) dT \\ &= \left[(38,622)T + \left(\frac{1,0983}{2}\right)T^2 - \left(\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3}\right)T^3 + \left(\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4}\right)T^4 \right]_{298}^{433} \end{aligned}$$

$$= [38,622(433 - 298)] + \left[\frac{1,0983}{2} (433^2 - 298^2) \right] - \left[\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3} (433^3 - 298^3) \right] + \left[\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4} (433^4 - 298^4) \right]$$

$$= 29538,39 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2(l)} = \int_{298}^{433} C_{P(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2} dT \dots\dots\dots 5$$

$$= \int_{298}^{433} (-113,816 + 3,2404 T - 5,9001 \times 10^{-3} T^2 + 4,1160 \times 10^{-6} T^3) dT$$

$$= \left[-113,816 T + \left(\frac{3,2404}{2} \right) T^2 - \left(\frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3} \right) T^3 + \left(\frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4} \right) T^4 \right]_{298}^{433}$$

$$= [-113,816(433-298)] + \left[\frac{3,2404}{2} (433^2 - 298^2) \right] - \left[\frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3} (433^3 - 298^3) \right] + \left[\frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4} (433^4 - 298^4) \right]$$

$$= 64964,82 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2(s)} = \int_{298}^{433} C_{P(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2} dT \dots\dots\dots 6$$

$$= \int_{298}^{433} (-66,460 + 1,2504 T) dT$$

$$= \left[(-66,460) T + \left(\frac{1,2504}{2} \right) T^2 \right]_{298}^{433}$$

$$= [-66,460(433-298)] + \left[\frac{1,2504}{2} (433^2 - 298^2) \right]$$

$$= 52725,76 \text{ kJ/kmol}$$

Tabel 6. Data entalpi masing-masing komponen keluaran *melter tank*

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|---|--------------|-------------------|-------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 27,10 | 29538,39 | 800304,98 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) _{2(l)} | 27,63 | 64964,82 | 1794738,77 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) _{2(s)} | 0,00 | 52725,76 | 0,00 |
| Total | 54,73 | | 2595133,75 |

Panas keluar bawah (H25) = 2595085,75 kJ/jam

c. Panas pelelehan

m = 6273,80 kg/jam

H_f = 128,284 kJ/kg (Kosaka, Y. dan Sinclair, K. B. 1982)

$$Q_f = m \times H_f \dots\dots\dots 7$$

$$Q_f = 6273,80 \text{ kg/jam} \times 128,284 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_f = 804827,12 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{\text{masuk}} + Q_{\text{beban}} = Q_{\text{keluar}} + Q_f \dots\dots\dots 8$$

$$Q_{\text{beban}} = Q_{\text{keluar}} + Q_f - Q_{\text{masuk}} \dots\dots\dots 9$$

$$= 2595133,75 + 804827,12 - (-2134229,15)$$

$$= -1265731,72 \text{ kJ/jam}$$

Sehingga neraca panas di sekitar *melter tank* sebagai berikut :

Tabel 7. Neraca panas di sekitar *melter tank*

| | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|--------------|--------------------|-------------------|
| H23 | -2134229,15 | |
| H25 | | 2595133,75 |
| Qf | | 804827,12 |
| Q4 | -1265731,72 | |
| Total | -3399960,87 | 3399960,87 |

3. Volume Tangki

Menentukan densitas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 8. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|--|---------|---------|---------|--------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,33722 | 0,28100 | 0,28571 | 849,00 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 10$$

Keterangan :

P : Viskositas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis [K]

$$T = 426,55^{\circ}\text{K}$$

Sehingga densitas campuran dapat dihitung sebagai berikut :

Tabel 9. Data densitas masing-masing komponen umpan

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|--|----------------|----------------|--------|--------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 2550,07 | 0,2879 | 0,9561 | 0,2753 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (s) | 33,02 | 0,0037 | 0,9540 | 0,0036 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | 6273,80 | 0,7084 | 0,9540 | 0,6757 |
| Total | 8856,89 | 1,0000 | | 0,9546 |

Sehingga diperoleh densitas campuran, ρ = 954,70 kg/m³

Laju alir volumetrik

$$\begin{aligned}
 q &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \dots\dots\dots 11 \\
 &= \frac{8856,89 \text{ Kg/jam}}{954,60 \text{ Kg/m}^3} \\
 &= 9,28 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Waktu tinggal di *melter tank* dirancang selama 10 menit, atau :

$$t = 0,1667 \text{ jam}$$

Sehingga volume *melter tank* dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{cairan}} &= q \times t \dots\dots\dots 12 \\
 &= 9,28 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,1667 \text{ jam} \\
 &= 1,55 \text{ m}^3 \\
 &= 408,51 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Table 7.3 Standard Stirred Tank Reactors (Source Ref. 13).

| Rated Capacity ^a gal | Actual Capacity ^a gal | Jacket Area ^b ft ² | Outside Diameter ^c in | Straight Shell ^c in |
|---------------------------------|----------------------------------|--|----------------------------------|--------------------------------|
| 500 | 559 | 75 | 54 | 51 |
| 750 | 807 | 97 | 60 | 60 |
| 1000 | 1075 | 118 | 66 | 66 |
| 1200 | 1253 | 135 | 66 | 78 |
| 1500 | 1554 | 155 | 72 | 81 |
| 2000 | 2083 | 191 | 78 | 93 |
| 2500 | 2756 | 230 | 84 | 105 |
| 3000 | 3272 | 256 | 90 | 108 |
| 3500 | 3827 | 283 | 96 | 111 |
| 4000 | 4354 | 304 | 102 | 111 |
| 5000 | 5388 | 353 | 108 | 123 |
| 6000 | 6601 | 395 | 120 | 120 |
| 8000 | 8765 | 466 | 132 | 132 |
| 10,000 | 10,775 | 540 | 144 | 135 |

Untuk perancangan diambil volume yang paling mendekati standar yang tertera pada tabel 7.3 Silla (2003) yaitu sebesar 559 gallon. Sehingga volume perancangan = 807,00 gall = 3,05 m³ = 107,88 ft³

4. Diameter dan Tinggi Tangki

Berdasarkan Towler dan Sinnott (2008) halaman 987, terdapat macam-macam tutup tangki, yaitu :

1. Flat Plate and Formed Flate Head

Jenis tutup ini memiliki harga yang terendah namun penggunaannya terbatas pada tekanan rendah dan bejana dengan diameter kecil.

2. Torispherical Head

Merupakan jenis tutup yang paling umum digunakan untuk bejana hingga tekanan operasi 15 bar. Jenis tutup ini dapat digunakan pada tekanan tinggi, namun pada tekanan diatas 10 bar biaya ekonominya lebih tinggi.

3. Hemispherical Head

Merupakan jenis tutup dengan bentuk terkuat, mampu menahan sekitar dua kali tekanan *Torispherical head* dengan ketebalan yang sama. Namun biaya ekonominya akan lebih tinggi daripada *torispherical head*.

4. Ellipsodial Head

Merupakan jenis tutup yang paling ekonomis uantuk digunakan untuk digunakan pada tekanan operasi diatas 15 bar.

Berdasarkan data diatas dipilih jenis tutup *torispherical* karena mampu menahan tekanan yang dirancang serta biaya ekonominya tidak tinggi.

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell dan Young (1959) halaman 88 volume head untuk jenis *torispherical* dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$V_h = 0,000049 ID^3 \dots\dots\dots 13$$

Berdasarkan Brownell and Young (1959), digunakan H : D = 1:1 karena *melter tank* berbentuk *vessel* kecil.

$$V_{total} = \frac{V_{vessel}}{2} + 2 \frac{V_{total}}{3} \dots\dots\dots 14$$

$$\frac{V_{total}}{V_{total}} = \frac{\pi D^2 H}{4} + 2 \frac{(0,000049 D^3)}{3}$$

$$\frac{V_{total}}{V_{total}} = \frac{\pi D^2 \cdot D}{4} + 2(0,000049 D^3)$$

$$107,88 \text{ m}^3 = 0,79 D^3$$

$$D^3 = 137,29 \text{ m}^3$$

$$D = 5,16 \text{ ft} = 1,57 \text{ ft}$$

$$H = 5,16 \text{ ft} = 1,57 \text{ ft}$$

5. Tebal Dinding

Tebal dinding tangki dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell and Young (1959), halaman 254 :

$$t = \frac{r_i \cdot P_v}{f \cdot E - 0,6 P_v} + C \dots\dots\dots 15$$

- t_s = Tebal dinding menara [in]
- r_i = Jari-jari dalam menara [in]
- P_v = Tekanan perancangan menurut alat ukur [psi]
- f = *Allowable stress* [psi]
- E = Efisiensi sambungan
- C = Faktor korosi [in]

Berdasarkan Brownell dan Young (1959), halaman 253, bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel 283 Grade C* dengan alasan:

1. Tangki tidak mengandung cairan yang mematkan.
2. Suhu operasinya adalah -20 – 650°F.

3. Tebal *plate*-nya tidak lebih dari 5/8 in.

Tekanan perancangan :

$$P_v = 120\% \times P_{\text{operasi}} \dots\dots\dots 16$$

$$= 120\% \times 1 \text{ atm} \times \frac{14,6959 \text{ psi}}{\text{atm}}$$

$$= 17,64 \text{ psi}$$

$$r_i = 30,95 \text{ in}$$

$$f = 12650 \text{ psi} \quad [\text{Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251}]$$

$$E = 0,8 \quad [\text{Tabel 13.2 Brownell dan Young (1959), hal. 254}]$$

$$C = 0,125 \text{ in} \quad [\text{Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), hal. 985}]$$

Sehingga tebal dinding menara :

$$t_s = \frac{30,95 \text{ in} \times 17,46 \text{ psi}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 17,46 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1682 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal dinding standar} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar menara (OD)} = ID + 2 \cdot t_s \dots\dots\dots 17$$

$$= 61,90 \text{ in} + 2 \times 0,1875 \text{ in}$$

$$= 62,28 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih OD standar} = 66 \text{ in}$$

$$= 1,68 \text{ m}$$

$$ID_s = OD_s - 2 \cdot t_s \dots\dots\dots 18$$

$$= 1,68 \text{ m} - 2 \times 0,0048 \text{ m}$$

$$= 1,67 \text{ m}$$

6. Tebal Head dan Tinggi Head

Tebal *head* dihitung dengan persamaan 13.46 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 990 :

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P_v \cdot R_c}{f \cdot E - 0,1 P_v} + C \dots\dots\dots 19$$

Keterangan :

$$t_h = \text{Tebal head}$$

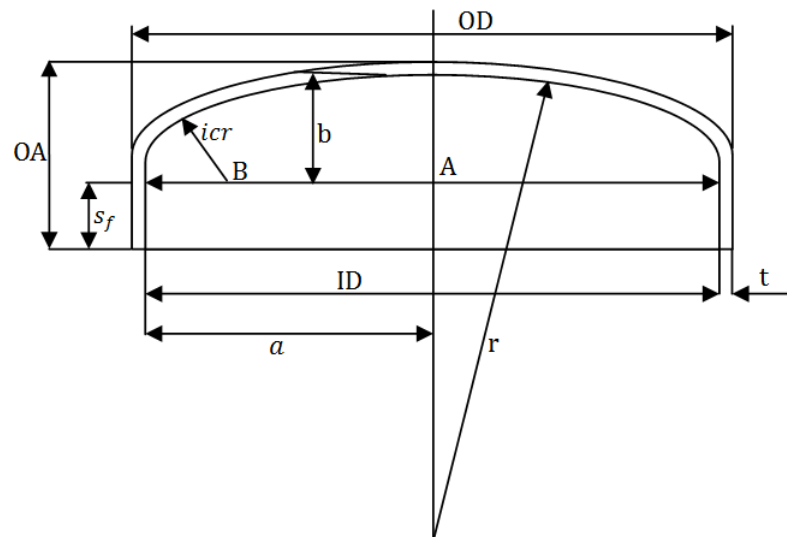
- P_v = Tekanan perancangan menurut alat ukur
 = 17,64 psi
 R_c = *Crown Radius*
 = 61,90 in
 f = *allowable stress*
 = 12650 psi [Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251]
 E = efisiensi sambungan
 = 1,00 [Towler dan Sinnott (2008), hal.991]
 C = faktor korosi
 = 0,125 in [Towler dan Sinnott (2008), hal.985]

Sehingga tebal *head* :

$$t_h = \frac{0,885 \times 17,64 \text{ psi} \times 61,90 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 1 - 0,1 \times 17,64 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,2014 \text{ in}$$

Dipilih tebal *head* standar = 1/4 in = 0,25 in
 = 0,0063 m



Gambar 2. *Design Head*

- t_h = Tebal *head* [m]
 icr = Jari-jari sudut internal [m]

$s_f = \text{Flange lurus} \quad [m]$

$r = \text{Jari-jari kelengkungan} \quad [m]$

$OA = \text{Tinggi penutup} \quad [m]$

Tinggi tutup tangki dihitung dengan :

$OA = s_f + b + t_h \dots\dots\dots 20$

$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \dots\dots\dots 21$

$AB = \frac{ID}{2} - icr \dots\dots\dots 22$

$BC = r - icr \dots\dots\dots 23$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) halaman 88, diperoleh nilai s_f pada t_h standar 1/2 yaitu berkisar antara 1½ - 2½.

Dipilih $s_f = 2,5 \text{ in} = 0,0635 \text{ m}$

Berdasarkan Tabel 5.7 Brownell dan Young (1959) halaman 89, diperoleh :

$r = 66 \text{ in} = 1,68 \text{ m} \quad (\text{untuk OD standar} = 66 \text{ in})$

$icr = 34 \text{ in} = 0,10 \text{ m}$

Sehingga diperoleh :

$AB = \left(\frac{1,67}{2} - 0,10\right) \text{ m} = 0,73 \text{ m}$

$BC = (1,68 - 0,10) \text{ m} = 1,58 \text{ m}$

$b = 1,68 \text{ m} - \sqrt{(1,58 \text{ m})^2 - (0,73 \text{ m})^2}$
 $= 0,28 \text{ m}$

Sehingga tinggi *head* :

$OA = 0,0635 \text{ m} + 0,28 \text{ m} + 0,0063 \text{ m}$
 $= 0,35 \text{ m}$

7. Tinggi Total Melter Tank

$H_T = \text{Tinggi tangki} + 2. \text{Tinggi head} \dots\dots\dots 24$
 $= 1,67 \text{ m} + 2 \times 0,35 \text{ m}$
 $= 2,37 \text{ m}$

8. Tinggi Cairan dalam Melter Tank

Volume head

$$\begin{aligned}
 V_{\text{bottom}} &= 0,000049 \times \text{IDs}^3 \dots\dots\dots 25 \\
 &= 0,000049 \times (65,63 \text{ in})^3 \\
 &= 13,85 \text{ ft}^3 \\
 &= 0,39 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Luas penampang melter tank

$$\begin{aligned}
 \text{Luas penampang melter} &= \frac{\pi}{4} \text{ID}^2 \dots\dots\dots 26 \\
 &= \frac{\pi}{4} (1,63 \text{ m})^2 \\
 &= 2,18 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Volume cairan dalam melter tank

$$\begin{aligned}
 V_{\text{Melter}} &= V_{\text{shell+bottom}} + V_{\text{head}} \dots\dots\dots 27 \\
 3,05 \text{ m}^3 &= V_{\text{shell+bottom}} + 0,39 \text{ m}^3 \\
 V_{\text{shell+bottom}} &= 2,66 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Tinggi cairan

$$\begin{aligned}
 V_{\text{bottom + melter}} &= \text{Tinggi cairan dalam melter} \cdot \text{Luas penampang melter} \dots\dots\dots 28 \\
 \text{Tinggi cairan dalam melter} &= \frac{V_{\text{bottom + melter}}}{\text{Luas penampang melter}} \dots\dots\dots 29 \\
 &= \frac{2,66 \text{ m}^3}{2,18 \text{ m}^2} \\
 &= 1,22 \text{ m}
 \end{aligned}$$

9. Menghitung Kebutuhan Pemanas

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{Q}{\text{Cp} \cdot \text{dT}} \dots\dots\dots 30 \\
 \text{Cp} \cdot \text{dT} &= 36,16 \text{ kJ/Kg} \qquad \qquad \qquad [\text{Moore, R. L. (210)}] \\
 m &= \frac{1265731,72 \text{ kJ/jam}}{36,16 \text{ kJ/Kg}} \\
 &= 35000 \text{ Kg/jam}
 \end{aligned}$$

10. Perancangan Pemanas

Menentukan ΔT_{LMTD}



- Fluida panas (Dowtherm)

Suhu masuk (T_1) = 250°C = 482°F

Suhu keluar (T_2) = 233,39°C = 452,10°F

- Fluida dingin (*liquid*)

Suhu masuk (t_1) = 153,55°C = 308,38°F

Suhu keluar (t_2) = 160°C = 320°F

ΔT_{LMTD} dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} \dots\dots\dots 31 \\ &= \frac{(482 - 320)^\circ\text{F} - (452,10 - 308,38)^\circ\text{F}}{\ln \frac{(482 - 320)^\circ\text{F}}{(452,10 - 308,38)^\circ\text{F}}} \\ &= \frac{18,28^\circ\text{F}}{0,12} \\ &= 152,68^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menentukan luas transfer panas

Karena fluida dingin memiliki viskositas campuran lebih dari 1 cP, maka dapat disebut sebagai *heavy organic*. Berdasarkan tabel 8 Kern, D.Q. (1983) halaman 840, untuk *hot fluid* berupa *light organic* dan *cold fluid* berupa *heavy organic* diperoleh $U_d = 10-40 \text{ BTU}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F})$

Dipilih $U_d = 40 \text{ BTU}/(\text{jam Ft}^2)$

$$Q_4 = 1199628,19 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}}$$

$$Q_4 = U_d \cdot A \cdot \Delta T_{LMTD} \dots\dots\dots 32$$

Sehingga luas transfer panas dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q_4}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}} \dots\dots\dots 33 \\
 &= \frac{1199628,19 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}}}{40 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 152,68^\circ\text{F}} \\
 &= 196,44 \text{ s ft}^2
 \end{aligned}$$

Luas permukaan melter tank

$$H_{shell} = 1,39 \text{ m}$$

$$OD = 1,52 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 A_{melter} &= \text{Luas penampang melter} + \text{Luas penampang bottom} \dots\dots\dots 34 \\
 &= \pi \cdot OD \cdot H_{shell} + \frac{\pi}{2} \cdot OD^2 \\
 &= 3,14 \cdot 1,52 \text{ m} \cdot 1,39 \text{ m} + \frac{3,14}{2} (1,52 \text{ m})^2 \\
 &= 12,70 \text{ m}^2 \\
 &= 136,65 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas dapat disimpulkan bahwa luas transfer panas (A) yang dibutuhkan > Luas permukaan melter tank (A_{melter}), sehingga digunakan coil.

11. Perancangan Koil

Kecepatan volumetrik dowtherm-A

$$m_{dowtherm} = 35000 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$\rho_{dowtherm} = 867,24 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 54,14 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$q_d = \frac{m_{dowtherm}}{\rho_{dowtherm}} \dots\dots\dots 35$$

$$\begin{aligned}
 q_d &= \frac{53000 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{867,24 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\
 &= 40,36 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \\
 &= 0,40 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}
 \end{aligned}$$

Diameter pipa koil

Diameter pipa koil dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M. (1990) halaman 100, sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 D_{\text{opt}} &= 3,9 \cdot q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \dots\dots\dots 36 \\
 &= 3,9 \cdot \left(0,40 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}\right)^{0,45} \cdot \left(54,14 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13} \\
 &= 4,32 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 11. Kern, D.Q. (1983) halaman 844 diperoleh :

NPS = 6 in, Sch. No. 80

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 6,625 \text{ in} = 0,55 \text{ ft} = 0,27 \text{ m} \\
 \text{ID} &= 5,761 \text{ in} = 0,48 \text{ ft} = 0,15 \text{ m} \\
 \text{At} &= 26,1 \text{ in}^2 = 0,18 \text{ ft}^2 = 0,02 \text{ m}^2 \\
 \text{Ao} &= 1,734 \text{ ft/ft}^2
 \end{aligned}$$

Panjang pipa koil

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{A}{A_o} \dots\dots\dots 37 \\
 &= \frac{196,44 \text{ ft}^2}{1,734 \text{ ft/ft}^2} \\
 &= 113,29 \text{ ft} \\
 &= 34,53 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Volume koil

$$\begin{aligned}
 V_{\text{koil}} &= \frac{\pi}{4} \text{OD}^2 \cdot L \dots\dots\dots 38 \\
 &= \frac{3,14}{4} (0,17 \text{ m})^2 \cdot 34,53 \text{ m} \\
 &= 0,77 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume cairan setelah ditambah koil

$$\begin{aligned}
 V_{\text{cairan+koil}} &= V_{\text{cairan awal}} + V_{\text{koil}} \dots\dots\dots 39 \\
 &= 2,66 \text{ m}^3 + 0,77 \text{ m}^3 \\
 &= 3,43 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Tinggi cairan setelah ditambah koil

$$\begin{aligned}
 T_{\text{cairan+koil}} &= \frac{V_{\text{cairan+koil}}}{\text{Luas penampang melter}} \dots\dots\dots 40 \\
 &= \frac{3,43 \text{ m}^3}{2,18 \text{ m}^2} \\
 &= 1,57 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Diameter lengkungan koil

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter lengkungan koil} &= 0,85 \times \text{IDmelter} \dots\dots\dots 41 \\
 &= 0,85 \times 1,67 \text{ m} \\
 &= 1,42 \text{ m} \\
 &= 4,65 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Luas perpindahan panas koil

$$\begin{aligned}
 A' &= A_o \cdot \pi \cdot \text{Diameter lengkungan koil} \dots\dots\dots 42 \\
 &= 1,734 \text{ ft/ft}^2 \cdot 3,14 \cdot 4,65 \text{ ft} \\
 &= 25,32 \text{ ft}^2 \\
 &= 2,35 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Jumlah lengkungan koil

$$\begin{aligned}
 N_{\text{koil}} &= \frac{A}{A'} \dots\dots\dots 43 \\
 &= \frac{196,44 \text{ ft}^2}{25,32 \text{ ft}^2} \\
 &= 7,76
 \end{aligned}$$

Sehingga jumlah lengkungan koil pada *melter tank* yaitu 8 buah.

Tinggi koil

$$\begin{aligned}
 H_{\text{koil}} &= N_{\text{koil}} \cdot ID_{\text{koil}} \dots\dots\dots 44 \\
 &= 8 \cdot 0,15 \text{ m} \\
 &= 1,17 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jarak antar koil

$$\begin{aligned}
 J_{\text{koil}} &= 1 \cdot OD_{\text{koil}} \dots\dots\dots 45 \\
 &= 1 \cdot 0,17 \text{ m} \\
 &= 0,17 \text{ m}
 \end{aligned}$$

12. Pipa Inlet dan Oulter Melter Tank**a. Umpan masuk**

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{in}} &= 954,60 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \\
 &= 59,60 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \\
 q_{\text{in}} &= 9,28 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \\
 &= 0,09 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}
 \end{aligned}$$

Diameter pipa koil dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M. (1990) halaman 100, sebagai berikut :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot q^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \cdot \left(0,09 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}\right)^{0,45} \cdot \left(59,60 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13}$$

$$= 2,26 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 11. Kern, D.Q. (1983) halaman 844 diperoleh :

NPS = 3 in, Sch. No. 80

OD = 3,50 in = 0,09 m

ID = 2,90 in = 0,07 m

b. Keluaran melter tank

Tabel 10. Data densitas masing-masing komponen keluaran

| Komponen | Kg/jam | xF | ρ (gr/cm ³) | xF x ρ |
|--|----------------|-------------|-------------------------|---------------|
| C ₆ H ₅ OH | 2550,07 | 0,29 | 0,9561 | 0,2753 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) _{2 (s)} | 6306,82 | 0,71 | 0,9540 | 0,6793 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) _{2 (l)} | 0,00 | 0,00 | 0,9540 | 0,0000 |
| Total | 8856,89 | 1,00 | | 0,9546 |

$$\rho_{out} = 954,60 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$= 59,60 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

Laju alir volumetrik

$$q_{out} = \frac{\text{Laju alir massa keluar}}{\rho_{out}} \dots\dots\dots 46$$

$$= \frac{8856,89 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{954,60 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 9,28 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

Diameter pipa koil dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M. (1990) halaman 100, sebagai berikut :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot q^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \cdot \left(0,09 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}\right)^{0,45} \cdot \left(59,60 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13}$$

$$= 2,26 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 11. Kern, D.Q. (1983) halaman 844 diperoleh :

NPS = 3 in, Sch. No. 80

OD = 3,50 in = 0,09 m

ID = 2,90 in = 0,07 m

13. Pengaduk dalam mixer

Viskositas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 11. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|--|---------|------------|-------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2629E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1,2831 | 1,1047E-03 | -89645E-04 | 2,3595E-07 |

$$\text{Log}_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 47$$

$$\mu = 10^{(A + B/T + C + DT^2)} \dots\dots\dots 48$$

Keterangan :

μ : Viskositas campuran [cP]

A, B, ..., D : Konstanta

T : Temperatur [K]

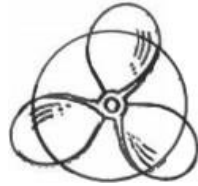
Tabel 12. Data viskositas masing-masing komponen umpan

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|--|----------------|----------------|-------|------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 2550,07 | 0,2879 | 0,58 | 0,16 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) _{2 (s)} | 33,02 | 0,0037 | 8,82 | 0,03 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) _{2 (l)} | 6273,80 | 0,7084 | 8,82 | 6,25 |
| Total | 8856,60 | 1,0000 | | 6,44 |

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned}\mu_{\text{mix}} &= 6,44 \text{ cP} \\ &= 6,44 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}\end{aligned}$$

Pemilihan jenis pengaduk

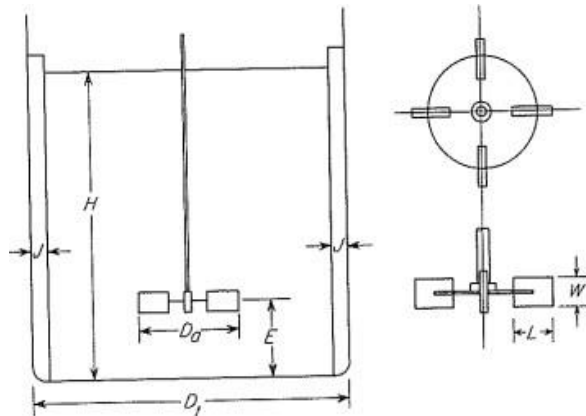


Gambar x.x. *The three bladed*

Berdasarkan Walas, S. M., halaman 288 dipilih jenis pengaduk berupa *the three bladed* dengan alasan :

1. Pengaduk dapat digunakan untuk larutan dengan viskositas <4000 cP.
2. Pengaduk dapat digunakan pada kecepatan yang relatif tinggi, yaitu 1800 rpm.

Dimensi Pengaduk



Gambar x.x. Dimensi tangki berpengaduk standar dengan *propeller*

Keterangan :

D_t = Diameter tangki

D_a = Diameter *propeller*

W = Tinggi *propeller*

L = Lebar *propeller*

J = Lebar *baffle*

E = Jarak *propeller* dari dasar tangki

H = Tinggi cairan

Berdasarkan Mc. Cabe and Smith, (1993), halaman 243 diketahui :

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \qquad \frac{H}{D_t} = \frac{1}{5} \qquad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \qquad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \qquad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

Sehingga diperoleh hasil :

$$D_a \text{ (Diameter propeller)} = \frac{1}{3} D_t \dots\dots\dots 49$$

$$= \frac{1}{3} 1,68 \text{ m}$$

$$= 0,56 \text{ m}$$

$$E \text{ (Jarak propeller)} = \frac{1}{3} D_t \dots\dots\dots 50$$

$$= \frac{1}{3} 1,68 \text{ m}$$

$$= 0,56 \text{ m}$$

$$L \text{ (Lebar propeller)} = \frac{1}{4} D_a \dots\dots\dots 51$$

$$= \frac{1}{4} 0,56 \text{ m}$$

$$= 0,14 \text{ m}$$

$$W \text{ (Tinggi propeller)} = \frac{1}{5} D_a \dots\dots\dots 52$$

$$= \frac{1}{5} 0,56 \text{ m}$$

$$= 0,14 \text{ m}$$

$$J \text{ (Lebar baffle)} = \frac{1}{12} D_t \dots\dots\dots 53$$

$$= \frac{1}{12} 1,68 \text{ m}$$

| | | |
|--------------------------|----------------|----|
| J (Lebar <i>baffle</i>) | = 0,14 m | |
| H (Tinggi cairan) | = Dt x 1 | 54 |
| | = 1,68 m | |

Berdasarkan Mc. Cabe and Smith, (1993), halaman 243 diketahui :

Jumlah *baffle* = 4 buah

Jumlah *blade* = 3 buah

Volume cairan setelah ditambah pengaduk dan *baffle*

$$\begin{aligned}
 V_{\text{cairan+pengaduk+baffle}} &= \text{Luas penampang melter} \cdot H_{\text{cairan+pengaduk+baffle}} \dots\dots\dots 55 \\
 &= 2,18 \text{ m}^2 \cdot 1,68 \text{ m} \\
 &= 3,66 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume pengaduk dan *baffle*

$$\begin{aligned}
 V_{\text{pengaduk+baffle}} &= V_{\text{cairan+pengaduk+baffle}} - V_{\text{cairan}} \dots\dots\dots 56 \\
 &= 3,66 \text{ m}^3 - 2,66 \text{ m}^3 \\
 &= 1,00 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume cairan total

$$\begin{aligned}
 V_{\text{Total}} &= V_{\text{cairan}} + V_{\text{koil}} + V_{\text{pengaduk+baffle}} \dots\dots\dots 57 \\
 &= 2,66 \text{ m}^3 + 0,77 \text{ m}^3 + 1,00 \text{ m}^3 \\
 &= 4,43 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume tangki dirancang *over design* sebanyak 20% dari volume cairan, sehingga :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tangki}} &= 120\% \cdot V_{\text{cairan total}} \dots\dots\dots 58 \\
 &= 120\% \cdot 4,43 \text{ m}^3 \\
 &= 5,31 \text{ m}^3 \\
 &= 1403,14 \text{ gall}
 \end{aligned}$$

Kecepatan Putar Pengaduk (N)

Kecepatan putar pengaduk dihitung berdasarkan persamaan 8.8 Rase, H. F., (1977) halaman 338 :

$$\frac{WELH}{2 \cdot Da} = \left(\frac{\pi \cdot Da \cdot N^2}{600} \right) \dots\dots\dots 59$$

Dimana :

$$\begin{aligned} WELH &= \frac{\rho_{mix} \cdot \text{Tinggi cairan} \dots\dots\dots 60}{\rho_{air}} \\ &= \frac{954,60 \frac{kg}{m^3} \cdot 1,68 m}{899,22 \frac{kg}{m^3}} \\ &= 1,78 m \\ &= 5,84 ft \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} N &= \frac{600}{\pi \cdot Da} \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot Da} \dots\dots\dots 61} \\ &= \frac{600}{3,14 \cdot 1,83 ft} \sqrt{\frac{5,84}{2 \cdot 1,83 ft}} \\ &= 131,46 rpm \end{aligned}$$

Berdasarkan Walas, S. M., 1990, halaman 288, digunakan kecepatan putar standar (N) = 155 rpm = 2,58 rps.

Jumlah pengaduk

Jumlah pengaduk dihitung berdasarkan persamaan 8.9 Rase, H. F., 1977, halaman 345.

$$\begin{aligned} \Sigma Propeller &= \frac{WELH}{ID} \dots\dots\dots 62 \\ &= \frac{5,84 ft}{5,47 ft} \\ &= 1,06 ft \end{aligned}$$

Sehingga jumlah pengaduk yang digunakan yaitu 1 buah.

Tenaga Pengadukan

a. Menghitung bilangan *Reynold*

Bilangan Reynold dihitung berdasarkan persamaan 9.17 Mc Cabe dan Smith, 1993, halaman 249 adalah :

$$NRe = \frac{N \cdot Da^2 \cdot \rho}{\mu} \dots\dots\dots 63$$

Keterangan

NRe = Bilangan *Reynold*

N = Jumlah putaran (rps)

Da = Diameter *propeller* (m)

ρ = Densitas cairan (kg/m³)

μ = Viskositas cairan (kg/(m.s))

Sehingga :

$$NRe = \frac{2,58 \text{ rps} \cdot (0,56 \text{ m})^2 \cdot 954,60 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{6,44 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \\ = 119534,61$$

b. Menentukan *Power Number* (Np)

Berdasarkan fig 8.8. Rase, H. R., 1977, halaman 349, diperoleh :

$$Np = 5,1$$

c. Menentukan tenaga pengadukan

$$P = Np \cdot N^3 \cdot Da^5 \cdot \rho \dots\dots\dots 64 \\ = 5,1 \cdot (2,58 \text{ rps})^3 \cdot (0,56 \text{ m})^5 \cdot 954,60 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \\ = 4573,11 \frac{\text{kg} \cdot \text{m}^2}{\text{s}^3} \\ = 4573,11 \text{ watt} \\ = 6,14 \text{ Hp}$$

Jika efisiensi motor yang digunakan adalah 85%, maka :

$$P = \frac{6,13 \text{ Hp}}{85\%} \dots\dots\dots 65$$

$$= 7,21 \text{ Hp}$$

Sehingga, standar daya motor pengaduk adalah 7,21 Hp.

14. Menentukan Harga *Melter Tank*

Berdasarkan Aries Newton, 1995, halaman 53 diperoleh harga *melter tank* sebesar US\$3000 .

Untuk mencari harga pada tahun 2020 digunakan persamaan sebagai berikut :

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \dots\dots\dots 83$$

(Aries Newton, 1995, halaman 53)

Keterangan :

E_x = Harga pada tahun x

E_y = Harga pada tahun y

N_x = Indeks pada tahun x

N_y = Indeks pada tahun y

N_x = Indeks pada tahun 2020 = 519,3

N_y = Indeks pada tahun 1954 = 185

E_y = Harga pada tahun 1954 = US\$3000

Maka nilai E_x adalah sebagai berikut :

$$E_x = US\$3000 \frac{519,3}{185}$$

$$= US\$9558,10$$

Sehingga, harga *melter tank* pada tahun 2020 yaitu sebesar US\$9558,10.

KESIMPULAN**ML-01**

Tugas : Melelehkan kristal $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$.

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk tertutup

Kondisi Operasi

Tekanan = 1 atm

Suhu = 160°C

Ukuran Mixer

Diameter dalam (ID) = 1,67 m

Diameter luar (OD) = 1,68 m

Tinggi mixer = 2,37 m

Volume mixer = $5,31 \text{ m}^3$

Volume cairan awal = $2,66 \text{ m}^3$

Volume cairan + koil = $3,43 \text{ m}^3$

Volume cairan + koil + pengaduk = $4,43 \text{ m}^3$

Tinggi cairan awal = 1,22 m

Tinggi cairan + koil = 1,57 m

Tinggi cairan + koil + pengaduk = 2,03 m

Pemilihan Jenis Pendingin

Jenis pendingin = Dowtherm

Diameter dalam (ID) = 6,625 in = 0,17 m

Diameter luar (OD) = 5,576 in = 0,15 m

Panjang = 34,53 m

Jumlah lengkungan = 8

Luas perpindahan panas = $196,45 \text{ ft}^2$

Tinggi koil = 1,17 m

Pemilihan Jenis Pengaduk

| | |
|-------------------------------------|--------------------------|
| Jenis pengaduk | = <i>The three blade</i> |
| Diameter <i>propeller</i> | = 0,56 m |
| Lebar <i>propeller</i> | = 0,14 m |
| Jarak <i>propeller</i> dengan dasar | = 0,56 m |
| Lebar <i>baffle</i> | = 0,14 m |
| Tinggi <i>propeller</i> | = 0,11 m |
| Jumlah <i>baffle</i> | = 4 buah |
| Daya pengaduk | = 7,5 Hp |

Pemilihan bahan

Bahan = *Carbon Steel SA-283 Grade A*

Harga = US\$9558,10

STRIPPER

ST-01

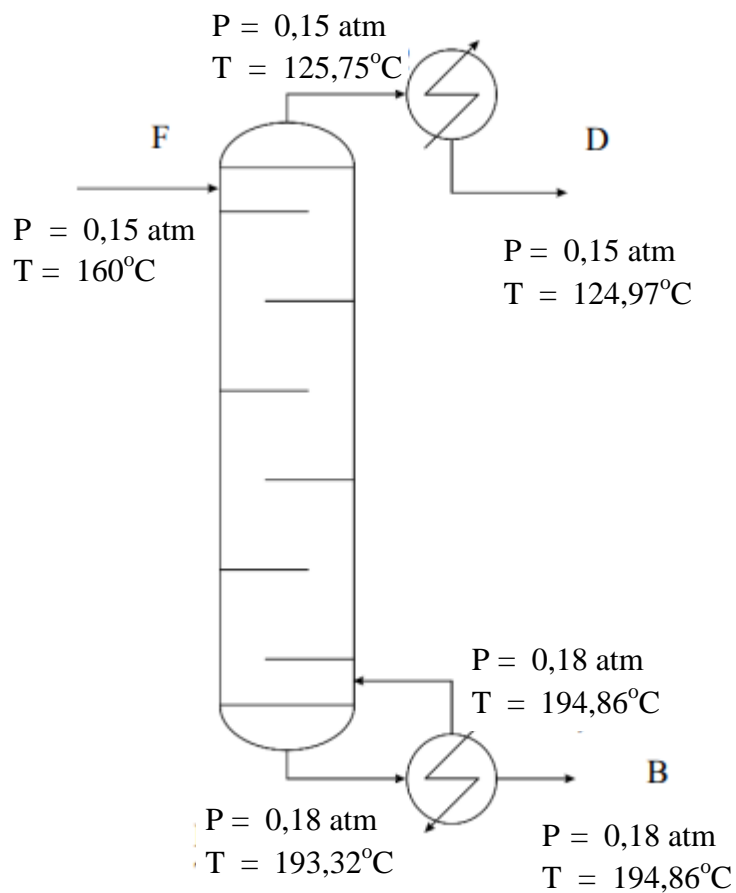
Fungsi : Memisahkan $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ dan $\text{C}_5\text{H}_6\text{OH}$ sebagai produk

Jenis : *Sieve Tray Stripper Coloumn*

Kondisi Operasi : Tekanan : 0,15 atm

Suhu : 160°C

Sketsa permasalahan :



Asumsi :

1. Stripper bekerja pada keadaan *steady* (tunak).
2. Aliran dalam setiap *plate* konstan.
3. Koefisien kesetimbangan fase mengikuti persamaan $K_i = \frac{P_i}{P_{\text{total}}}$

1. Neraca Massa di Sekitar Stripper

a. Umpan masuk masuk stripper

Tabel 1. Data umpan masuk stripper (arus 25)

| Komponen | Aliran input arus 25 | |
|--|----------------------|--------------|
| | Kg/jam | kmol/jam |
| C ₆ H ₅ OH | 2550,07 | 27,10 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6306,82 | 27,63 |
| Total | 8856,89 | 54,73 |

b. Keluaran hasil atas stripper

Tabel 2. Data hasil atas stripper (arus 27)

| Komponen | Aliran keluar arus 27 | |
|--|-----------------------|--------------|
| | Kg/jam | kmol/jam |
| C ₆ H ₅ OH | 2537,45 | 26,97 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6,31 | 0,03 |
| Total | 2543,76 | 27,00 |

Tabel 3. Data hasil bawah stripper (arus 30)

| Komponen | Aliran Input Arus 30 | |
|--|----------------------|--------------|
| | Kg/jam | Kmol/jam |
| C ₆ H ₅ OH | 12,62 | 0,13 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6300,51 | 27,60 |
| Total | 6313,13 | 27,73 |

2. Menentukan Kondisi Operasi Menara Distilasi

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data Konstanta Antoine masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|--|----------|-------------|----------|------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 23,5332 | -3,4961E+03 | -4,8990 | 1,2160E-04 | 9,6537E-13 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 172,1183 | -1,4667E+04 | -54,8540 | 1,1985E-02 | 9,7628E-12 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \text{Log}_{10} T + DT + ET^2 \dots\dots\dots 1$$

$$P_i = 10^{(A+B/T+C \text{Log}_{10} T+DT+ET^2)} \dots\dots\dots 2$$

Dengan : P_i : Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B, ..., E : Konstanta Antoine

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Konstanta Antoine dapat dihitung tekanan uap jenuh. Selanjutnya konstanta kesetimbangan K dapat hitung dengan persamaan :

$$K = \frac{P_i}{P} \dots\dots\dots 3$$

Dengan : K = Kesetimbangan fase uap-air

P_i = Tekanan uap jenuh [mmHg]

P = Tekanan total [mmHg]

Kondisi suatu campuran dapat diketahui dengan persamaan *Raoult Dalton*, yaitu:

$$y_i = k \cdot x_i \text{ atau } x_i = \frac{k}{y_i} \dots\dots\dots 4$$

Jika : $\sum y_i = 1$, maka kondisi campuran adalah cair jenuh

$\sum x_i = 1$, maka kondisi campuran adalah uap jenuh

Umpan : Umpan masuk dalam keadaan cair jenuh

Komponen Kunci :

Komponen kunci ringan (*light key component*) dipilih C_6H_5OH

Komponen kunci berat (*heavy key component*) dipilih $(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2$

a. Kondisi operasi umpan

Kondisi umpan menara dirancang pada keadaan *bubble point* (titik didih).

Berdasarkan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel, diperoleh kondisi operasi sebagai berikut :

$$P = 0,15 \text{ atm} = 114,73 \text{ mmHg}$$

$$T = 160^\circ\text{C} = 433 \text{ K}$$

Tabel 5. Kondisi operasi umpan

| Komponen | kmol/jam | xi | Pi | Ki | yi = xi.Ki | $\alpha=K_i/K_{hk}$ |
|--|--------------|---------------|--------|------|---------------|---------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 27,10 | 0,4952 | 394,06 | 1,94 | 0,9604 | 24,64 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 27,63 | 0,5048 | 15,99 | 0,08 | 0,0396 | 1,00 |
| Total | 54,73 | 1,0000 | | | 1,0000 | |

b. Kondisi operasi atas (distilat)

Kondisi operasi puncak menara terjadi pada keadaan *dew point*. Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S.

Excel sampai diperoleh $\sum x_i = \sum y_i/K_i = 1$.

P = 0,15 atm = 114,73 mmHg

T = 125,75°C = 398,75 K

Tabel 6. Kondisi operasi distilat pada suhu embun

| Komponen | kmol/jam | Yi | Pi | Ki | xi = yi/Ki | $\alpha=K_i/K_{hk}$ |
|--|--------------|---------------|--------|------|---------------|---------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 26,97 | 0,9990 | 118,34 | 1,03 | 0,9685 | 31,76 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,03 | 0,0010 | 3,73 | 0,03 | 0,0315 | 1,00 |
| Total | 27,00 | 1,0000 | | | 1,0000 | |

c. Kondisi operasi bawah (bottom)

Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel sampai diperoleh $\sum y_i = K_i \cdot \sum x_i = 1$.

P = 0,15 atm = 114,73 mmHg

T = 185°C = 468 K

Tabel 7. Kondisi operasi *bottom*

| Komponen | kmol/jam | xi | Pi | Ki | yi = xi.Ki | $\alpha=K_i/K_{hk}$ |
|--|--------------|---------------|--------|-------|---------------|---------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,13 | 0,0048 | 839,05 | 11,77 | 0,0570 | 12,43 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 27,60 | 0,9952 | 67,53 | 0,95 | 0,9430 | 1,00 |
| Total | 27,73 | 1,0000 | | | 1,0000 | |

3. Menentukan LK dan HK

Adapun pemilihan komponen kunci adalah sebagai berikut :

Light key : C₆H₅OH

High key : (CH₃)₂C(C₆H₄OH)₂

Menentukan distribusi komponen menggunakan persamaan Shiras dkk, atau persamaan 9.164 Treyball, R.E. (1980) halaman 435:

$$\frac{x_{jD}D}{x_{jF}F} = \left[\frac{(\alpha_j - 1) \cdot x_{IkD} \cdot D}{(\alpha_{Ik} - 1) \cdot x_{IkF} \cdot F} + \frac{(\alpha_{Ik} - \alpha_j) \cdot x_{hkD} \cdot D}{(\alpha_{Ik} - 1) \cdot x_{hkF} \cdot F} \right] \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

D : Laju alir mol pada distilat

F : Laju alir mol pada umpan

x_{jD} : Fraksi mol komponen j distilat

x_{IkD} : Fraksi mol komponen kunci ringan distilat

x_{hkD} : Fraksi mol komponen kunci berat distilat

x_{jF} : Fraksi mol komponen j pada umpan

x_{IkF} : Fraksi mol komponen kunci ringan umpan

x_{hkF} : Fraksi mol komponen kunci berat umpan

α_j : Volatilitas komponen j

α_{Ik} : Volatilitas komponen kunci ringan

Syarat :

- Jika nilai $\frac{x_{jD}D}{x_{jF}F}$ berada pada $-0,01 < \frac{x_{jD}D}{x_{jF}F} < 1,01$, maka komponen tersebut akan terdistribusi sebagai hasil atas dan hasil bawah.
- Jika nilai $\frac{x_{jD}D}{x_{jF}F} > 1,01$, maka komponen tersebut hanya terdistribusi sebagai hasil atas.
- Jika nilai $\frac{x_{jD}D}{x_{jF}F} < -0,01$, maka komponen tersebut hanya terdistribusi sebagai hasil bawah.

Dengan memasukkan data-data yang sudah ada, diperoleh hasil distribusi masing-masing komponen :

Tabel 8. Hasil distribusi masing-masing komponen

| Komponen | $\frac{\alpha_j - 1}{\alpha_{Ik} - 1}$ | $\frac{x_{IkD} \cdot D}{x_{IkF} \cdot F}$ | $\frac{\alpha_{Ik} - \alpha_j}{\alpha_{Ik} - 1}$ | $\frac{x_{hkD} \cdot D}{x_{hkF} \cdot F}$ | $\frac{x_{jD}D}{x_{jF}F}$ | Terdistribusi |
|--|--|---|--|---|---------------------------|----------------|
| C ₆ H ₅ OH | 1,0000 | 0,9950 | 0,0000 | 0,0010 | 0,9950 | atas dan bawah |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,0000 | 0,9950 | 0,1000 | 0,0010 | 0,0010 | atas dan bawah |

4. Volatilitas Relatif Rata-Rata (α_{avg})

Volatilitas relatif rata-rata (α_{avg}) dihitung menggunakan :

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{top} \times \alpha_{bottom}} \dots\dots\dots 6$$

(Towler, G. dan Sinnott, R., 2008)

Keterangan :

α_{avg} : Volatilitas relatif rata-rata

α_{top} : Volatilitas relatif *distilat*

α_{bottom} : Volatilitas relatif *bottom*

Dengan menggunakan persamaan di atas, diperoleh relatif volatilitas rata-rata sebagai berikut :

Tabel 9. Volatilitas relatif masing-masing komponen.

| Komponen | α_{top} | α_{bottom} | α_{avg} |
|--|----------------|-------------------|----------------|
| C ₆ H ₅ OH | 31,76 | 12,43 | 19,86 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 1,00 | 1,00 | 1,00 |

5. Jumlah *Plate* Minimum (N_m)

Jumlah *plate* minimum (N_m) dihitung menggunakan persamaan *Fenske* (persamaan 11.58) Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 675 :

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right]_D \left[\frac{x_{hk}}{x_{lk}} \right]_B}{\log \alpha_{lk}} \dots\dots\dots 7$$

Keterangan :

N_m : Jumlah *plate* minimum

x_{lk} : Fraksi mol komponen kunci ringan

x_{hk} : Fraksi mol komponen kunci berat

D : *Distilat*

B : *Bottom*

α_{lk} : Volatilitas relatif rata-rata komponen kunci ringan

α_{hk} : Volatilitas relatif rata-rata komponen kunci berat

Sehingga :

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{0,9990}{0,0010} \right]_D \left[\frac{0,9952}{0,0048} \right]_B}{\log(19,86)}$$

$$N_m = 4,08$$

6. Refluk Minimum

Untuk menentukan refluks minimum digunakan persamaan *Underwood* (persamaan 11.61) Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 676 :

$$\sum \frac{\alpha_i - x_{iF}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \dots\dots\dots 8$$

Sedangkan refluks minimum dihitung persamaan 11.60 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 675 :

$$\sum \frac{\alpha_i - x_{iD}}{\alpha_i - \theta} = R_{\min} + 1 \dots\dots\dots 9$$

a. Konstanta *Underwood*

Umpan masuk dalam keadaan cair jenuh, sehingga $q = 1$

Trial $\theta = 1,94$

Tabel 10. Tabel konstanta *Underwood*

| Komponen | x_F | α_F | $\alpha_F \cdot x_F$ | $\alpha_F - \theta$ | $\frac{\alpha_i - x_{iF}}{\alpha_i - \theta}$ |
|--|---------------|------------|----------------------|---------------------|---|
| C ₆ H ₅ OH | 0,4952 | 24,64 | 12,20 | 22,70 | 0,54 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,5048 | 1,00 | 0,50 | -0,94 | -0,54 |
| Total | 1,0000 | | | | 0,00 |

b. Refluk rasio minimum

Tabel 11. Jumlah refluks rasio minimum + 1

| Komponen | x_D | α_D | $\alpha_D \cdot x_D$ | $\alpha_D - \theta$ | $\frac{\alpha_i - x_{iD}}{\alpha_i - \theta}$ |
|--|---------------|------------|----------------------|---------------------|---|
| C ₆ H ₅ OH | 0,9685 | 32,17 | 31,16 | 30,23 | 1,0306 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,0315 | 1,00 | 0,03 | -0,94 | -0,0336 |
| Total | 1,0000 | | | | 0,9970 |

$$R_{\min} + 1 = 0,9970$$

$$R_{\min} = -0,0020 \approx 0$$

(Tidak ada refluks)

7. Plate ideal

Puncak menara

$$\left(\frac{V}{L}\right)_{\min} = \frac{S}{\alpha_{LK} \cdot D} \dots\dots\dots 10$$

$$S = 99,75 \%$$

$$\alpha_{LK D} = 31,76$$

$$\left(\frac{V}{L}\right)_{\min} = \frac{99,75 \%}{31,76}$$

$$= 0,03$$

Menentukan $\left(\frac{V}{L}\right)_{\text{operasi}}$

Perancangan menggunakan media pendingin pada kondensor total berupa

dowtherm, dengan $\left(\frac{V}{L}\right)_{\text{operasi}} = 1,05 - 1,10 \left(\frac{V}{L}\right)_{\text{minimal}}$.

$$\left(\frac{V}{L}\right)_{\text{operasi}} = 1,10 \left(\frac{V}{L}\right)_{\min}$$

$$= 1,10 \cdot 0,03$$

$$= 0,035$$

Jumlah plate idel dihitung menggunakan persamaan 8-206, Ludwig, E. E., 1979, volume II, halaman 111, :

$$(M_o+1) \log S_{io} = \log \left[\frac{S_{io} - E_{si}}{1 - E_{si}} \right] \dots\dots\dots 11$$

$$S_{io} = \alpha_{LK D} \times \left(\frac{V}{L}\right)_{\text{operasi}}$$

$$= 31,76 \times 0,035$$

$$= 1,10$$

$$M_o+1 = \frac{\log \left[\frac{S_{io} - E_{si}}{1 - E_{si}} \right]}{\log S_{io}} \dots\dots\dots 12$$

$$M_{o+1} = \frac{\log \left[\frac{1,10 - 0,9975}{1 - 0,9975} \right]}{\log (1,10)}$$

$$M_{o+1} = 6,63$$

$$M_o = 5,63$$

$$M_o = 6$$

8. Efisiensi Plate

Efisiensi *plate* dihitung berdasarkan pendekatan *O'Connel* yang ditunjukkan pada persamaan 11.67 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 701, yaitu :

$$E_o = 51 - 32 \log(\mu_a \alpha_a) \dots\dots\dots 13$$

Keterangan :

E_o = Efisiensi *plate*

μ_a = Viskositas rerata cairan umpan

α_a = Volatilitas relatif cairan umpan

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 12. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|--|---------|------------|-------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2620E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1,2831 | 1,1047E+03 | -8,9654E-02 | 2,3595E-05 |

Tabel 13. Data untuk menghitung efisiensi *plate*

| Komponen | x_F | μ | α_F | $x_F \cdot \mu \cdot \alpha_F$ |
|--|---------------|-------|------------|--------------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,4952 | 0,26 | 24,64 | 2,58 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,5048 | 0,82 | 1,00 | 0,82 |
| Total | 1,0000 | | | 3,40 |

Sehingga efisiensi *plate* dapat dihitung sebagai berikut :

$$E_o = 51 - 32 \log(3,41)$$

$$E_o = 34\%$$

9. Jumlah Plate Aktual

$$N_{\text{aktual}} = \frac{N}{\text{Efisiensi}} + 1 \dots\dots\dots 14$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} N_{\text{aktual}} &= \frac{6}{34\%} + 1 \\ &= 18 \end{aligned}$$

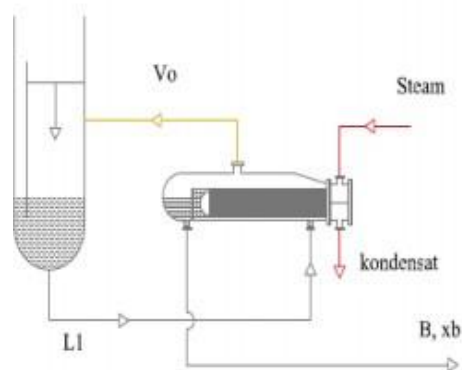
10. Diameter dan Tinggi menara

Dasar menara

Sketsa permasalahan :

Suhu residu (keluaran reboiler) : 458 K

Tekanan : 0,08 atm



Keterangan :

L_1 : Kecepatan massa cairan (kg/jam)

V_o : Kecepatan massa uap (kg/jam)

B : Kecepatan massa residu (kg/jam)

x_i : Fraksi mol fase cair

y_i : Fraksi mol fase uap

x_b : Fraksi mol komponen pada residu

| Komponen | BM (kg/kmol) | Kg/jam | Kmol/jam |
|-------------------------|--------------|----------------|--------------|
| C_6H_5OH | 94,11 | 12,63 | 0,13 |
| $(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2$ | 228,29 | 6300,51 | 27,60 |
| Total | | 6313,13 | 27,73 |

Menentukan komposisi uap yang keluar dari reboiler (V_o)

Kecepatan mol V_o = kecepatan mol V_1 karena aliran konstan molal. Maka, komposisi uap dapat dihitung berdasarkan persamaan :

$$V_i = y_i \cdot V \dots\dots\dots 15$$

$V = V_o = 26,99$ kmol/jam (hasil atas stripper)

Tabel 14. Komposisi uap masing-masing komponen di dasar menara

| Komponen | BM | y_i | V_i | | Fraksi massa |
|-------------------------|-------|---------------|--------------|----------------|---------------|
| | | | kmol/jam | Kg/jam | |
| C_6H_5OH | 94,11 | 0,0570 | 1,54 | 144,69 | 0,0243 |
| $(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2$ | 58,08 | 0,9430 | 25,45 | 5810,62 | 0,9757 |
| Total | | 1,0000 | 26,99 | 5955,31 | 1,0000 |

Menentukan komposisi fase cair masuk reboiler (L_i)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$L_i = V_i + B_i \dots\dots\dots 16$$

Keterangan :

L_i : Kecepatan massa fase cair masuk reboiler (kmol/jam)

B_i : Kecepatan massa residu boiler (kmol/jam)

V_i : Kecepatan massa fase uap keluar reboiler (kmol/jam)

Tabel 15. Komposisi cair masing-masing komponen di dasar menara

| Komponen | BM | x_i | L_i | | Fraksi massa |
|-------------------------|-------|---------------|--------------|-----------------|---------------|
| | | | kmol/jam | Kg/jam | |
| C_6H_5OH | 94,11 | 0,0128 | 1,67 | 157,31 | 0,0305 |
| $(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2$ | 18,01 | 0,9872 | 53,05 | 12111,13 | 0,9695 |
| Total | | 1,0000 | 54,72 | 12268,44 | 1,0000 |

Suhu masuk reboiler

Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel sampai diperoleh

$$\sum y_i = K_i \cdot x_i = 1.$$

$$P = 0,15 \text{ atm} = 114,73 \text{ mmHg}$$

$$T = 184,11^\circ\text{C} = 457,11 \text{ K}$$

Tabel 16. Kondisi operasi reboiler

| Komponen | y_i | P_i | K_i | $x_i = y_i/K_i$ | $\alpha = K_i/K_{hk}$ |
|-------------------------|---------------|--------|-------|-----------------|-----------------------|
| C_6H_5OH | 0,0048 | 811,03 | 10,96 | 0,3347 | 15,97 |
| $(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2$ | 0,9952 | 50,80 | 0,69 | 0,6653 | 1,00 |
| Total | 1,0000 | | | 1,0000 | |

Tinjauan fase uap

Suhu operasi = 458 K

Massa molekul campuran (BM_{mix})

$$BM_{mix} = \frac{\text{Kecepatan massa uap total}}{\text{Kecepatan mol uap}} \dots\dots\dots 17$$

$$BM_{mix} = \frac{5959,68 \text{ kg/jam}}{26,99 \text{ kmol/jam}}$$

$$= 220,65 \text{ kg/kmol}$$

Rapat Massa Uap

Dihitung menggunakan persamaan gas ideal :

$$\rho_g = \frac{BM_{mix} \cdot P_T}{R_g \cdot T} \dots\dots\dots 18$$

$$\rho_g = \frac{220,65 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \cdot 0,15 \text{ atm}}{0,0821 \frac{\text{m}^3 \cdot \text{atm}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \cdot 458 \text{ K}}$$

$$= 0,89 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Tinjauan fase cair

Suhu operasi = 457,11 K

Rapat massa fase cair (ρ_1)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\rho_1 = \frac{\text{Kecepatan massa total}}{\text{Kecepatan volume total}} \dots \dots \dots 19$$

Tabel 17. Data volume masing-masing komponen di dasar menara

| Komponen | Massa (kg/jam) | ρ (kg/m ³) | Volume (m ³ /jam) |
|--|-----------------|-----------------------------|------------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 157,31 | 926,19 | 0,17 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 12111,13 | 933,15 | 12,98 |
| Total | 12268,44 | | 13,15 |

Sehingga :

$$\begin{aligned} \rho_1 &= \frac{12268,44 \text{ kg/jam}}{13,15 \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 933,06 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \end{aligned}$$

Tegangan muka

$$\tau = \sum x_{\text{massa}} \cdot \tau_i \dots \dots \dots 20$$

Tabel 18. Data tegangan muka masing-masing komponen di dasar menara

| Komponen | x_{massa} | τ (dyne/cm) | $x_{\text{massa}} \cdot \tau$ |
|--|--------------------|------------------|-------------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,0126 | 23,44 | 0,30 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,9874 | 7,66 | 7,56 |
| Total | 1,0000 | | 7,86 |

Sehingga diperoleh $\tau_{\text{mix}} = 7,86 \text{ dyne/cm}^2$

Parameter Flooding

Dihitung menggunakan persamaan 11.82 Towler, G. dan Sinnott R. (2008), halaman 720 :

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\bar{\rho}_g}{\rho_L}} \dots \dots \dots 21$$

Keterangan :

F_{LV} : Parameter *flooding*

L_w : Kecepatan massa fase cair (kg/jam)

V_w : Kecepatan massa fase uap (kg/jam)

ρ_g : Rapat massa fase uap (kg/m^3)

ρ_l : Rapat massa fase cair (kg/m^3)

Sehingga :

$$F_{LV} = \frac{12268,44 \text{ kg/jam}}{5955,31 \text{ kg/jam}} \sqrt{\frac{0,49 \text{ kg/m}^3}{933,06 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 0,063$$

Parameter kecepatan *flooding* diperoleh dari fig. 11.29 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 720 :

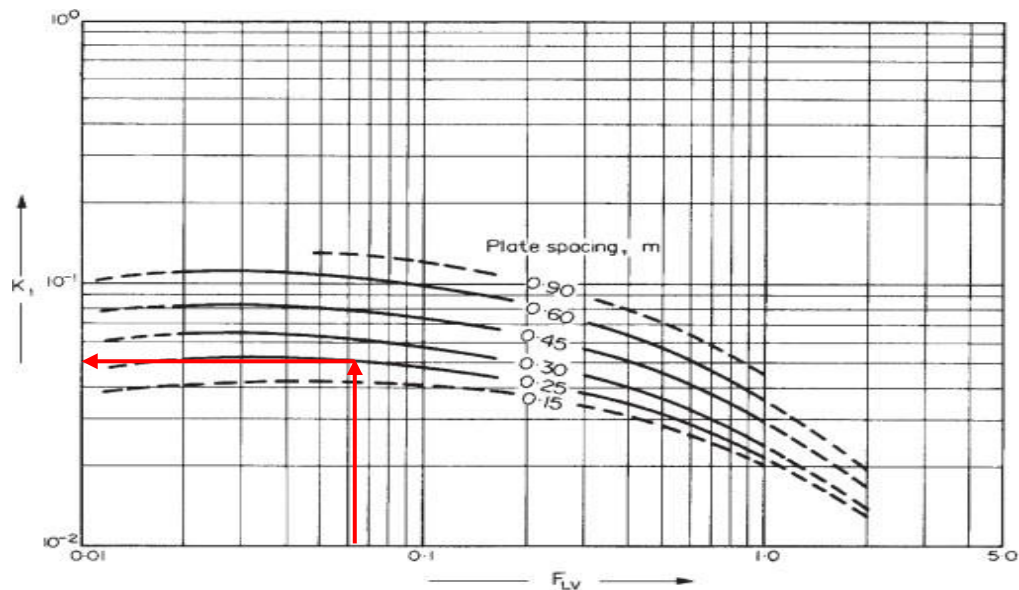


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

Dipilih jarak antar *plate* 0,25 m, sehingga diperoleh nilai $K_1 = 0,041$

Kecepatan uap maksimum

Dihitung menggunakan persamaan 11.81 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 720 :

$$u_f = K_1 \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0,5} \left(\frac{\tau}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2} \dots\dots\dots 22$$

Keterangan :

K_1 : Parameter kecepatan *flooding* (m/s)

u_f : Kecepatan uap maksimum (m/s)

ρ_l : Rapat massa fase cair (kg/m³)

ρ_g : Rapat massa fase gas (kg/m³)

τ : Tegangan muka (dyne/cm)

$$u_f = 0,041 \frac{\text{m}}{\text{s}} \left(\frac{933,06 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 0,89 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,89 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right)^{0,5} \left(\frac{7,86 \text{ dyne/cm}}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2}$$

$$= 1,09 \text{ m/s}$$

Kecepatan volume uap

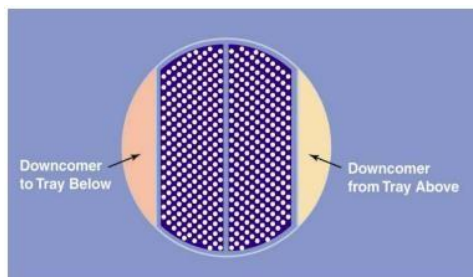
$$Q_{\text{uap}} = \frac{\text{Kecepatan massa uap}}{\text{Rapat massa uap}} \dots\dots\dots 23$$

$$Q_{\text{uap}} = \frac{5955,31 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{\text{jam}}{3600 \text{ s}}}{0,89 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 1,87 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Luas penampang menara

Sieve tray dapat digambarkan di bawah ini :



Kecepatan operasi uap

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 720, kecepatan operasi uap untuk desain berkisar antara 80-85% kecepatan linier maksimum. Dipilih kecepatan operasi uap 85% dari kecepatan linier maksimum.

$$\begin{aligned} u_{op} &= 85\% \cdot u_f \dots\dots\dots 24 \\ &= 85\% \cdot 1,09 \text{ m/s} \\ &= 0,93 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Luas penampang tray

$$A_t = \frac{Q_{uap}}{u_{op}} \dots\dots\dots 25$$

Keterangan :

A_t : Luas penampangan (m^2)

Q_{uap} : Kecepatan volume uap (m^3/s)

u_{op} : Kecepatan linier uap (m/s)

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{1,87 \frac{m^3}{s}}{1,09 \text{ m/s}} \\ &= 2,01 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas Total Area

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 721, *downcomer* menempati 12% dari luas total. Sehingga luas total area dapat dihitung sebagai berikut :

$$A = \frac{A_t}{1 - 0,12} \dots\dots\dots 26$$

$$\begin{aligned} A_c &= \frac{2,01 \text{ m}^2}{1 - 0,12} \\ &= 2,2851 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Downcomer area

$$\begin{aligned}
 A_d &= 12\% \cdot A_c \dots\dots\dots 27 \\
 &= 12\% \cdot 2,2851 \text{ m}^2 \\
 &= 0,2742 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Active area

$$\begin{aligned}
 A_a &= A_c - 2A_d \dots\dots\dots 28 \\
 &= 2,2851 \text{ m}^2 - 2 \times 0,2742 \text{ m}^2 \\
 &= 1,7367 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Hole area

Berdasarkan Walas, S. M. (1990), halaman 428, *hole area* berkirasaran pada 5%-10% *active area*, namun pada umumnya 10%.

$$\begin{aligned}
 A_h &= 10\% \cdot A_a \dots\dots\dots 29 \\
 &= 10\% \cdot 1,7367 \text{ m}^2 \\
 &= 0,1737 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Diameter Menara

$$\begin{aligned}
 D_t &= \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}} \dots\dots\dots 30 \\
 &= \sqrt{\frac{4 \times 2,851 \text{ m}^2}{3,14}} \\
 &= 1,71 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dipilih diameter standar = 1,71 m = 72 in

11. Tebal Shell

Tebal dinding dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell and Young (1959), halaman 254 :

$$t_s = \frac{r_i \cdot P_v}{f \cdot E - 0,6 P_v} + C \dots\dots\dots 31$$

| | | |
|-------|---|-------|
| t_s | = Tebal dinding menara | [in] |
| r_i | = Jari-jari dalam menara | [in] |
| P_v | = Tekanan perancangan menurut alat ukur | [psi] |
| f | = <i>Allowable stress</i> | [psi] |
| E | = Efisiensi sambungan | |
| C | = Faktor korosi | [in] |

Berdasarkan Brownell dan Young (1959), halaman 253, bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel 283 Grade C* dengan alasan:

1. Tangki tidak mengandung cairan yang mematikan.
2. Suhu operasinya adalah $-20 - 650^{\circ}\text{F}$.
3. Tebal *plate*-nya tidak lebih dari $5/8$ in.

Tekanan perancangan :

$$P_v = 120\% \cdot P_{\text{operasi}} \dots\dots\dots 32$$

$$= 120\% \cdot 0,15 \text{ atm} \cdot 14,7 \text{ psi/atm}$$

$$P_v = 2,66 \text{ psi}$$

$$r_i = 36 \text{ in}$$

$$f = 12650 \text{ psi} \quad [\text{Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251}]$$

$$E = 0,8 \quad [\text{Tabel 13.2 Brownell dan Young (1959), hal. 254}]$$

$$C = 0,125 \text{ in} \quad [\text{Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), hal.985}]$$

Sehingga tebal dinding menara :

$$t_t = \frac{36 \text{ in} \times 2,66 \text{ psi}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 2,66 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1345 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal dinding standar} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar menara (OD)} = ID + 2 \cdot t_s \dots\dots\dots 33$$

$$= 72 \text{ in} + 2 \times 0,1875 \text{ in}$$

$$= 72,38 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih OD standar} = 78 \text{ in}$$

$$= 1,98 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID standar} &= \text{ODs} - 2.t_s \dots\dots\dots 38 \\
 &= 1,98 \text{ m} - 2 \cdot 0,0048 \text{ m} \\
 &= 1,97 \text{ m}
 \end{aligned}$$

12. Tebal Head

Berdasarkan Towler G., dan Sinnott, R. (2008) halaman 987, terdapat macam-macam tutup, yaitu :

1. Flat Plate and Formed Flate Head

Jenis tutup ini memiliki harga yang terendah namun penggunaannya terbatas pada tekanan rendah dan bejana dengan diameter kecil.

2. Torispherical Head

Merupakan jenis tutup yang paling umum digunakan untuk bejana hingga tekanan operasi 15 bar. Jenis tutup ini dapat digunakan pada tekanan tinggi, namun pada tekanan diatas 10 bar biaya ekonominya lebih tinggi.

3. Hemispherical Head

Merupakan jenis tutup dengan bentuk terkuat, mampu menahan sekitar dua kali tekanan *torispherical head* dengan ketebalan yang sama. Namun biaya ekonominya akan lebih tinggi dari pada *torispherical head*.

4. Ellipsodial Head

Merupakan jenis tutup yang paling ekonomis untuk digunakan untuk digunakan pada tekanan operasi di atas 15 bar.

Berdasarkan data diatas dipilih jenis tutup *torispherical* karena mampu menahan tekanan yang dirancang serta biaya ekonominya tidak tinggi.

Tebal *head* dihitung dengan persamaan 13.46 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 990 :

$$t_h = \frac{0,885.P_v.R_c}{f.E - 0,1.P_v} + C \dots\dots\dots 34$$

t_h = Tebal *head* [in]

P_v = Tekanan perancangan menurut alat ukur [psi]

= 2,66 psi

| | |
|----------------------------------|--|
| $R_c = \text{Crown Radius}$ | [in] |
| $= 72 \text{ in}$ | |
| $f = \text{allowable stress}$ | [psi] |
| $= 12650 \text{ psi}$ | [Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251] |
| $E = \text{efisiensi sambungan}$ | |
| $= 1,00$ | [Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), hal. 991] |
| $C = \text{faktor korosi}$ | [in] |
| $= 0,125 \text{ in}$ | [Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), hal. 985] |

Sehingga tebal *head* :

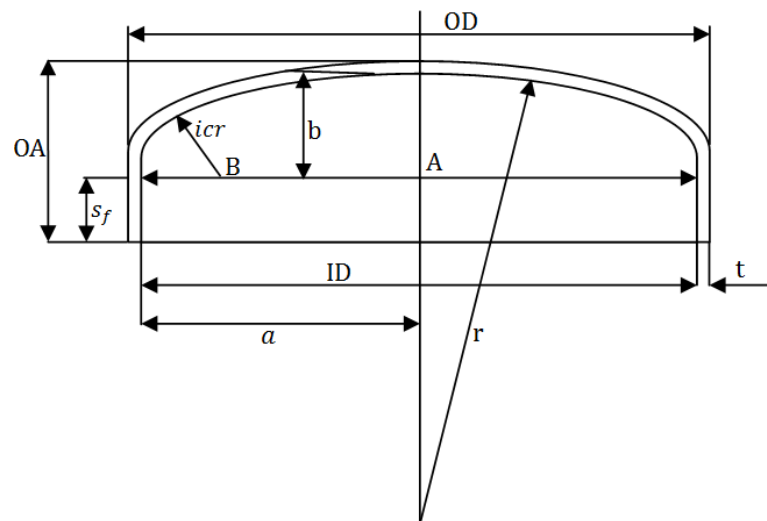
$$t_h = \frac{0,885 \times 2,66 \text{ psi} \times 72 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 1 - 0,1 \times 2,66 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1345 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal head standar} = 5/16 \text{ in} = 0,3125 \text{ in}$$

$$= 0,0079 \text{ m}$$

13. Tinggi Head



| | |
|---|-----|
| $t_h = \text{Tebal head}$ | [m] |
| $icr = \text{Jari-jari sudut internal}$ | [m] |
| $s_f = \text{Flange lurus}$ | [m] |
| $r = \text{Jari-jari kelengkungan}$ | [m] |
| $OA = \text{Tinggi penutup}$ | [m] |

Tinggi tutup stripper dihitung dengan :

$$OA = s_f + b + t_h \dots\dots\dots 35$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \dots\dots\dots 36$$

$$AB = \frac{IDs}{2} - icr \dots\dots\dots 37$$

$$BC = r - icr \dots\dots\dots 38$$

Berdasarkan tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) halaman 88, diperoleh nilai s_f pada t_h standar 5/16 yaitu berkisar antara 1½ - 3.

Dipilih $s_f = 2 \text{ in} = 0,05 \text{ m}$

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell dan Young (1959) halaman 89, diperoleh :

$$r = 78 \text{ in} = 1,98 \text{ m} \quad (\text{untuk OD standar} = 78 \text{ in})$$

$$icr = 4,75 \text{ in} = 0,12 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh :

$$AB = \left(\frac{1,97}{2} - 0,12 \right) \text{ m} = 0,87 \text{ m}$$

$$BC = (1,98 - 0,12) \text{ m} = 1,85 \text{ m}$$

$$b = 1,98 - \sqrt{(1,85 \text{ m})^2 - (0,87 \text{ m})^2} \\ = 0,33 \text{ m}$$

Sehingga tinggi *head* :

$$OA = 0,05 \text{ m} + 0,33 \text{ m} + 0,0048 \text{ m} \\ = 0,39 \text{ m}$$

14. Tinggi Menara

Tinggi menara distilasi dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$H_T = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 \dots\dots\dots 39$$

Keterangan :

H_T : Tinggi total (m)

H_1 : Tinggi penyangga (m)

H_2 : Tinggi ruang kosong bawah (m)

H_3 : Tinggi *tray* (m)

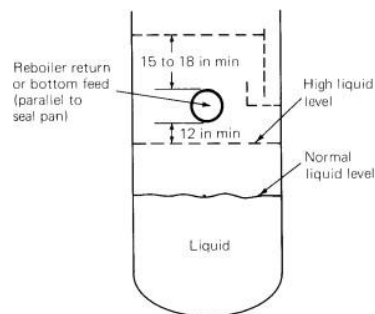
H_4 : Tinggi ruang kosong atas (m)

Tinggi penyangga

Dirancang : Tinggi penyangga (H_1) = 2 m

Tinggi ruang kosong bawah

Tinggi ruang kosong bawah dihitung berdasarkan Kister, H.Z. (1991), halaman 84 sebagai berikut :



Untuk menghitung tinggi ruang kosong bawah, maka perlu dibagi tinggi cairan dan diameter pipa.

Tinggi cairan dihitung menggunakan persamaan :

$$H_1 = \frac{V_1}{A_t} \dots\dots\dots 40$$

$$V_1 = \frac{L_1 \cdot \theta}{\rho_l} \dots\dots\dots 41$$

Keterangan :

H_1 : Tinggi cairan (m)

V_1 : Volume cairan (m^3)

A_t : Luas penampang menara (m^2)

L_1 : Kecepatan volume cairan (m^3/s)

θ : Waktu tinggal cairan (s)

ρ_l : Rapat massa cairan (kg/m^3)

Berdasarkan tabel 4.1 Kister, H.Z. (1991), halaman 93, diperoleh waktu tinggal, $\theta = 2$ menit. Sehingga tinggi cairan dapat dihitung sebagai :

$$\begin{aligned}
 V_1 &= \frac{12268,44 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot 2 \text{ menit} \cdot \frac{\text{jam}}{60 \text{ menit}}}{933,06 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\
 &= \frac{24536,89 \text{ kg}}{55983,47 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\
 &= 0,44 \text{ m}^3 \\
 H_1 &= \frac{0,44 \text{ m}^3}{2,01 \text{ m}^2} \\
 &= 0,22 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Diameter *nozzle* untuk uap

Dihitung menggunakan persamaan :

$$D_{nozzle} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_p}{\pi}} \dots\dots\dots 42$$

Keterangan :

D_{nozzle} : Diameter pipa *nozzle* (m)

A_p : Luas penampang pipa *nozzle* (m^2)

Luas penampang pipa *nozzle*

Dihitung menggunakan persamaan :

$$A_p = \frac{Q_v}{v_{lin}} \dots\dots\dots 43$$

Keterangan :

Q_v : Kecepatan uap (m^3/s)

v_{lin} : Kecepatan linier fluida masuk dalam *nozzle* (m/s)

Kecepatan linier fluida

Dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$v_{lin} = \sqrt{\frac{4000}{\rho_m}} \dots\dots\dots 44$$

(Kizter, H. Z., 1991, halaman 86)

Keterangan :

v_{lin} : Kecepatan linier fluida masuk dalam *nozzle* (ft/s)

ρ_m : Rapat massa campuran (lb/ft³)

Rapat massa campuran

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{\% \text{ gas}}{\rho_g} + \frac{\% \text{ cair}}{\rho_l}} \dots\dots\dots 45$$

ρ_m : Rapat massa campuran (lb/ft³)

ρ_g : Rapat massa uap (lb/ft³)

ρ_l : Rapat massa cairan (lb/ft³)

Karena fluida yang mengalir dalam *nozzle* merupakan uap yang berasal dari reboiler, maka % cair = 0 dan % uap = 100.

$$\rho_g = 0,89 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$= 0,06 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{100\%}{0,06 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} + 0}$$

$$= 0,06 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$v_{lin} = \sqrt{\frac{4000}{0,06}} = 268,88 \frac{\text{ft}}{\text{s}} = 81,95 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$A_p = \frac{1,87 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{81,95 \frac{\text{m}}{\text{s}}}$$

$$= 0,0228 \text{ m}^2$$

$$D_{nozzle} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0228 \text{ m}^2}{3,14}}$$

$$= 0,17 \text{ m}$$

$$= 6,70 \text{ in}$$

Pipa nozzle standar

Berdasarkan tabel 13 Peters, S. M. dan Timmerhaus, D. K. (1991) halaman 888, diketahui pipa *nozzle* standar :

TABLE 13
Steel-pipe dimensions

| Nom- inal pipe size, in. | OD, in. | Sched- ule No. | ID, in. | Flow area per pipe, in. ² | Surface per lin ft, ft ² | | Weight per lin ft, lb steel |
|--------------------------------------|---------|----------------------|---------|--|--|--------|-----------------------------------|
| | | | | | Outside | Inside | |
| 3/8 | 0.405 | 40† | 0.269 | 0.058 | 0.106 | 0.070 | 0.25 |
| | | 80† | 0.215 | 0.036 | 0.106 | 0.056 | 0.32 |
| 1/4 | 0.540 | 40 | 0.364 | 0.104 | 0.141 | 0.095 | 0.43 |
| | | 80 | 0.302 | 0.072 | 0.141 | 0.079 | 0.54 |
| 3/8 | 0.675 | 40 | 0.493 | 0.192 | 0.177 | 0.129 | 0.57 |
| | | 80 | 0.423 | 0.141 | 0.177 | 0.111 | 0.74 |
| 1/2 | 0.840 | 40 | 0.622 | 0.304 | 0.220 | 0.163 | 0.85 |
| | | 80 | 0.546 | 0.235 | 0.220 | 0.143 | 1.09 |
| 3/4 | 1.05 | 40 | 0.824 | 0.534 | 0.275 | 0.216 | 1.13 |
| | | 80 | 0.742 | 0.432 | 0.275 | 0.194 | 1.48 |
| 1 | 1.32 | 40 | 1.049 | 0.864 | 0.344 | 0.274 | 1.68 |
| | | 80 | 0.957 | 0.718 | 0.344 | 0.250 | 2.17 |
| 1 1/4 | 1.66 | 40 | 1.380 | 1.50 | 0.435 | 0.362 | 2.28 |
| | | 80 | 1.278 | 1.28 | 0.435 | 0.335 | 3.00 |
| 1 1/2 | 1.90 | 40 | 1.610 | 2.04 | 0.498 | 0.422 | 2.72 |
| | | 80 | 1.500 | 1.76 | 0.498 | 0.393 | 3.64 |
| 2 | 2.38 | 40 | 2.067 | 3.35 | 0.622 | 0.542 | 3.66 |
| | | 80 | 1.939 | 2.95 | 0.622 | 0.508 | 5.03 |
| 2 1/2 | 2.88 | 40 | 2.469 | 4.79 | 0.753 | 0.647 | 5.80 |
| | | 80 | 2.323 | 4.23 | 0.753 | 0.609 | 7.67 |
| 3 | 3.50 | 40 | 3.068 | 7.38 | 0.917 | 0.804 | 7.58 |
| | | 80 | 2.900 | 6.61 | 0.917 | 0.760 | 10.3 |
| 4 | 4.50 | 40 | 4.026 | 12.7 | 1.178 | 1.055 | 10.8 |
| | | 80 | 3.826 | 11.5 | 1.178 | 1.002 | 15.0 |
| 6 | 6.625 | 40 | 6.065 | 28.9 | 1.734 | 1.590 | 19.0 |
| | | 80 | 5.761 | 26.1 | 1.734 | 1.510 | 28.6 |
| 8 | 8.625 | 40 | 7.981 | 50.0 | 2.258 | 2.090 | 28.6 |
| | | 80 | 7.625 | 45.7 | 2.258 | 2.000 | 43.4 |
| 10 | 10.75 | 40 | 10.02 | 78.8 | 2.814 | 2.62 | 40.5 |
| | | 60 | 9.75 | 74.6 | 2.814 | 2.55 | 54.8 |
| 12 | 12.75 | 30 | 12.09 | 115 | 3.338 | 3.17 | 43.8 |
| 16 | 16.0 | 30 | 15.25 | 183 | 4.189 | 4.00 | 62.6 |
| 20 | 20.0 | 20 | 19.25 | 291 | 5.236 | 5.05 | 78.6 |
| 24 | 24.0 | 20 | 23.25 | 425 | 6.283 | 6.09 | 94.7 |

Dipilih :

8 NPS, Sch. No. 40

Diameter luar pipa (OD) = 8,625 in = 0,2191 m

Diameter dalam pipa (ID) = 7,981 in = 0,2027 m

Sehingga tinggi ruang kosong bawah :

$$H_2 = H_1 + H + OD \dots\dots\dots 46$$

$$= H_1 + (18 \text{ in} + 12 \text{ in})(0,0254 \text{ m/in}) + OD$$

$$= 0,22 \text{ m} + 0,76 \text{ m} + 0,22 \text{ m}$$

$$= 1,20 \text{ m}$$

Tinggi tray

Dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} H_3 &= (n \text{ tray} - 2) \text{ jarak antar tray} \dots\dots\dots 47 \\ &= (18 - 2) 0,25 \text{ m} \\ &= 4 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi ruang kosong atas

Dirancang : Tinggi penyangga (H_4) = 1 m

Tinggi total

$$\begin{aligned} H_T &= 2 \text{ m} + 1,20 \text{ m} + 4 \text{ m} + 1 \text{ m} \\ &= 8,20 \text{ m} \end{aligned}$$

15. Pressure Drop

Pressure drop dihitung menggunakan persamaan 13.2a Winkle, M. V. (1967) halaman 507 sebagai berikut :

$$\Delta H_T = h_o + \beta \left(h_w + h_{ow} + \frac{\Delta}{2} \right) + h_\tau \dots\dots\dots 48$$

Keterangan :

ΔH_T : *Pressure drop* total (m)

h_o : *Pressure drop* untuk mengatasi lubang *perforated* (m)

β : Faktor aerasi

h_w : Tinggi *weir* (m)

h_{ow} : Tinggi cairan di atas *weir* (m)

Δ : Kemiringan ketinggian cairan di atas *tray*

h_τ : *Pressure drop* untuk mengatasi tegangan permukaan (m)

Perhitungan *pressure drop* pada seksi *enriching* dievaluasi pada puncak menara, sedangkan untuk seksi *stripping* dievaluasi pada dasar menara.

a. Seksi enriching

Tekanan, P_T : 0,15 atm

Suhu uap, T_{dew} : 458,00 K

Suhu cair, T_{didih} : 457,11 K

1. *Pressure drop* untuk mengatasi lubang *perforated*

Dihitung menggunakan persamaan 13.16 Winkle, M. V. (1967), halaman 519 :

$$h_o = 0,186 \left(\frac{u_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_l} \dots\dots\dots 49$$

Keterangan :

h_o : *Pressure drop* untuk mengatasi lubang *perforated* (in)

u_h : Kecepatan linier uap melewati lubang *perforated* (ft/s)

C_o : Koefisien uap lewat lubang *perforated* (ft/s)

ρ_v : Rapat massa gas (kg/m³)

ρ_l : Rapat massa cair (kg/m³)

Diameter lubang *perforated*

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 726, ukuran lubang *perforated* berkisaran pada 2,5-12 mm, namun pada umumnya digunakan $do = 5 \text{ mm} = 0,1969 \text{ in}$.

Pitch

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 727, *pitch* berkisaran pada 2.do hingga 4.do. *Pitch* disusun secara triangular.

Dipilih *pitch* = 4.do, sehingga :

$$Do = 0,1969 \text{ in}$$

$$Pitch = 4 \cdot 0,1969 \text{ in}$$

$$= 0,7874 \text{ in}$$

Luas total

$$A_{total} = \frac{\pi D_t^2}{4} \dots\dots\dots 50$$

$$A_{total} = \frac{3,14 \cdot (1,97 \text{ m})^2}{4}$$

$$= 3,05 \text{ m}^2$$

$$= 4732,53 \text{ in}^2$$

Luas aktif

$$\begin{aligned}
 A_a &= 80\% \cdot A_{\text{total}} \dots\dots\dots 51 \\
 &= 80\% \cdot 3,05 \text{ m}^2 \\
 &= 2,44 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Luas lubang perforated total

$$A_h = A_a \left(\frac{d_o}{\text{pitch}} \right)^2 \dots\dots\dots 52$$

$$\begin{aligned}
 A_h &= 2,44 \text{ m}^2 \left(\frac{0,1969 \text{ in}}{0,7874 \text{ in}} \right)^2 \\
 &= 0,16 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan linear uap melewati lubang perforated

$$u_h = \frac{Q_v}{A_h} \dots\dots\dots 53$$

$$\begin{aligned}
 u_h &= \frac{1,87 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,16 \text{ m}^2} \\
 &= 12,23 \frac{\text{m}}{\text{s}} \\
 &= 40,11 \frac{\text{ft}}{\text{s}}
 \end{aligned}$$

Koefisien *perforated* C_o diperoleh dengan bantuan fig. 13.18 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 729, yang ditunjukkan sebagai berikut :

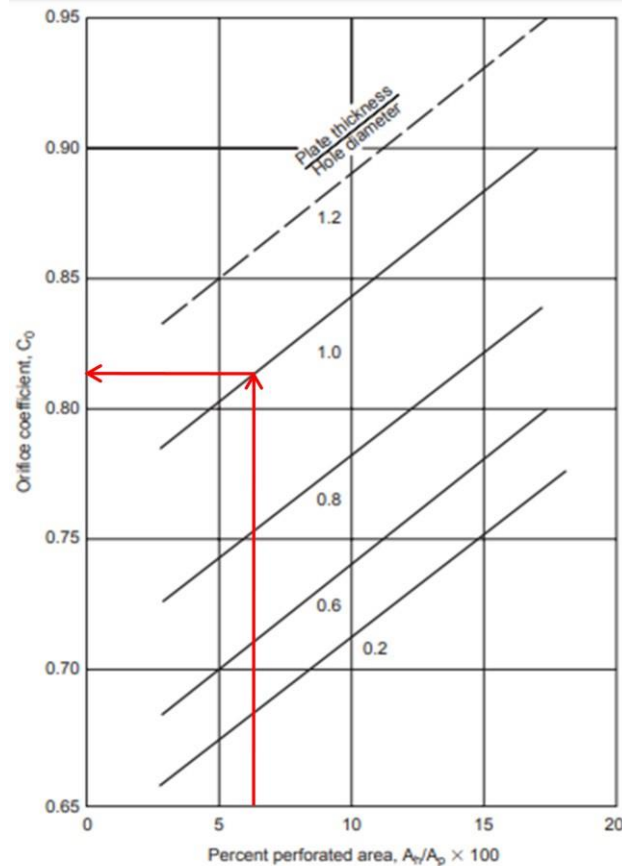


Figure 11.36. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson et al., 1957).

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 727,
digunakan tebal plate = 5 mm.

$$\frac{\text{tebal plate}}{d_o} = \frac{5 \text{ mm}}{5 \text{ mm}} = 1$$

$$\frac{A_h}{A_a} \times 100\% = \frac{0,15 \text{ m}^2}{2,44 \text{ m}^2} \times 100\% = 6,25\%$$

Sehingga diperoleh nilai $C_o = 0,81 \text{ ft/s}$.

$$h_o = 0,186 \left(\frac{40,11 \text{ s}}{0,81 \frac{\text{ft}}{\text{s}}} \right) \frac{\text{m}^3}{933,06 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0,4301 \text{ in}$$

$$= 0,0109 \text{ m of liquid}$$

2. *Pressure drop* untuk mengatasi tinggi *weir*

Dihitung menggunakan persamaan 11.85 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 724 sebagai berikut :

$$h_{ow} = 0,750 \left(\frac{L}{\rho_l \cdot l_w} \right)^{\frac{2}{3}} \dots\dots\dots 54$$

Keterangan :

h_{ow} : Tinggi cairan di atas *weir*.

ρ_l : Rapat massa cairan (kg/m^3)

l_w : Panjang *weir* (m)

Panjang *weir*

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 725, panjang *weir* pada umumnya berkisaran pada 0,6-0,85 dari diameter kolom (D_c), yang paling sering digunakan yaitu 0,77. Sehingga :

$$\begin{aligned} l_w &= 0,77 \cdot D_c \dots\dots\dots 55 \\ &= 0,77 \cdot 1,97 \text{ m} \\ &= 1,52 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{ow} &= 0,750 \left(\frac{3,41 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{933,06 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 1,52 \text{ m}} \right)^{\frac{2}{3}} \\ &= 0,0045 \text{ m of liquid} \end{aligned}$$

Tinggi *weir* (h_w)

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 725, tinggi *weir* berkisaran pada 40 mm hingga 90 mm. Dipilih tinggi *weir*, $h_w = 50 \text{ mm} = 0,05 \text{ m}$.

3. Faktor aerasi

Diperoleh dengan bantuan fig. 13.16. Winkle, M. V. (1967) halaman 516, yaitu grafik hubungan antara $u_v \cdot (\rho_v)^{0,5}$ dengan β , dimana :

u_v : Kecepatan supervisial uap (ft/s)

ρ_v : Rapat massa uap (lb/ft^3)

Kecepatan supervisial uap

$$u_v = \frac{Q_{uap}}{A_{total}} \dots\dots\dots 56$$

$$u_v = \frac{1,87 \frac{m^3}{s}}{3,05 \frac{m^2}{m}}$$

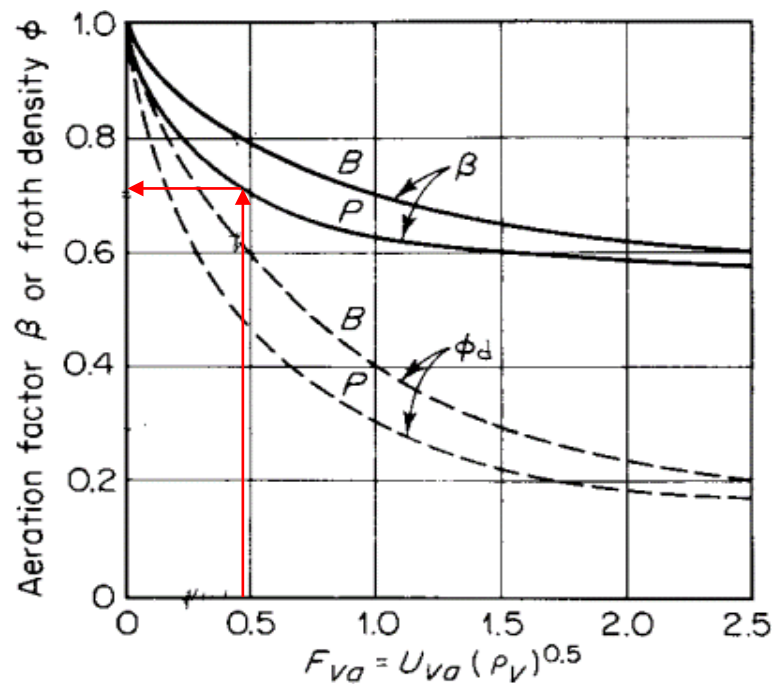
$$= 0,61 \frac{m}{s}$$

$$= 2,01 \frac{ft}{s}$$

$$u_v(\rho_v)^{0,5} = 2,01 \frac{ft}{s} (0,0553 \frac{lb}{ft^3})^{0,5}$$

$$= 0,47$$

Sehingga dari fig. 13.16 diperoleh $\beta = 0,72$



4. Kemiringan ketinggian cairan di atas tray (Δ)

Kemiringan ketinggian cairan di atas tray dapat diabaikan, maka $\Delta = 0$.

5. *Pressure drop* untuk mengatasi tegangan muka

$$h_{\tau} = \frac{0,04 \tau}{\rho_l \cdot d_o} \dots\dots\dots 57$$

Keterangan :

h_{τ} : *Pressure drop* untuk mengatasi tegangan muka (in)

τ : Tegangan muka (dyne/cm)

ρ_l : Rapat massa cairan (lb/ft³)

d_o : Diameter lubang perforated

$$h_{\tau} = \frac{0,04 \cdot 7,86 \frac{\text{dyne}}{\text{cm}}}{58,25 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \cdot 0,1969 \text{ in}} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{\text{in}}$$

$$= 0,0007 \text{ m of liquid}$$

Total *pressure drop*

Total *plate pressure drop* :

$$\Delta H_T = 0,0109 \text{ m} + 0,71 (0,05 \text{ m} + 0,0045 \text{ m} + \frac{0}{2}) + 0,0007 \text{ m}$$

$$= 0,0109 \text{ m} + 0,0039 \text{ m} + 0,0007 \text{ m}$$

$$= 0,0155 \text{ m of liquid}$$

Sehingga total *pressure drop* pada seksi enriching dapat dihitung sebagai berikut :

$$\Delta P_T = \Delta H_T \cdot \rho_l \cdot g \dots\dots\dots 58$$

$$\Delta P_T = 0,0155 \text{ m} \cdot 933,06 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$= 141,95 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}^2}$$

$$= 0,0014 \text{ atm/tray}$$

$$\Delta P = \Delta P_T \times N_r$$

$$= 0,0014 \text{ atm/tray} \times 18 \text{ tray}$$

$$= 0,03 \text{ atm}$$

Sehingga diperoleh :

Tekanan puncak menara = 0,15 atm

Tekanan umpan menara = 0,15 atm

Tekanan dasar menara = Tekanan umpan menara + *pressure drop stripping*
 = 0,15 atm + 0,03 atm
 = 0,18

16. Korelasi Kondisi Operasi

a. Kondisi operasi puncak menara

Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel sampai diperoleh $\sum x_i = \sum y_i/K_i = 1$.

$P = 0,15 \text{ atm} = 114,73 \text{ mmHg}$

$T = 160^\circ\text{C} = 458 \text{ K}$

Tabel 19. Kondisi operasi umpan

| Komponen | kmol/jam | x_i | P_i | K_i | $y_i = x_i \cdot K_i$ | $\alpha = K_i/K_{hk}$ |
|--|--------------|---------------|--------|-------|-----------------------|-----------------------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 27,10 | 0,4952 | 394,06 | 1,94 | 0,9604 | 24,64 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | 27,63 | 0,5048 | 15,99 | 0,08 | 0,0396 | 1,00 |
| Total | 54,73 | 1,0000 | | | 1,0000 | |

b. Kondisi operasi atas (distilat)

Kondisi operasi puncak menara terjadi pada keadaan *dew point*. Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel sampai diperoleh $\sum x_i = \sum y_i/K_i = 1$.

$P = 0,08 \text{ atm} = 114,73 \text{ mmHg}$

$T = 125,75^\circ\text{C} = 398,75 \text{ K}$

Tabel 20. Kondisi operasi distilat pada suhu embun

| Komponen | kmol/jam | Y_i | P_i | K_i | $x_i = y_i/K_i$ | $\alpha = K_i/K_{hk}$ |
|--|--------------|---------------|--------|-------|-----------------|-----------------------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 26,97 | 0,9990 | 118,34 | 1,03 | 0,9685 | 31,76 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | 0,03 | 0,0010 | 3,73 | 0,03 | 0,0315 | 1,00 |
| Total | 27,00 | 1,0000 | | | 1,0000 | |

c. Kondisi operasi dasar menara

Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel sampai diperoleh $\sum y_i = K_i \cdot \sum x_i = 1$.

$$P = 0,18 \text{ atm} = 133,89 \text{ mmHg}$$

$$T = 194,86^\circ\text{C} = 467,86 \text{ K}$$

Tabel 21. Korelasi kondisi operasi dasar menara

| Komponen | kmol/jam | Yi | Pi | Ki | xi = yi/Ki | $\alpha = K_i/K_{hk}$ |
|--|----------|---------------|---------|-------|---------------|-----------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,13 | 0,0048 | 1088,06 | 11,54 | 0,0558 | 12,16 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 27,60 | 0,9952 | 89,46 | 0,95 | 0,9442 | 1,00 |
| Total | 27,73 | 1,0000 | | | 1,0000 | |

KESIMPULAN MENARA DISTILASI (MD-02)

Fungsi : Memisahkan Aseton dan Air sebagai *Recycle*

Jenis : *Sieve Tray Distillation Tower*

Kondisi Operasi**Puncak Menara**

Tekanan = 0,15 atm

Suhu umpan = 125,75°C

Umpan

Tekanan = 0,15 atm

Suhu umpan = 160°C

Dasar Menara

Tekanan = 0,18 atm

Suhu umpan = 194,86°C

Jumlah *plate* minimum = 4 *plate*

Jumlah *plate* ideal = 6 *plate*

Jumlah *plate* aktual = 18 *plate*

Diameter menara = 1,98 m

Tinggi menara = 8,20 m

Bahan Konstruksi = *Carbon Steel*

STRIPPER

ST-01

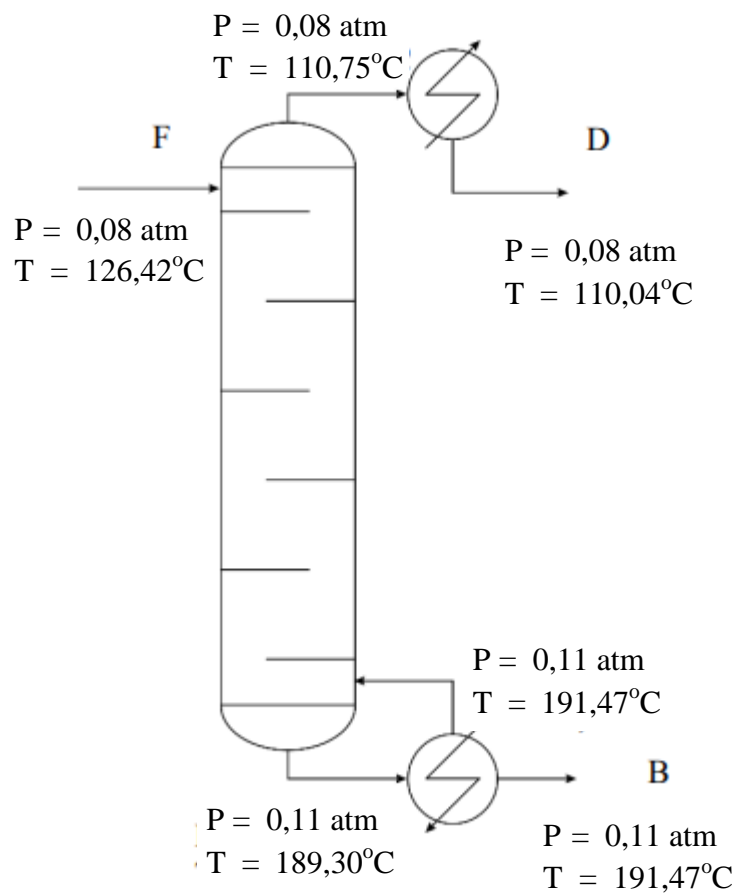
Fungsi : Memisahkan $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ dan $\text{C}_5\text{H}_6\text{OH}$ sebagai produk

Jenis : *Sieve Tray Stripper Coloumn*

Kondisi Operasi : Tekanan : 0,16 atm

Suhu : 143,51°C

Sketsa permasalahan :



Asumsi :

1. Stripper bekerja pada keadaan *steady* (tunak).
2. Aliran dalam setiap *plate* konstan.
3. Koefisien kesetimbangan fase mengikuti persamaan $K_i = \frac{P_i}{P_{\text{total}}}$

1. Neraca Massa di Sekitar Stripper

a. Umpan masuk masuk stripper

Tabel 1. Data umpan masuk stripper (arus 25)

| Komponen | Aliran input arus 25 | |
|--|----------------------|--------------|
| | Kg/jam | kmol/jam |
| C ₆ H ₅ OH | 2550,07 | 27,10 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6306,82 | 27,63 |
| Total | 8856,89 | 54,73 |

b. Keluaran hasil atas stripper

Tabel 2. Data hasil atas stripper (arus 27)

| Komponen | Aliran keluar arus 27 | |
|--|-----------------------|--------------|
| | Kg/jam | kmol/jam |
| C ₆ H ₅ OH | 2537,45 | 26,97 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6,31 | 0,03 |
| Total | 2543,76 | 27,00 |

Tabel 3. Data hasil bawah stripper (arus 30)

| Komponen | Aliran Input Arus 30 | |
|--|----------------------|--------------|
| | Kg/jam | Kmol/jam |
| C ₆ H ₅ OH | 12,62 | 0,13 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6300,51 | 27,60 |
| Total | 6313,13 | 27,73 |

2. Menentukan Kondisi Operasi Menara Distilasi

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data Konstanta Antoine masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|--|----------|-------------|----------|------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 23,5332 | -3,4961E+03 | -4,8990 | 1,2160E-04 | 9,6537E-13 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 172,1183 | -1,4667E+04 | -54,8540 | 1,1985E-02 | 9,7628E-12 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \text{Log}_{10} T + DT + ET^2 \dots\dots\dots 1$$

$$P_i = 10^{(A+B/T+C \text{Log}_{10} T+DT+ET^2)} \dots\dots\dots 2$$

Dengan : P_i : Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B, ..., E : Konstanta Antoine

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Konstanta Antoine dapat dihitung tekanan uap jenuh. Selanjutnya konstanta kesetimbangan K dapat hitung dengan persamaan :

$$K = \frac{P_i}{P} \dots\dots\dots 3$$

Dengan : K = Kesetimbangan fase uap-air

P_i = Tekanan uap jenuh [mmHg]

P = Tekanan total [mmHg]

Kondisi suatu campuran dapat diketahui dengan persamaan *Raoult Dalton*, yaitu:

$$y_i = k \cdot x_i \text{ atau } x_i = \frac{k}{y_i} \dots\dots\dots 4$$

Jika : $\sum y_i = 1$, maka kondisi campuran adalah cair jenuh

$\sum x_i = 1$, maka kondisi campuran adalah uap jenuh

Umpan : Umpan masuk dalam keadaan cair jenuh

Komponen Kunci :

Komponen kunci ringan (*light key component*) dipilih C_6H_5OH

Komponen kunci berat (*heavy key component*) dipilih $(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2$

a. Kondisi operasi umpan

Kondisi umpan menara dirancang pada keadaan *bubble point* (titik didih).

Berdasarkan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel, diperoleh kondisi operasi sebagai berikut :

$$P = 0,08 \text{ atm} = 62,63 \text{ mmHg}$$

$$T = 126,42^\circ\text{C} = 399,42 \text{ K}$$

Tabel 5. Kondisi operasi umpan

| Komponen | kmol/jam | xi | Pi | Ki | yi = xi.Ki | $\alpha=K_i/K_{hk}$ |
|--|--------------|---------------|--------|------|---------------|---------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 27,10 | 0,4952 | 121,47 | 1,94 | 0,9604 | 24,74 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 27,63 | 0,5048 | 4,91 | 0,08 | 0,0396 | 1,00 |
| Total | 54,73 | 1,0000 | | | 1,0000 | |

b. Kondisi operasi atas (distilat)

Kondisi operasi puncak menara terjadi pada keadaan *dew point*. Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S.

Excel sampai diperoleh $\sum x_i = \sum y_i/K_i = 1$.

$$P = 0,08 \text{ atm} = 62,63 \text{ mmHg}$$

$$T = 110,75^\circ\text{C} = 383,75 \text{ K}$$

Tabel 6. Kondisi operasi distilat pada suhu embun

| Komponen | kmol/jam | Yi | Pi | Ki | xi = yi/Ki | $\alpha=K_i/K_{hk}$ |
|--|--------------|---------------|-------|------|---------------|---------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 26,97 | 0,9990 | 64,60 | 1,03 | 0,9685 | 31,72 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,03 | 0,0010 | 2,04 | 0,03 | 0,0315 | 1,00 |
| Total | 27,00 | 1,0000 | | | 1,0000 | |

c. Kondisi operasi bawah (bottom)

Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel sampai diperoleh $\sum y_i = K_i \cdot \sum x_i = 1$.

$$P = 0,08 \text{ atm} = 62,63 \text{ mmHg}$$

$$T = 180^\circ\text{C} = 463 \text{ K}$$

Tabel 7. Kondisi operasi *bottom*

| Komponen | kmol/jam | xi | Pi | Ki | yi = xi.Ki | $\alpha=K_i/K_{hk}$ |
|--|--------------|---------------|--------|-------|---------------|---------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,13 | 0,0048 | 721,77 | 11,52 | 0,0558 | 12,15 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 27,60 | 0,9952 | 59,42 | 0,95 | 0,9442 | 1,00 |
| Total | 27,73 | 1,0000 | | | 1,0000 | |

3. Menentukan LK dan HK

Adapun pemilihan komponen kunci adalah sebagai berikut :

Light key : C₆H₅OH

High key : (CH₃)₂C(C₆H₄OH)₂

Menentukan distribusi komponen menggunakan persamaan Shiras dkk, atau persamaan 9.164 Treyball, R.E. (1980) halaman 435:

$$\frac{x_{jD}D}{x_{jF}F} = \left[\frac{(\alpha_j - 1) \cdot x_{IkD} \cdot D}{(\alpha_{Ik} - 1) \cdot x_{IkF} \cdot F} + \frac{(\alpha_{Ik} - \alpha_j) \cdot x_{hkD} \cdot D}{(\alpha_{Ik} - 1) \cdot x_{hkF} \cdot F} \right] \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

D : Laju alir mol pada distilat

F : Laju alir mol pada umpan

x_{jD} : Fraksi mol komponen j distilat

x_{IkD} : Fraksi mol komponen kunci ringan distilat

x_{hkD} : Fraksi mol komponen kunci berat distilat

x_{jF} : Fraksi mol komponen j pada umpan

x_{IkF} : Fraksi mol komponen kunci ringan umpan

x_{hkF} : Fraksi mol komponen kunci berat umpan

α_j : Volatilitas komponen j

α_{Ik} : Volatilitas komponen kunci ringan

Syarat :

- Jika nilai $\frac{x_{jD}D}{x_{jF}F}$ berada pada $-0,01 < \frac{x_{jD}D}{x_{jF}F} < 1,01$, maka komponen tersebut akan terdistribusi sebagai hasil atas dan hasil bawah.
- Jika nilai $\frac{x_{jD}D}{x_{jF}F} > 1,01$, maka komponen tersebut hanya terdistribusi sebagai hasil atas.
- Jika nilai $\frac{x_{jD}D}{x_{jF}F} < -0,01$, maka komponen tersebut hanya terdistribusi sebagai hasil bawah.

Dengan memasukkan data-data yang sudah ada, diperoleh hasil distribusi masing-masing komponen :

Tabel 8. Hasil distribusi masing-masing komponen

| Komponen | $\frac{\alpha_j - 1}{\alpha_{Ik} - 1}$ | $\frac{x_{IkD} \cdot D}{x_{IkF} \cdot F}$ | $\frac{\alpha_{Ik} - \alpha_j}{\alpha_{Ik} - 1}$ | $\frac{x_{hkD} \cdot D}{x_{hkF} \cdot F}$ | $\frac{x_{jD}D}{x_{jF}F}$ | Terdistribusi |
|--|--|---|--|---|---------------------------|----------------|
| C ₆ H ₅ OH | 1,0000 | 0,9950 | 0,0000 | 0,0010 | 0,9950 | atas dan bawah |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,0000 | 0,9950 | 0,1000 | 0,0010 | 0,0010 | atas dan bawah |

4. Volatilitas Relatif Rata-Rata (α_{avg})

Volatilitas relatif rata-rata (α_{avg}) dihitung menggunakan :

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{top} \times \alpha_{bottom}} \dots\dots\dots 6$$

(Towler, G. dan Sinnott, R., 2008)

Keterangan :

α_{avg} : Volatilitas relatif rata-rata

α_{top} : Volatilitas relatif *distilat*

α_{bottom} : Volatilitas relatif *bottom*

Dengan menggunakan persamaan di atas, diperoleh relatif volatilitas rata-rata sebagai berikut :

Tabel 9. Volatilitas relatif masing-masing komponen.

| Komponen | α_{top} | α_{bottom} | α_{avg} |
|--|----------------|-------------------|----------------|
| C ₆ H ₅ OH | 31,72 | 12,15 | 19,63 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 1,00 | 1,00 | 1,00 |

5. Jumlah *Plate* Minimum (N_m)

Jumlah *plate* minimum (N_m) dihitung menggunakan persamaan *Fenske* (persamaan 11.58) Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 675 :

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right]_D \left[\frac{x_{hk}}{x_{lk}} \right]_B}{\log \alpha_{lk}} \dots\dots\dots 7$$

Keterangan :

N_m : Jumlah *plate* minimum

x_{lk} : Fraksi mol komponen kunci ringan

x_{hk} : Fraksi mol komponen kunci berat

D : *Distilat*

B : *Bottom*

α_{lk} : Volatilitas relatif rata-rata komponen kunci ringan

α_{hk} : Volatilitas relatif rata-rata komponen kunci berat

Sehingga :

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{0,9990}{0,0010} \right]_D \left[\frac{0,9952}{0,0048} \right]_B}{\log(19,74)}$$

$$N_m = 4,09$$

6. Refluk Minimum

Untuk menentukan refluks minimum digunakan persamaan *Underwood* (persamaan 11.61) Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 676 :

$$\sum \frac{\alpha_i - x_{iF}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \dots\dots\dots 8$$

Sedangkan refluks minimum dihitung persamaan 11.60 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 675 :

$$\sum \frac{\alpha_i - x_{iD}}{\alpha_i - \theta} = R_{\min} + 1 \dots\dots\dots 9$$

a. Konstanta *Underwood*

Umpan masuk dalam keadaan cair jenuh, sehingga $q = 1$

Trial $\theta = 1,94$

Tabel 10. Tabel konstanta *Underwood*

| Komponen | x_F | α_F | $\alpha_F \cdot x_F$ | $\alpha_F - \theta$ | $\frac{\alpha_i - x_{iF}}{\alpha_i - \theta}$ |
|--|---------------|------------|----------------------|---------------------|---|
| C ₆ H ₅ OH | 0,4952 | 24,74 | 12,25 | 22,80 | 0,54 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,5048 | 1,00 | 0,50 | -0,94 | -0,54 |
| Total | 1,0000 | | | | 0,00 |

b. Refluk rasio minimum

Tabel 11. Jumlah refluks rasio minimum + 1

| Komponen | x_D | α_D | $\alpha_D \cdot x_D$ | $\alpha_D - \theta$ | $\frac{\alpha_i - x_{iD}}{\alpha_i - \theta}$ |
|--|---------------|------------|----------------------|---------------------|---|
| C ₆ H ₅ OH | 0,9685 | 32,10 | 31,09 | 30,16 | 1,0308 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,0315 | 1,00 | 0,03 | -0,94 | -0,0335 |
| Total | 1,0000 | | | | 0,9973 |

$$R_{\min} + 1 = 0,9973$$

$$R_{\min} = -0,0027 \approx 0$$

(Tidak ada refluks)

7. Plate ideal

Puncak menara

$$\left(\frac{V}{L}\right)_{\min} = \frac{S}{\alpha_{LK} \cdot D} \dots\dots\dots 10$$

$$S = 99,75 \%$$

$$\alpha_{LK D} = 31,72$$

$$\left(\frac{V}{L}\right)_{\min} = \frac{99,75 \%}{31,72}$$

$$= 0,03$$

Menentukan $\left(\frac{V}{L}\right)_{\text{operasi}}$

Perancangan menggunakan media pendingin pada kondensor total berupa

dowtherm, dengan $\left(\frac{V}{L}\right)_{\text{operasi}} = 1,05 - 1,10 \left(\frac{V}{L}\right)_{\text{minimal}}$.

$$\left(\frac{V}{L}\right)_{\text{operasi}} = 1,10 \left(\frac{V}{L}\right)_{\min}$$

$$= 1,10 \cdot 0,03$$

$$= 0,035$$

Jumlah plate idel dihitung menggunakan persamaan 8-206, Ludwig, E. E., 1979, volume II, halaman 111, :

$$(M_o+1) \log S_{io} = \log \left[\frac{S_{io} - E_{si}}{1 - E_{si}} \right] \dots\dots\dots 11$$

$$S_{io} = \alpha_{LK D} \times \left(\frac{V}{L}\right)_{\text{operasi}}$$

$$= 31,72 \times 0,035$$

$$= 1,10$$

$$M_o+1 = \frac{\log \left[\frac{S_{io} - E_{si}}{1 - E_{si}} \right]}{\log S_{io}} \dots\dots\dots 12$$

$$M_{o+1} = \frac{\log \left[\frac{1,10 - 0,9975}{1 - 0,9975} \right]}{\log (1,10)}$$

$$M_{o+1} = 6,63$$

$$M_o = 5,63$$

$$M_o = 6$$

8. Efisiensi Plate

Efisiensi *plate* dihitung berdasarkan pendekatan *O'Connel* yang ditunjukkan pada persamaan 11.67 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 701, yaitu :

$$E_o = 51 - 32 \log(\mu_a \alpha_a) \dots\dots\dots 13$$

Keterangan :

E_o = Efisiensi *plate*

μ_a = Viskositas rerata cairan umpan

α_a = Volatilitas relatif cairan umpan

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 12. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|--|---------|------------|-------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2620E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1,2831 | 1,1047E+03 | -8,9654E-02 | 2,3595E-05 |

Tabel 13. Data untuk menghitung efisiensi *plate*

| Komponen | x_F | μ | α_F | $x_F \cdot \mu \cdot \alpha_F$ |
|--|---------------|-------|------------|--------------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,4952 | 0,26 | 24,74 | 2,59 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,5048 | 0,82 | 1,00 | 0,82 |
| Total | 1,0000 | | | 3,41 |

Sehingga efisiensi *plate* dapat dihitung sebagai berikut :

$$E_o = 51 - 32 \log(3,41)$$

$$E_o = 34\%$$

9. Jumlah Plate Aktual

$$N_{\text{aktual}} = \frac{N}{\text{Efisiensi}} + 1 \dots\dots\dots 14$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} N_{\text{aktual}} &= \frac{6}{34\%} + 1 \\ &= 18 \end{aligned}$$

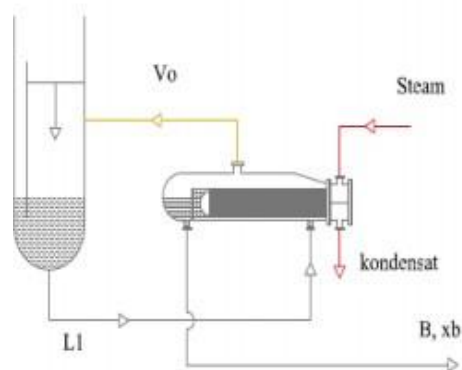
10. Diameter dan Tinggi menara

Dasar menara

Sketsa permasalahan :

Suhu residu (keluaran reboiler) : 453 K

Tekanan : 0,08 atm



Keterangan :

L_1 : Kecepatan massa cairan (kg/jam)

V_o : Kecepatan massa uap (kg/jam)

B : Kecepatan massa residu (kg/jam)

x_i : Fraksi mol fase cair

y_i : Fraksi mol fase uap

x_b : Fraksi mol komponen pada residu

| Komponen | BM (kg/kmol) | Kg/jam | Kmol/jam |
|-------------------------|--------------|----------------|--------------|
| C_6H_5OH | 94,11 | 12,63 | 0,13 |
| $(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2$ | 228,29 | 6300,51 | 27,60 |
| Total | | 6313,13 | 27,73 |

Menentukan komposisi uap yang keluar dari reboiler (V_o)

Kecepatan mol V_o = kecepatan mol V_1 karena aliran konstan molal. Maka, komposisi uap dapat dihitung berdasarkan persamaan :

$$V_i = y_i \cdot V \dots\dots\dots 15$$

$V = V_o = 26,99$ kmol/jam (hasil atas stripper)

Tabel 14. Komposisi uap masing-masing komponen di dasar menara

| Komponen | BM | y_i | V_i | | Fraksi massa |
|-------------------------|-------|---------------|--------------|----------------|---------------|
| | | | kmol/jam | Kg/jam | |
| C_6H_5OH | 94,11 | 0,0558 | 1,50 | 141,62 | 0,0238 |
| $(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2$ | 58,08 | 0,9442 | 25,50 | 5818,06 | 0,9762 |
| Total | | 1,0000 | 27,00 | 5959,68 | 1,0000 |

Menentukan komposisi fase cair masuk reboiler (L_i)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$L_i = V_i + B_i \dots\dots\dots 16$$

Keterangan :

L_i : Kecepatan massa fase cair masuk reboiler (kmol/jam)

B_i : Kecepatan massa residu boiler (kmol/jam)

V_i : Kecepatan massa fase uap keluar reboiler (kmol/jam)

Tabel 15. Komposisi cair masing-masing komponen di dasar menara

| Komponen | BM | x_i | L_i | | Fraksi massa |
|-------------------------|-------|---------------|--------------|-----------------|---------------|
| | | | kmol/jam | Kg/jam | |
| C_6H_5OH | 94,11 | 0,0300 | 1,64 | 154,24 | 0,0126 |
| $(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2$ | 18,01 | 0,9700 | 53,08 | 12118,57 | 0,9874 |
| Total | | 1,0000 | 54,72 | 12272,81 | 1,0000 |

Suhu masuk reboiler

Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel sampai diperoleh

$$\sum y_i = K_i \cdot x_i = 1.$$

$$P = 0,08 \text{ atm} = 62,63 \text{ mmHg}$$

$$T = 178,12^\circ\text{C} = 451,12 \text{ K}$$

Tabel 16. Kondisi operasi reboiler

| Komponen | yi | Pi | Ki | xi = yi/Ki | $\alpha = Ki/K_{hk}$ |
|--|---------------|--------|-------|---------------|----------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,0048 | 683,68 | 10,92 | 0,3270 | 15,73 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,9952 | 43,45 | 0,69 | 0,6730 | 1,00 |
| Total | 1,0000 | | | 1,0000 | |

Tinjauan fase uap

Suhu operasi = 453 K

Massa molekul campuran (BM_{mix})

$$BM_{mix} = \frac{\text{Kecepatan massa uap total}}{\text{Kecepatan mol uap}} \dots\dots\dots 17$$

$$BM_{mix} = \frac{5959,68 \text{ kg/jam}}{27,00 \text{ kmol/jam}}$$

$$= 220,81 \text{ kg/kmol}$$

Rapat Massa Uap

Dihitung menggunakan persamaan gas ideal :

$$\rho_g = \frac{BM_{mix} \cdot P_T}{R_g \cdot T} \dots\dots\dots 18$$

$$\rho_g = \frac{220,81 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \cdot 0,08 \text{ atm}}{0,0821 \frac{\text{m}^3 \cdot \text{atm}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \cdot 453 \text{ K}}$$

$$= 0,49 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Tinjauan fase cair

Suhu operasi = 451,12 K

Rapat massa fase cair (ρ_l)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\rho_l = \frac{\text{Kecepatan massa total}}{\text{Kecepatan volume total}} \dots \dots \dots 19$$

Tabel 17. Data volume masing-masing komponen di dasar menara

| Komponen | Massa (kg/jam) | ρ (kg/m ³) | Volume (m ³ /jam) |
|--|-----------------|-----------------------------|------------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 154,24 | 932,19 | 0,17 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 12118,57 | 937,28 | 12,93 |
| Total | 12272,81 | | 13,10 |

Sehingga :

$$\begin{aligned} \rho_l &= \frac{12272,81 \text{ kg/jam}}{13,10 \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 937,22 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \end{aligned}$$

Tegangan muka

$$\tau = \sum x_{\text{massa}} \cdot \tau_i \dots \dots \dots 20$$

Tabel 18. Data tegangan muka masing-masing komponen di dasar menara

| Komponen | x_{massa} | τ (dyne/cm) | $x_{\text{massa}} \cdot \tau$ |
|--|--------------------|------------------|-------------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,0126 | 24,07 | 0,30 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,9874 | 7,79 | 7,69 |
| Total | 1,0000 | | 7,99 |

Sehingga diperoleh $\tau_{\text{mix}} = 7,81 \text{ dyne/cm}^2$

Parameter Flooding

Dihitung menggunakan persamaan 11.82 Towler, G. dan Sinnott R. (2008), halaman 720 :

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\bar{\rho}_g}{\rho_L}} \dots \dots \dots 21$$

Keterangan :

F_{LV} : Parameter *flooding*

L_w : Kecepatan massa fase cair (kg/jam)

V_w : Kecepatan massa fase uap (kg/jam)

ρ_g : Rapat massa fase uap (kg/m^3)

ρ_l : Rapat massa fase cair (kg/m^3)

Sehingga :

$$F_{LV} = \frac{12272,81 \text{ kg/jam}}{5959,68 \text{ kg/jam}} \sqrt{\frac{0,49 \text{ kg/m}^3}{937,22 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 0,0471$$

Parameter kecepatan *flooding* diperoleh dari fig. 11.29 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 720 :

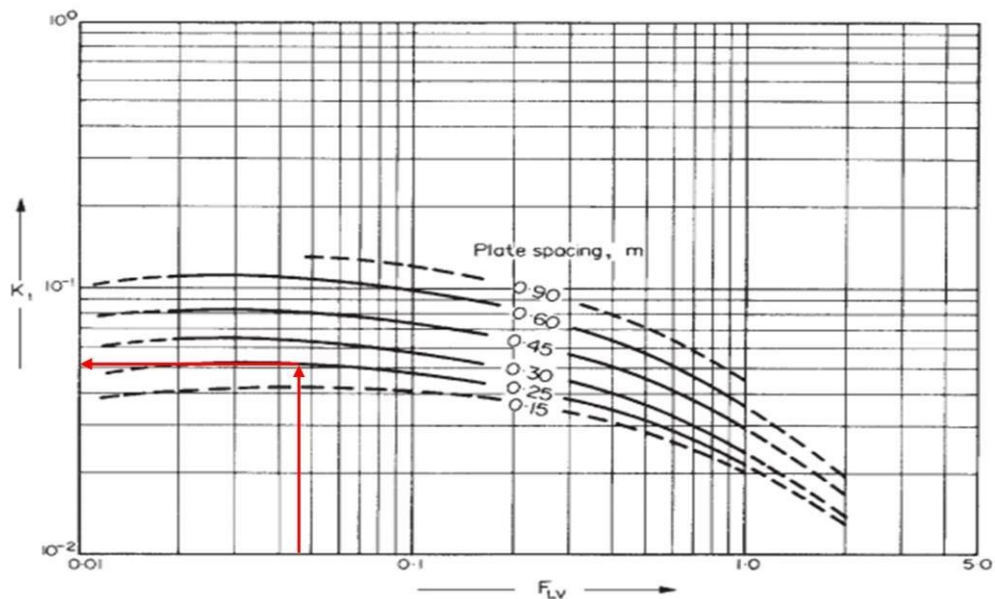


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

Dipilih jarak antar *plate* 0,25 m, sehingga diperoleh nilai $K_1 = 0,042$

Kecepatan uap maksimum

Dihitung menggunakan persamaan 11.81 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 720 :

$$u_f = K_1 \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0,5} \left(\frac{\tau}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2} \dots\dots\dots 22$$

Keterangan :

K_1 : Parameter kecepatan *flooding* (m/s)

u_f : Kecepatan uap maksimum (m/s)

ρ_l : Rapat massa fase cair (kg/m³)

ρ_g : Rapat massa fase gas (kg/m³)

τ : Tegangan muka (dyne/cm)

$$u_f = 0,042 \frac{\text{m}}{\text{s}} \left(\frac{937,22 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 0,49 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,49 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right)^{0,5} \left(\frac{7,99 \text{ dyne/cm}}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2}$$

$$= 1,52 \text{ m/s}$$

Kecepatan volume uap

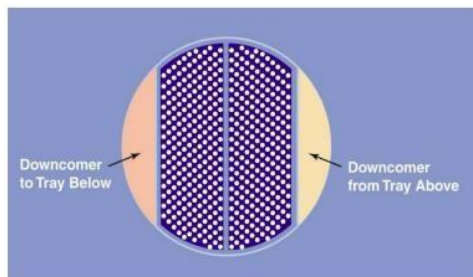
$$Q_{\text{uap}} = \frac{\text{Kecepatan massa uap}}{\text{Rapat massa uap}} \dots\dots\dots 23$$

$$Q_{\text{uap}} = \frac{5959,81 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{\text{jam}}{3600 \text{ s}}}{0,49 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 3,38 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Luas penampang menara

Sieve tray dapat digambarkan di bawah ini :



Kecepatan operasi uap

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 720, kecepatan operasi uap untuk desain berkisar antara 80-85% kecepatan linier maksimum. Dipilih kecepatan operasi uap 85% dari kecepatan linier maksimum.

$$\begin{aligned} u_{op} &= 85\% \cdot u_f \dots\dots\dots 24 \\ &= 85\% \cdot 1,52 \text{ m/s} \\ &= 1,29 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Luas penampang tray

$$A_t = \frac{Q_{uap}}{u_{op}} \dots\dots\dots 25$$

Keterangan :

A_t : Luas penampangan (m^2)

Q_{uap} : Kecepatan volume uap (m^3/s)

u_{op} : Kecepatan linier uap (m/s)

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{3,38 \frac{m^3}{jam}}{1,29 \text{ m/s}} \\ &= 2,62 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas Total Area

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 721, *downcomer* menempati 12% dari luas total. Sehingga luas total area dapat dihitung sebagai berikut :

$$A = \frac{A_t}{1 - 0,12} \dots\dots\dots 26$$

$$\begin{aligned} A_c &= \frac{2,62 \text{ m}^2}{1 - 0,12} \\ &= 2,9728 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Downcomer area

$$\begin{aligned}
 A_d &= 12\% \cdot A_c \dots\dots\dots 27 \\
 &= 12\% \cdot 2,9728 \text{ m}^2 \\
 &= 0,3567 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Active area

$$\begin{aligned}
 A_a &= A_c - 2A_d \dots\dots\dots 28 \\
 &= 2,9728 \text{ m}^2 - 2 \times 0,3567 \text{ m}^2 \\
 &= 2,2593 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Hole area

Berdasarkan Walas, S. M. (1990), halaman 428, *hole area* berkirasaran pada 5%-10% *active area*, namun pada umumnya 10%.

$$\begin{aligned}
 A_h &= 10\% \cdot A_a \dots\dots\dots 29 \\
 &= 10\% \cdot 2,2593 \text{ m}^2 \\
 &= 0,2259 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Diameter Menara

$$\begin{aligned}
 D_t &= \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}} \dots\dots\dots 30 \\
 &= \sqrt{\frac{4 \times 2,9724 \text{ m}^2}{3,14}} \\
 &= 1,95 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dipilih diameter standar = 1,98 m = 78 in

11. Tebal Shell

Tebal dinding dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell and Young (1959), halaman 254 :

$$t_s = \frac{r_i \cdot P_v}{f \cdot E - 0,6 P_v} + C \dots\dots\dots 31$$

| | | |
|-------|---|-------|
| t_s | = Tebal dinding menara | [in] |
| r_i | = Jari-jari dalam menara | [in] |
| P_v | = Tekanan perancangan menurut alat ukur | [psi] |
| f | = <i>Allowable stress</i> | [psi] |
| E | = Efisiensi sambungan | |
| C | = Faktor korosi | [in] |

Berdasarkan Brownell dan Young (1959), halaman 253, bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel 283 Grade C* dengan alasan:

1. Tangki tidak mengandung cairan yang mematikan.
2. Suhu operasinya adalah $-20 - 650^\circ\text{F}$.
3. Tebal *plate*-nya tidak lebih dari $5/8$ in.

Tekanan perancangan :

$$P_v = 120\% \cdot P_{\text{operasi}} \dots\dots\dots 32$$

$$= 120\% \cdot 0,08 \text{ atm} \cdot 14,7 \text{ psi/atm}$$

$$P_v = 1,45 \text{ psi}$$

$$r_i = 39 \text{ in}$$

$$f = 12650 \text{ psi} \quad [\text{Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251}]$$

$$E = 0,8 \quad [\text{Tabel 13.2 Brownell dan Young (1959), hal. 254}]$$

$$C = 0,125 \text{ in} \quad [\text{Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), hal.985}]$$

Sehingga tebal dinding menara :

$$t_t = \frac{39 \text{ in} \times 1,45 \text{ psi}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 1,45 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1306 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal dinding standar} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar menara (OD)} = ID + 2 \cdot t_s \dots\dots\dots 33$$

$$= 78 \text{ in} + 2 \times 0,1875 \text{ in}$$

$$= 78,38 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih OD standar} = 84 \text{ in}$$

$$= 2,13 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID standar} &= \text{ODs} - 2.t_s \dots\dots\dots 38 \\
 &= 2,13 \text{ m} - 2 \cdot 0,0048 \text{ m} \\
 &= 2,12 \text{ m}
 \end{aligned}$$

12. Tebal Head

Berdasarkan Towler G., dan Sinnott, R. (2008) halaman 987, terdapat macam-macam tutup, yaitu :

1. Flat Plate and Formed Flate Head

Jenis tutup ini memiliki harga yang terendah namun penggunaannya terbatas pada tekanan rendah dan bejana dengan diameter kecil.

2. Torispherical Head

Merupakan jenis tutup yang paling umum digunakan untuk bejana hingga tekanan operasi 15 bar. Jenis tutup ini dapat digunakan pada tekanan tinggi, namun pada tekanan diatas 10 bar biaya ekonominya lebih tinggi.

3. Hemispherical Head

Merupakan jenis tutup dengan bentuk terkuat, mampu menahan sekitar dua kali tekanan *torispherical head* dengan ketebalan yang sama. Namun biaya ekonominya akan lebih tinggi dari pada *torispherical head*.

4. Ellipsodial Head

Merupakan jenis tutup yang paling ekonomis untuk digunakan untuk digunakan pada tekanan operasi di atas 15 bar.

Berdasarkan data diatas dipilih jenis tutup *torispherical* karena mampu menahan tekanan yang dirancang serta biaya ekonominya tidak tinggi.

Tebal *head* dihitung dengan persamaan 13.46 Towler, G. dan Sinnot, R. (2008), halaman 990 :

$$t_h = \frac{0,885.P_v.R_c}{f.E - 0,1.P_v} + C \dots\dots\dots 34$$

t_h = Tebal *head* [in]

P_v = Tekanan perancangan menurut alat ukur [psi]

= 1,45 in

| | |
|----------------------------------|--|
| $R_c = \text{Crown Radius}$ | [in] |
| $= 78 \text{ in}$ | |
| $f = \text{allowable stress}$ | [psi] |
| $= 12650 \text{ psi}$ | [Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251] |
| $E = \text{efisiensi sambungan}$ | |
| $= 1,00$ | [Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), hal. 991] |
| $C = \text{faktor korosi}$ | [in] |
| $= 0,125 \text{ in}$ | [Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), hal. 985] |

Sehingga tebal *head* :

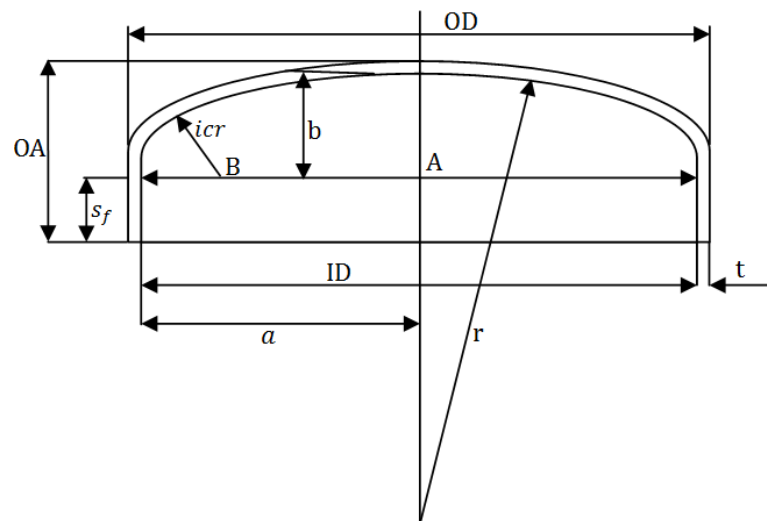
$$t_h = \frac{0,885 \times 1,45 \text{ psi} \times 78 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 1 - 0,1 \times 1,45 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1329 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal head standar} = 5/16 \text{ in} = 0,3125 \text{ in}$$

$$= 0,0079 \text{ m}$$

13. Tinggi Head



| | |
|---|-----|
| $t_h = \text{Tebal head}$ | [m] |
| $icr = \text{Jari-jari sudut internal}$ | [m] |
| $s_f = \text{Flange lurus}$ | [m] |
| $r = \text{Jari-jari kelengkungan}$ | [m] |
| $OA = \text{Tinggi penutup}$ | [m] |

Tinggi tutup stripper dihitung dengan :

$$OA = s_f + b + t_h \dots\dots\dots 35$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \dots\dots\dots 36$$

$$AB = \frac{IDs}{2} - icr \dots\dots\dots 37$$

$$BC = r - icr \dots\dots\dots 38$$

Berdasarkan tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) halaman 88, diperoleh nilai s_f pada t_h standar 5/16 yaitu berkisar antara 1½ - 3.

Dipilih $s_f = 2 \text{ in} = 0,05 \text{ m}$

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell dan Young (1959) halaman 89, diperoleh :

$$r = 84 \text{ in} = 2,13 \text{ m} \quad (\text{untuk OD standar} = 84 \text{ in})$$

$$icr = 5,125 \text{ in} = 0,13 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh :

$$AB = \left(\frac{2,12}{2} - 0,13 \right) \text{ m} = 0,93 \text{ m}$$

$$BC = (2,13 - 0,13) \text{ m} = 2,00 \text{ m}$$

$$b = 2,13 - \sqrt{(2,00 \text{ m})^2 - (0,93 \text{ m})^2} \\ = 0,36 \text{ m}$$

Sehingga tinggi *head* :

$$OA = 0,05 \text{ m} + 0,36 \text{ m} + 0,0048 \text{ m} \\ = 0,42 \text{ m}$$

14. Tinggi Menara

Tinggi menara distilasi dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$H_T = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 \dots\dots\dots 39$$

Keterangan :

H_T : Tinggi total (m)

H_1 : Tinggi penyangga (m)

H_2 : Tinggi ruang kosong bawah (m)

H_3 : Tinggi *tray* (m)

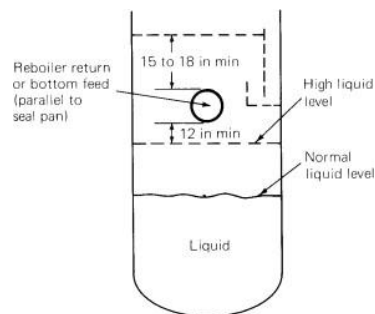
H_4 : Tinggi ruang kosong atas (m)

Tinggi penyangga

Dirancang : Tinggi penyangga (H_1) = 2 m

Tinggi ruang kosong bawah

Tinggi ruang kosong bawah dihitung berdasarkan Kister, H.Z. (1991), halaman 84 sebagai berikut :



Untuk menghitung tinggi ruang kosong bawah, maka perlu dibagi tinggi cairan dan diameter pipa.

Tinggi cairan dihitung menggunakan persamaan :

$$H_1 = \frac{V_1}{A_t} \dots\dots\dots 40$$

$$V_1 = \frac{L_1 \cdot \theta}{\rho_1} \dots\dots\dots 41$$

Keterangan :

H_1 : Tinggi cairan (m)

V_1 : Volume cairan (m^3)

A_t : Luas penampang menara (m^2)

L_1 : Kecepatan volume cairan (m^3/s)

θ : Waktu tinggal cairan (s)

ρ_1 : Rapat massa cairan (kg/m^3)

Berdasarkan tabel 4.1 Kister, H.Z. (1991), halaman 93, diperoleh waktu tinggal, $\theta = 2$ menit. Sehingga tinggi cairan dapat dihitung sebagai :

$$\begin{aligned}
 V_1 &= \frac{12272,81 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot 2 \text{ menit} \cdot \frac{\text{jam}}{60 \text{ menit}}}{937,22 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\
 &= \frac{24545,63 \text{ kg}}{5622,96 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\
 &= 0,44 \text{ m}^3 \\
 H_1 &= \frac{0,44 \text{ m}^3}{2,62 \text{ m}^2} \\
 &= 0,17 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Diameter *nozzle* untuk uap

Dihitung menggunakan persamaan :

$$D_{nozzle} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_p}{\pi}} \dots\dots\dots 42$$

Keterangan :

D_{nozzle} : Diameter pipa *nozzle* (m)

A_p : Luas penampang pipa *nozzle* (m^2)

Luas penampang pipa *nozzle*

Dihitung menggunakan persamaan :

$$A_p = \frac{Q_v}{v_{lin}} \dots\dots\dots 43$$

Keterangan :

Q_v : Kecepatan uap (m^3/s)

v_{lin} : Kecepatan linier fluida masuk dalam *nozzle* (m/s)

Kecepatan linier fluida

Dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$v_{lin} = \sqrt{\frac{4000}{\rho_m}} \dots\dots\dots 44$$

(Kizter, H. Z., 1991, halaman 86)

Keterangan :

v_{lin} : Kecepatan linier fluida masuk dalam *nozzle* (ft/s)

ρ_m : Rapat massa campuran (lb/ft³)

Rapat massa campuran

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{\% \text{ gas}}{\rho_g} + \frac{\% \text{ cair}}{\rho_l}} \dots\dots\dots 45$$

ρ_m : Rapat massa campuran (lb/ft³)

ρ_g : Rapat massa uap (lb/ft³)

ρ_l : Rapat massa cairan (lb/ft³)

Karena fluida yang mengalir dalam *nozzle* merupakan uap yang berasal dari reboiler, maka % cair = 0 dan % uap = 100.

$$\rho_g = 0,49 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$= 0,03 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{100\%}{0,03 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} + 0}$$

$$= 0,03 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$v_{lin} = \sqrt{\frac{4000}{0,03}} = 361,80 \frac{\text{ft}}{\text{s}} = 110,28 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$A_p = \frac{3,38 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{110,28 \frac{\text{m}}{\text{s}}}$$

$$= 0,0307 \text{ m}^2$$

$$D_{nozzle} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0307 \text{ m}^2}{3,14}}$$

$$= 0,20 \text{ m}$$

$$= 7,78 \text{ in}$$

Pipa nozzle standar

Berdasarkan tabel 13 Peters, S. M. dan Timmerhaus, D. K. (1991) halaman 888, diketahui pipa *nozzle* standar :

TABLE 13
Steel-pipe dimensions

| Nom- inal pipe size, in. | OD, in. | Sched- ule No. | ID, in. | Flow area per pipe, in. ² | Surface per lin ft, ft ² | | Weight per lin ft, lb steel |
|--------------------------------------|---------|----------------------|---------|--|--|--------|-----------------------------------|
| | | | | | Outside | Inside | |
| 3/8 | 0.405 | 40† | 0.269 | 0.058 | 0.106 | 0.070 | 0.25 |
| | | 80† | 0.215 | 0.036 | 0.106 | 0.056 | 0.32 |
| 1/4 | 0.540 | 40 | 0.364 | 0.104 | 0.141 | 0.095 | 0.43 |
| | | 80 | 0.302 | 0.072 | 0.141 | 0.079 | 0.54 |
| 3/8 | 0.675 | 40 | 0.493 | 0.192 | 0.177 | 0.129 | 0.57 |
| | | 80 | 0.423 | 0.141 | 0.177 | 0.111 | 0.74 |
| 1/2 | 0.840 | 40 | 0.622 | 0.304 | 0.220 | 0.163 | 0.85 |
| | | 80 | 0.546 | 0.235 | 0.220 | 0.143 | 1.09 |
| 3/4 | 1.05 | 40 | 0.824 | 0.534 | 0.275 | 0.216 | 1.13 |
| | | 80 | 0.742 | 0.432 | 0.275 | 0.194 | 1.48 |
| 1 | 1.32 | 40 | 1.049 | 0.864 | 0.344 | 0.274 | 1.68 |
| | | 80 | 0.957 | 0.718 | 0.344 | 0.250 | 2.17 |
| 1 1/4 | 1.66 | 40 | 1.380 | 1.50 | 0.435 | 0.362 | 2.28 |
| | | 80 | 1.278 | 1.28 | 0.435 | 0.335 | 3.00 |
| 1 1/2 | 1.90 | 40 | 1.610 | 2.04 | 0.498 | 0.422 | 2.72 |
| | | 80 | 1.500 | 1.76 | 0.498 | 0.393 | 3.64 |
| 2 | 2.38 | 40 | 2.067 | 3.35 | 0.622 | 0.542 | 3.66 |
| | | 80 | 1.939 | 2.95 | 0.622 | 0.508 | 5.03 |
| 2 1/2 | 2.88 | 40 | 2.469 | 4.79 | 0.753 | 0.647 | 5.80 |
| | | 80 | 2.323 | 4.23 | 0.753 | 0.609 | 7.67 |
| 3 | 3.50 | 40 | 3.068 | 7.38 | 0.917 | 0.804 | 7.58 |
| | | 80 | 2.900 | 6.61 | 0.917 | 0.760 | 10.3 |
| 4 | 4.50 | 40 | 4.026 | 12.7 | 1.178 | 1.055 | 10.8 |
| | | 80 | 3.826 | 11.5 | 1.178 | 1.002 | 15.0 |
| 6 | 6.625 | 40 | 6.065 | 28.9 | 1.734 | 1.590 | 19.0 |
| | | 80 | 5.761 | 26.1 | 1.734 | 1.510 | 28.6 |
| 8 | 8.625 | 40 | 7.981 | 50.0 | 2.258 | 2.090 | 28.6 |
| | | 80 | 7.625 | 45.7 | 2.258 | 2.000 | 43.4 |
| 10 | 10.75 | 40 | 10.02 | 78.8 | 2.814 | 2.62 | 40.5 |
| | | 60 | 9.75 | 74.6 | 2.814 | 2.55 | 54.8 |
| 12 | 12.75 | 30 | 12.09 | 115 | 3.338 | 3.17 | 43.8 |
| 16 | 16.0 | 30 | 15.25 | 183 | 4.189 | 4.00 | 62.6 |
| 20 | 20.0 | 20 | 19.25 | 291 | 5.236 | 5.05 | 78.6 |
| 24 | 24.0 | 20 | 23.25 | 425 | 6.283 | 6.09 | 94.7 |

Dipilih :

8 NPS, Sch. No. 40

Diameter luar pipa (OD) = 8,625 in = 0,2191 m

Diameter dalam pipa (ID) = 7,981 in = 0,2027 m

Sehingga tinggi ruang kosong bawah :

$$H_2 = H_1 + H + OD \dots\dots\dots 46$$

$$= H_1 + (18 \text{ in} + 12 \text{ in})(0,0254 \text{ m/in}) + OD$$

$$= 0,17 \text{ m} + 0,76 \text{ m} + 0,22 \text{ m}$$

$$= 1,15 \text{ m}$$

Tinggi tray

Dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} H_3 &= (n \text{ tray} - 2) \text{ jarak antar tray} \dots\dots\dots 47 \\ &= (18 - 2) 0,25 \text{ m} \\ &= 4 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi ruang kosong atas

Dirancang : Tinggi penyangga (H_4) = 1 m

Tinggi total

$$\begin{aligned} H_T &= 2 \text{ m} + 1,15 \text{ m} + 4 \text{ m} + 1 \text{ m} \\ &= 8,15 \text{ m} \end{aligned}$$

15. Pressure Drop

Pressure drop dihitung menggunakan persamaan 13.2a Winkle, M. V. (1967) halaman 507 sebagai berikut :

$$\Delta H_T = h_o + \beta \left(h_w + h_{ow} + \frac{\Delta}{2} \right) + h_\tau \dots\dots\dots 48$$

Keterangan :

ΔH_T : *Pressure drop* total (m)

h_o : *Pressure drop* untuk mengatasi lubang *perforated* (m)

β : Faktor aerasi

h_w : Tinggi *weir* (m)

h_{ow} : Tinggi cairan di atas *weir* (m)

Δ : Kemiringan ketinggian cairan di atas *tray*

h_τ : *Pressure drop* untuk mengatasi tegangan permukaan (m)

Perhitungan *pressure drop* pada seksi *enriching* dievaluasi pada puncak menara, sedangkan untuk seksi *stripping* dievaluasi pada dasar menara.

a. Seksi enriching

Tekanan, P_T : 0,08 atm

Suhu uap, T_{dew} : 453,00 K

Suhu cair, T_{didih} : 451,12 K

1. *Pressure drop* untuk mengatasi lubang *perforated*

Dihitung menggunakan persamaan 13.16 Winkle, M. V. (1967), halaman 519 :

$$h_o = 0,186 \left(\frac{u_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_l} \dots\dots\dots 49$$

Keterangan :

h_o : *Pressure drop* untuk mengatasi lubang *perforated* (in)

u_h : Kecepatan linier uap melewati lubang *perforated* (ft/s)

C_o : Koefisien uap lewat lubang *perforated* (ft/s)

ρ_v : Rapat massa gas (kg/m³)

ρ_l : Rapat massa cair (kg/m³)

Diameter lubang *perforated*

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 726, ukuran lubang *perforated* berkisaran pada 2,5-12 mm, namun pada umumnya digunakan $d_o = 5 \text{ mm} = 0,1969 \text{ in}$.

Pitch

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 727, *pitch* berkisaran pada 2. d_o hingga 4. d_o . *Pitch* disusun secara triangular.

Dipilih *pitch* = 4. d_o , sehingga :

$$D_o = 0,1969 \text{ in}$$

$$Pitch = 4 \cdot 0,1969 \text{ in}$$

$$= 0,7874 \text{ in}$$

Luas total

$$A_{total} = \frac{\pi D_t^2}{4} \dots\dots\dots 50$$

$$A_{total} = \frac{3,14 \cdot (2,12 \text{ m})^2}{4}$$

$$= 3,54 \text{ m}^2$$

$$= 5492,40 \text{ in}^2$$

Luas aktif

$$\begin{aligned}
 A_a &= 80\% \cdot A_{\text{total}} \dots\dots\dots 51 \\
 &= 80\% \cdot 3,54 \text{ m}^2 \\
 &= 2,83 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Luas lubang *perforated* total

$$\begin{aligned}
 A_h &= A_a \left(\frac{d_o}{\text{pitch}} \right)^2 \dots\dots\dots 52 \\
 A_h &= 2,83 \text{ m}^2 \left(\frac{0,1969 \text{ in}}{0,7874 \text{ in}} \right)^2 \\
 &= 0,18 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan linear uap melewati lubang *perforated*

$$\begin{aligned}
 u_h &= \frac{Q_v}{A_h} \dots\dots\dots 53 \\
 u_h &= \frac{3,38 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,18 \text{ m}^2} \\
 &= 19,09 \frac{\text{m}}{\text{s}} \\
 &= 62,62 \frac{\text{ft}}{\text{s}}
 \end{aligned}$$

Koefisien *perforated* C_o diperoleh dengan bantuan fig. 13.18 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 729, yang ditunjukkan sebagai berikut :

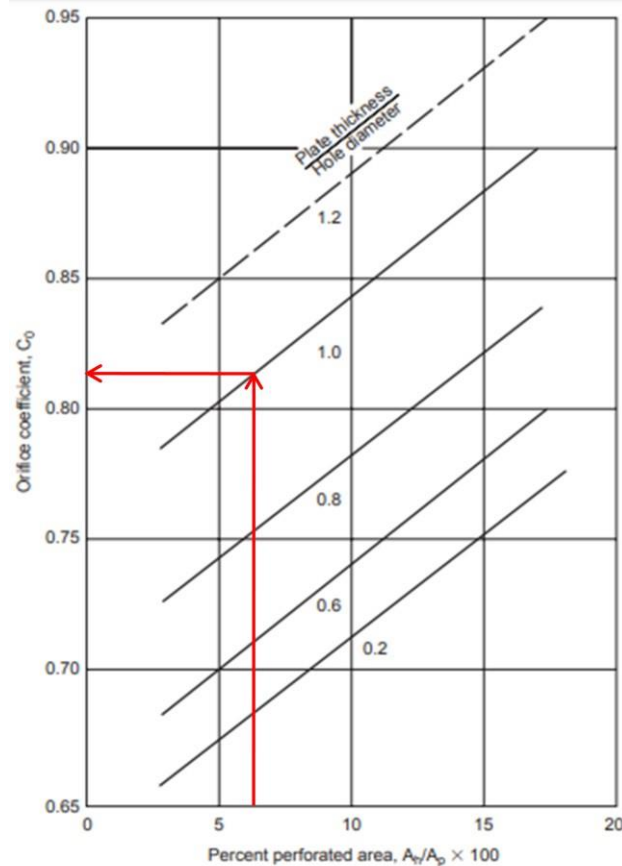


Figure 11.36. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson et al., 1957).

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 727,
digunakan tebal plate = 5 mm.

$$\frac{\text{tebal plate}}{d_o} = \frac{5 \text{ mm}}{5 \text{ mm}} = 1$$

$$\frac{A_h}{A_a} \times 100\% = \frac{0,18 \text{ m}^2}{2,83 \text{ m}^2} \times 100\% = 6,25\%$$

Sehingga diperoleh nilai $C_o = 0,81 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$.

$$h_o = 0,186 \left(\frac{62,63 \text{ s}}{0,81 \frac{\text{ft}}{\text{s}}} \right) \frac{\text{m}^3}{937,22 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0,5764 \text{ in}$$

$$= 0,0146 \text{ m of liquid}$$

2. *Pressure drop* untuk mengatasi tinggi *weir*

Dihitung menggunakan persamaan 11.85 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 724 sebagai berikut :

$$h_{ow} = 0,750 \left(\frac{L}{\rho_l \cdot l_w} \right)^{\frac{2}{3}} \dots\dots\dots 54$$

Keterangan :

h_{ow} : Tinggi cairan di atas *weir*.

ρ_l : Rapat massa cairan (kg/m^3)

l_w : Panjang *weir* (m)

Panjang *weir*

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 725, panjang *weir* pada umumnya berkisaran pada 0,6-0,85 dari diameter kolom (D_c), yang paling sering digunakan yaitu 0,77. Sehingga :

$$\begin{aligned} l_w &= 0,77 \cdot D_c \dots\dots\dots 55 \\ &= 0,77 \cdot 2,12 \text{ m} \\ &= 1,64 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{ow} &= 0,750 \left(\frac{3,41 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{937,22 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 1,64 \text{ m}} \right)^{\frac{2}{3}} \\ &= 0,0043 \text{ m of liquid} \end{aligned}$$

Tinggi *weir* (h_w)

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 725, tinggi *weir* berkisaran pada 40 mm hingga 90 mm. Dipilih tinggi *weir*, $h_w = 50 \text{ mm} = 0,05 \text{ m}$.

3. Faktor aerasi

Diperoleh dengan bantuan fig. 13.16. Winkle, M. V. (1967) halaman 516, yaitu grafik hubungan antara $u_v \cdot (\rho_v)^{0,5}$ dengan β , dimana :

u_v : Kecepatan supervisial uap (ft/s)

ρ_v : Rapat massa uap (lb/ft^3)

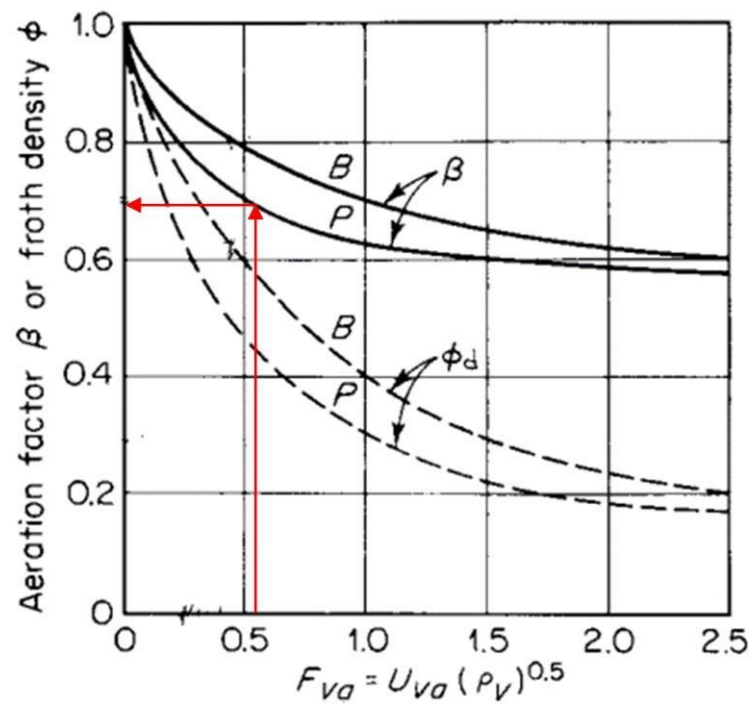
Kecepatan supervisial uap

$$u_v = \frac{Q_{uap}}{A_{total}} \dots\dots\dots 56$$

$$u_v = \frac{3,38 \frac{m^3}{s}}{3,54 \frac{m^2}{m}} = 0,95 \frac{m}{s} = 3,13 \frac{ft}{s}$$

$$u_v(\rho_v)^{0,5} = 3,13 \frac{ft}{s} (0,0306 \frac{lb}{ft^3})^{0,5} = 0,55$$

Sehingga dari fig. 13.16 diperoleh $\beta = 0,69$

**4. Kemiringan ketinggian cairan di atas tray (Δ)**

Kemiringan ketinggian cairan di atas tray dapat diabaikan, maka $\Delta = 0$.

5. *Pressure drop* untuk mengatasi tegangan muka

$$h_{\tau} = \frac{0,04 \tau}{\rho_l \cdot d_o} \dots\dots\dots 57$$

Keterangan :

h_{τ} : *Pressure drop* untuk mengatasi tegangan muka (in)

τ : Tegangan muka (dyne/cm)

ρ_l : Rapat massa cairan (lb/ft³)

d_o : Diameter lubang perforated

$$h_{\tau} = \frac{0,04 \cdot 7,99 \frac{\text{dyne}}{\text{cm}}}{58,51 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \cdot 0,1969 \text{ in}} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{\text{in}}$$

$$= 0,0007 \text{ m of liquid}$$

Total *pressure drop*

Total *plate pressure drop* :

$$\Delta H_T = 0,0146 \text{ m} + 0,69 (0,05 \text{ m} + 0,0043 \text{ m} + \frac{0}{2}) + 0,0007 \text{ m}$$

$$\Delta H_T = 0,0146 \text{ m} + 0,0038 \text{ m} + 0,0007 \text{ m}$$

$$\Delta H_T = 0,0191 \text{ m of liquid}$$

Sehingga total *pressure drop* pada seksi enriching dapat dihitung sebagai berikut :

$$\Delta P_T = \Delta H_T \cdot \rho_l \cdot g \dots\dots\dots 58$$

$$\Delta P_T = 0,0191 \text{ m} \cdot 937,22 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$= 175,75 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}^2}$$

$$= 0,0017 \text{ atm/tray}$$

$$\Delta P = \Delta P_T \times N_r$$

$$= 0,0017 \text{ atm/tray} \times 18 \text{ tray}$$

$$= 0,03 \text{ atm}$$

Sehingga diperoleh :

Tekanan puncak menara = 0,08 atm

Tekanan umpan menara = 0,08 atm

Tekanan dasar menara = Tekanan umpan menara + *pressure drop stripping*
 = 0,08 atm + 0,03 atm
 = 0,11

16. Korelasi Kondisi Operasi

a. Kondisi operasi puncak menara

Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel sampai diperoleh $\sum x_i = \sum y_i/K_i = 1$.

$P = 0,08 \text{ atm} = 62,63 \text{ mmHg}$

$T = 126,42^\circ\text{C} = 399,42 \text{ K}$

Tabel 19. Kondisi operasi umpan

| Komponen | kmol/jam | x_i | P_i | K_i | $y_i = x_i \cdot K_i$ | $\alpha = K_i/K_{hk}$ |
|--|--------------|---------------|--------|-------|-----------------------|-----------------------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 27,10 | 0,4952 | 121,47 | 1,94 | 0,9604 | 24,74 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | 27,63 | 0,5048 | 4,91 | 0,08 | 0,0396 | 1,00 |
| Total | 54,73 | 1,0000 | | | 1,0000 | |

b. Kondisi operasi atas (distilat)

Kondisi operasi puncak menara terjadi pada keadaan *dew point*. Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S.

Excel sampai diperoleh $\sum x_i = \sum y_i/K_i = 1$.

$P = 0,08 \text{ atm} = 62,63 \text{ mmHg}$

$T = 110,75^\circ\text{C} = 383,75 \text{ K}$

Tabel 20. Kondisi operasi distilat pada suhu embun

| Komponen | kmol/jam | Y_i | P_i | K_i | $x_i = y_i/K_i$ | $\alpha = K_i/K_{hk}$ |
|--|--------------|---------------|-------|-------|-----------------|-----------------------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 26,97 | 0,9990 | 64,60 | 1,03 | 0,9685 | 31,72 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | 0,03 | 0,0010 | 2,04 | 0,03 | 0,0315 | 1,00 |
| Total | 27,00 | 1,0000 | | | 1,0000 | |

c. Kondisi operasi dasar menara

Dihitung menggunakan metode *Goal Seek* pada M.S. Excel sampai diperoleh $\sum y_i = K_i \cdot \sum x_i = 1$.

$$P = 0,11 \text{ atm} = 86,35 \text{ mmHg}$$

$$T = 191,47^\circ\text{C} = 464,47 \text{ K}$$

Tabel 21. Korelasi kondisi operasi dasar menara

| Komponen | kmol/jam | Yi | Pi | Ki | xi = yi/Ki | $\alpha = K_i/K_{hk}$ |
|--|----------|---------------|--------|-------|---------------|-----------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,13 | 0,0048 | 993,63 | 11,51 | 0,0557 | 12,13 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 27,60 | 0,9952 | 81,95 | 0,95 | 0,9443 | 1,00 |
| Total | 27,73 | 1,0000 | | | 1,0000 | |

KESIMPULAN MENARA DISTILASI (MD-02)

Fungsi : Memisahkan Aseton dan Air sebagai *Recycle*

Jenis : *Sieve Tray Distillation Tower*

Kondisi Operasi**Puncak Menara**

Tekanan = 0,08 atm

Suhu umpan = 110,75°C

Umpan

Tekanan = 0,08 atm

Suhu umpan = 126,42°C

Dasar Menara

Tekanan = 0,11 atm

Suhu umpan = 191,47°C

Jumlah *plate* minimum = 4 *plate*

Jumlah *plate* ideal = 6 *plate*

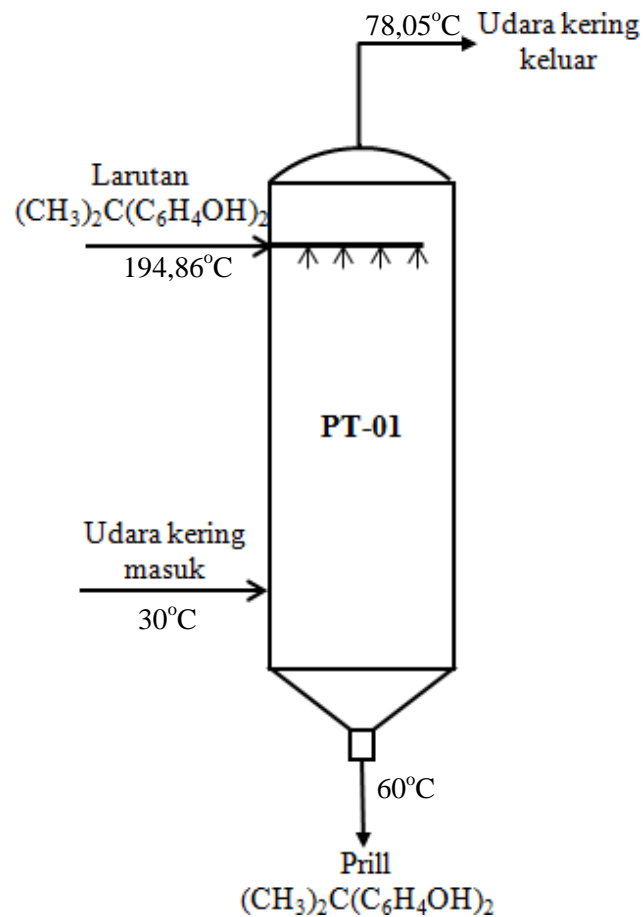
Jumlah *plate* aktual = 18 *plate*

Diameter menara = 2,12 m

Tinggi menara = 8,15 m

Bahan Konstruksi = *Carbon Steel*

PRILLING TOWER (PT-01)



Tugas : Membentuk *prill* $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$

1. Neraca Massa

a. Umpan masuk *prilling tower*

Tabel 1. Data umpan masuk *prilling tower*

| Komponen | Aliran masuk arus 30 | |
|--|----------------------|--------------|
| | Kg/jam | kmol/jam |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ (l) | 12,62 | 0,13 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ (l) | 6300,51 | 27,60 |
| Total | 6313,13 | 27,73 |

b. Keluaran *prilling tower*

Tabel 2. Data umpan masuk *prilling tower*

| Komponen | Aliran keluar arus 31 | |
|--|-----------------------|--------------|
| | Kg/jam | kmol/jam |
| C ₆ H ₅ OH _(s) | 12,62 | 0,13 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) _{2 (s)} | 6300,51 | 27,60 |
| Total | 6313,13 | 27,73 |

2. Neraca Panas

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data kapasitas panas masing-masing komponen dengan satuan KJ/(Kmol.K) sebagai berikut :

Tabel 3. Data kapasitas panas masing-masing komponen fase cair

| Komponen | A | B | C | D | E |
|----------------|--------|-------------|------------|-------------|------------|
| N ₂ | 29,342 | -3,5395E-03 | 1,0076E-05 | -4,3111E-09 | 2,5935E-13 |
| O ₂ | 29,526 | -8,8999E-03 | 3,8083E-05 | -3,2629E-08 | 8,8607E-12 |

Tabel 4. Data kapasitas panas masing-masing komponen fase cair

| Komponen | A | B | C | D |
|--|----------|------------|-------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 38,622 | 1,0983E-00 | -2,4897E-03 | 2,2802E-06 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -113,816 | 3,2404E-00 | -5,9001E-03 | 4,1160E-06 |

Tabel 5. Data kapasitas panas masing-masing komponen fase padat

| Komponen | A | B | C |
|--|---------|------------|-------------|
| C ₆ H ₅ OH | 9,769 | 4,8032E-01 | -1,9001E-05 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -66,460 | 1,2504E+00 | 0,0000E+00 |

a. Entalpi umpan masuk *prilling tower* (arus 30)

$$\text{Suhu umpan} = 194,86^{\circ}\text{C} = 467,86 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}_{(l)}} &= \int_{467,86}^{298} C_{p_{\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}_{(l)}}} dT \dots\dots\dots 1 \\ &= \int_{467,86}^{298} (38,622 + 1,0983 T - 2,4897 \times 10^{-3} T^2 + 2,2802 \times 10^{-6} T^3) dT \\ &= \left[(38,622)T + \left(\frac{1,0983}{2}\right)T^2 - \left(\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3}\right)T^3 + \left(\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4}\right)T^4 \right]_{467,86}^{298} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= [38,622(298 - 467,86)] + \left[\frac{1,0983}{2} (298^2 - 467,86^2) \right] - \left[\frac{2,4897 \times 10^{-3}}{3} (298^3 - 467,86^3) \right] + \left[\frac{2,2802 \times 10^{-6}}{4} (298^4 - 467,86^4) \right] \\
&= -37787,57 \text{ kJ/kmol}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2 (l)} &= \int_{298}^{467,86} C_{p(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2 (l)} dT \dots\dots\dots 2 \\
&= \int_{298}^{467,86} (-113,816 + 3,2404 T - 5,9001 \times 10^{-3} T^2 + 4,1160 \times 10^{-6} T^3) dT \\
&= \left[-113,816 T + \left(\frac{3,2404}{2} \right) T^2 - \left(\frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3} \right) T^3 + \left(\frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4} \right) T^4 \right]_{298}^{467,86} \\
&= \left[-113,816(298 - 467,86) \right] + \left[\frac{3,2404}{2} (298^2 - 467,86^2) \right] - \left[\frac{5,9001 \times 10^{-3}}{3} (298^3 - 467,86^3) \right] + \left[\frac{4,1160 \times 10^{-6}}{4} (298^4 - 467,86^4) \right] \\
&= -83259,65 \text{ kJ/kmol}
\end{aligned}$$

Tabel 6. Data entalpi masing-masing komponen umpan masuk (arus 30)

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|--|--------------|-------------------|--------------------|
| C ₆ H ₅ OH _(l) | 0,13 | -37787,57 | -5069,77 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) _{2 (l)} | 27,60 | -83259,65 | -2297857,33 |
| Total | 27,73 | | -2302927,10 |

Panas masuk (H30) = -2302927,10 kJ/jam

b. Panas pematatan

Tabel 7. Data entalpi masing-masing komponen panas pematatan

| Komponen | (kg/jam) | Hf | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|--|----------------|---------|-------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 12,62 | -122,34 | -1544,72 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6300,51 | -128,28 | -808253,99 |
| Total | 6313,13 | | -809798,71 |

Panas pematatan (Hf) = -809798,71 kJ/jam

c. Entalpi keluaran *prilling tower* (arus 31)

Suhu keluaran = 60°C = 333 K

Suhu referensi = 25°C = 298 K

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{C_6H_5OH(s)} &= \int_{298}^{333} C_{p,C_6H_5OH(s)} dT \dots\dots\dots 3 \\
 &= \int_{298}^{333} (9,769 + 4,0832 \times 10^{-1} T - 1,9001 \times 10^{-5} T^2) dT \\
 &= \left[(9,769)T + \left(\frac{4,0832}{2}\right) T^2 - \left(\frac{1,9001 \times 10^{-5}}{3}\right) T^3 \right]_{298}^{333} \\
 &= [9,769(333 - 298)] + \left[\frac{4,0832}{2} (333^2 - 298^2) \right] - \left[\frac{1,9001 \times 10^{-5}}{3} (333^3 - 298^3) \right] \\
 &= -4784,52 \text{ J/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2(s)} &= \int_{298}^{333} C_{p,(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2(s)} dT \dots\dots\dots 4 \\
 &= \int_{298}^{333} (-66,460 + 1,2504 T) dT \\
 &= \left[(-66,460)T + \left(\frac{1,2504}{2}\right) T^2 \right]_{298}^{333} \\
 &= [-66,460(333-298)] + \left[\frac{1,2504}{2} (333^2 - 298^2) \right] \\
 &= -11481,44 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

Tabel 8. Data entalpi masing-masing komponen keluaran (arus 31)

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|---|--------------|-------------------|-------------------|
| C ₆ H ₅ OH _(s) | 0,13 | -4784,52 | -641,92 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) _{2(s)} | 27,60 | -11481,44 | -316872,76 |
| Total | 27,73 | | -317514,68 |

Panas keluar (H31) = -317514,68 kJ/jam

d. Entalpi beban (Q5)

$$\begin{aligned}
 Q_{udara} &= Q_{masuk} + Q_f + Q_{keluar} \dots\dots\dots 5 \\
 &= [(-2302927,10) + (-809798,71) + (-317514,68)] \text{ kJ/jam} \\
 &= 3430240,49 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Menentukan suhu keluaran udara

Massa udara yang digunakan : 85000 kg/jam

Berdasarkan hasil trial, diperoleh suhu keluaran udara yaitu 78,06°C.

Suhu umpan = 30°C = 303 K

Suhu referensi = 78,06°C = 351,06 K

$$\begin{aligned}
\Delta H_{O_2} &= \int_{303}^{347,82} C_{p_{N_2}} dT \dots\dots\dots 7 \\
&= \int_{303}^{347,82} (29,526 - 8,8999 \times 10^{-3} T + 3,8083 \times 10^{-5} T^2 - 3,2629 \times 10^{-8} \\
&\quad T^3 + 8,8607 \times 10^{-12} T^4) dT \\
&= \left[(29,526)T - \left(\frac{8,8999 \times 10^{-3}}{2} \right) T^2 + \left(\frac{3,8083 \times 10^{-5}}{3} \right) T^3 - \left(\frac{3,2629 \times 10^{-8}}{4} \right) T^4 + \left(\frac{8,8607 \times 10^{-12}}{5} \right) T^5 \right]_{303}^{347,82} \\
&= \left[29,526(347,82 - 303) \right] - \left[\frac{3,5395 \times 10^{-3}}{2} (347,82^2 - 303^2) \right] + \left[\frac{3,2629 \times 10^{-9}}{4} (347,82^4 - 303^4) \right] \\
&\quad - \left[\frac{8,8607 \times 10^{-12}}{5} (347,82^5 - 303^5) \right] \\
&= 1419,95 \text{ kJ/kmol}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{N_2} &= \int_{303}^{351,06} C_{p_{O_2}} dT \dots\dots\dots 6 \\
&= \int_{303}^{351,06} (29,342 - 3,5395 \times 10^{-3} T + 1,0076 \times 10^{-5} T^2 - 4,3116 \times 10^{-9} \\
&\quad T^3 + 2,5935 \times 10^{-13} T^4) dT \\
&= \left[(29,342)T - \left(\frac{3,5395 \times 10^{-3}}{2} \right) T^2 + \left(\frac{1,0076 \times 10^{-5}}{3} \right) T^3 - \left(\frac{4,3116 \times 10^{-9}}{4} \right) T^4 + \left(\frac{2,5936 \times 10^{-13}}{5} \right) T^5 \right]_{303}^{351,06} \\
&= \left[29,342(351,06 - 303) \right] - \left[\frac{3,5395 \times 10^{-3}}{2} (351,06^2 - 303^2) \right] + \left[\frac{1,0076 \times 10^{-5}}{4} (351,06^4 - 303^4) \right] \\
&\quad - \left[\frac{2,5936 \times 10^{-13}}{5} (351,06^5 - 303^5) \right] \\
&= 1399,00 \text{ kJ/kmol}
\end{aligned}$$

Tabel 9. Data entalpi udara

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|----------------|----------------|-------------------|-------------------|
| O ₂ | 53,77 | 1419,95 | 76343,67 |
| N ₂ | 2397,36 | 1399,00 | 3353896,82 |
| Total | 2451,13 | | 3430240,49 |

Sehingga Qudara (Q5) = 3430240,49 kJ/jam

Sehingga neraca panas di sekitar *prilling tower* sebagai berikut :

Tabel 10. Neraca panas di sekitar *prilling tower*

| | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|-------|--------------------|-------------------|
| H30 | -2302927,10 | |
| H31 | -317514,68 | |
| Qf | -809798,71 | |
| Q5 | | 3430240,49 |
| Total | -3430240,49 | 3430240,49 |

3. Densitas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 11. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|--|---------|---------|---------|--------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,33722 | 0,28100 | 0,28571 | 849,00 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 8$$

Keterangan :

P : Viskositas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis [K]

Sehingga densitas campuran dapat dihitung sebagai berikut :

Tabel 12. Data densitas masing-masing komponen umpan

| Komponen | Kg/jam | x | ρ (kg/liter) | $x_F \times \rho$ |
|--|----------------|---------------|-------------------|-------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 12,62 | 0,0020 | 1,1501 | 0,0023 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6300,51 | 0,9980 | 1,0955 | 1,0934 |
| Total | 6313,13 | 1,0000 | | 1,0957 |

Sehingga diperoleh densitas campuran umpan, $\rho = 1095,70 \text{ kg/m}^3$

4. Waktu Tinggal *Prill* di *Prilling Tower*

Sifat-sifat udara pada suhu 303 K (30°C) diperoleh dengan cara interpolasi data dari Tabel A-5 Holman, J. P. (1986) :

$$\rho = 1,1666 \quad [\text{Kg/m}^3]$$

$$C_p = 1,0059 \quad [\text{kJ}/(\text{Kg.K})]$$

$$\mu = 1,8768 \times 10^{-5} \quad [\text{Kg}/(\text{m.s})]$$

$$k = 0,0265 \quad [\text{W}/(\text{m.K})]$$

$$\text{Pr} = 0,7073$$

Kecepatan terminal (u_t)

Kecepatan terminal dihitung berdasarkan persamaan 7.56 – 7.58, Litster, J., 2016, halaman 215-216 :

$$d^* = D_p \left[\frac{\rho_p (\rho_p - \rho_g) g}{\mu_g^2} \right]^{\frac{1}{3}} \dots\dots\dots 9$$

Keterangan :

$$D_p = \text{Diameter partikel} = 1,1 \times 10^{-3} \text{ m}$$

$$\rho_g = \text{Densitas udara} = 1,1666 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_s = \text{Densitas padatan} = 1176,94 \text{ kg/m}^3$$

$$g = \text{Percepatan gravitasi} = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$\mu_g = \text{Viskositas udara} = 1,8768 \text{ kg}/(\text{m.s})$$

$$d^* = 1,1 \times 10^{-3} \text{ m} \left[\frac{1,1666 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} (1176,94 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 1,1666 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}) 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}{(1,8768 \times 10^{-5} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}})^2} \right]^{\frac{1}{3}}$$

$$= 37,03$$

$$u_t^* = \left[\frac{18}{(d^*)^2} - \frac{0,591}{(d^*)^{0,5}} \right]^{-1} \dots\dots\dots 10$$

$$u_t^* = \left[\frac{18}{(37,03)^2} - \frac{0,591}{(37,03)^{0,5}} \right]^{-1}$$

$$= 9,07$$

$$u_t = u_t^* \left[\frac{\rho_g^2}{\mu_g (\rho_p - \rho_g) g} \right]^{-\frac{1}{3}} \dots\dots\dots 11$$

$$u_t = 9,07 \left[\frac{(1,1666 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})^2}{1,8768 \times 10^{-5} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}} (1176,94 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 1,1666 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}) 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right]^{-\frac{1}{3}}$$

$$= 4,91 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{D_p \cdot u_t \cdot \rho_g}{\mu_g} \dots\dots\dots 12$$

Keterangan :

D_p = Diameter partikel

u_t = Kecepatan terminal

ρ_g = Densitas gas

μ_g = Viskositas gas

$$Re = \frac{1,1 \times 10^{-3} \text{ m} \cdot 4,91 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 1,1666 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1,8768 \times 10^{-5} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}}$$

$$= 335,94$$

Koefisien Transfer Panas (h)

$$h = \frac{Nu \cdot k_g}{D_p} \dots\dots\dots 13$$

Dimana :

$$Nu = 2 + 0,6 \cdot Re^{0,5} \cdot Pr^{0,33} \dots\dots\dots 14$$

$$= 2 + 0,6 \cdot (335,94)^{0,5} \cdot (0,7069)^{0,33}$$

$$= 11,80$$

Sehingga, koefisien transfer panas :

$$h = \frac{11,80 \cdot 0,0265 \frac{\text{W}}{\text{m.K}}}{1,1 \times 10^{-3} \text{ m}}$$

$$h = 283,89 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$= 0,28 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Menentukan ΔT_{LMTD}

➤ Fluida panas (*liquid*)

$$\text{Suhu masuk } (T_1) = 194,86^\circ\text{C} = 467,86 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar } (T_2) = 60^\circ\text{C} = 333 \text{ K}$$

➤ Fluida dingin (udara)

$$\text{Suhu masuk } (t_1) = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar } (t_2) = 78,06^\circ\text{C} = 351,06 \text{ K}$$

ΔT_{LMTD} dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_2} \right)} \dots\dots\dots 15$$

$$= \frac{(467,86 - 351,06)\text{K} - (333 - 303)\text{K}}{\ln \left(\frac{467,86 - 303}{333 - 351,06} \right)}$$

$$= 63,86 \text{ K}$$

Waktu tinggal

Waktu tinggal *prill* pada *prilling tower* dihitung berdasarkan persamaan 7.53

Litster, J., 2016, halaman 214 :

$$t = \frac{\rho_p \cdot D_p \cdot H_f}{6 \cdot h \cdot \Delta T_{\text{LMTD}}} \dots\dots\dots 16$$

$$t = \frac{1176,94 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 1,1 \times 10^{-3} \text{ m} \cdot 128,27 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}}{6 \cdot 0,28 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \cdot 63,86 \text{ K}}$$

$$= 1,53 \text{ detik}$$

5. Volume Prilling Tower

Laju alir volumetrik umpan

$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= \frac{\text{Laju alir massa umpan}}{\rho_{in}} \dots\dots\dots 17 \\
 &= \frac{6313,13 \text{ Kg/jam}}{1095,70 \text{ Kg/m}^3} \\
 &= 5,76 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Laju alir volumetrik udara

$$\begin{aligned}
 Q_{ud} &= \frac{\text{Laju alir massa udara}}{\rho_{ud}} \dots\dots\dots 18 \\
 &= \frac{85000 \text{ Kg/jam}}{1,16 \text{ Kg/m}^3} \\
 &= 72859,06 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Laju alir total

$$\begin{aligned}
 Q_{total} &= Q_{in} + Q_{ud} \dots\dots\dots 19 \\
 &= 5,76 \text{ m}^3/\text{jam} + 72859,06 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 72864,82 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Waktu tinggal di *prilling tower* yaitu 2,69 detik, atau :

$$t = 0,0003 \text{ jam}$$

Sehingga volume total :

$$\begin{aligned}
 V_{total} &= q_{total} \times t \dots\dots\dots 20 \\
 &= 72859,06 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,0003 \text{ jam} \\
 &= 30,90 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Sehingga volume evaporator dapat dihitung sebagai berikut :

Volume tangki dirancang *over design* sebanyak 20% dari volume cairan, sehingga :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tangki}} &= 120\% \cdot V_{\text{cairan total}} \dots\dots\dots 21 \\
 &= 120\% \cdot 30,90 \text{ m}^3 \\
 &= 37,08 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

6. Dimensi Prilling Tower

Karena tangki berukuran besar, maka dipilih $H = 4 D$

Volume silinder

$$\begin{aligned}
 V_s &= \frac{\pi}{4} D^2 H \dots\dots\dots 22 \\
 &= \frac{\pi}{4} D^2 4.D \\
 &= \pi \cdot D^3
 \end{aligned}$$

Volume konis

$$V_k = \frac{\pi}{12} \cdot D^2 \cdot H_k \dots\dots\dots 23$$

Sudut konis = 60°

$$\begin{aligned}
 H_k &= 0,5 \cdot D \cdot \tan 60^\circ \dots\dots\dots 24 \\
 &= 0,5 \cdot D \cdot 1,7321 \\
 &= 0,8660 \cdot D
 \end{aligned}$$

Sehingga volume konis :

$$\begin{aligned}
 V_k &= \pi \cdot D^2 \cdot 0,8660 \cdot D \\
 &= \frac{\pi}{12} \cdot 0,8660 D^3
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$V_T = V_s + V_k \dots\dots\dots 25$$

$$37,08 \text{ m}^3 = \pi \cdot D^3 + \frac{\pi}{12} \cdot 0,8660 D^3$$

$$37,08 \text{ m}^3 = 3,37 D^3$$

$$D^3 = 11,01 \text{ m}^3$$

$$D = 2,22 \text{ m}$$

$$H = 8,90 \text{ m}$$

$$H_k = 1,93 \text{ m}$$

$$\text{Diameter bukaan bawah} = 5 \text{ in} = 0,13 \text{ m}$$

7. Tebal Dinding

Tebal dinding dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell and Young (1959), halaman 254 :

$$t = \frac{r_i \cdot P_v}{s \cdot f \cdot E - 0,6 P_v} + C \dots\dots\dots 26$$

$$t_s = \text{Tebal dinding menara} \quad [\text{in}]$$

$$r_i = \text{Jari-jari dalam menara} \quad [\text{in}]$$

$$P_v = \text{Tekanan perancangan menurut alat ukur} \quad [\text{psi}]$$

$$f = \text{Allowable stress} \quad [\text{psi}]$$

$$E = \text{Efisiensi sambungan}$$

$$C = \text{Faktor korosi} \quad [\text{in}]$$

Berdasarkan Brownell dan Young (1959), halaman 253, bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel 283 Grade C* dengan alasan:

1. Tangki tidak mengandung cairan yang mematkan.
2. Suhu operasinya adalah $-20 - 650^\circ\text{F}$.
3. Tebal *plate*-nya tidak lebih dari $5/8 \text{ in}$.

Tekanan perancangan :

$$P_v = 120\% \times P_{\text{operasi}} \dots\dots\dots 27$$

$$= 120\% \times 1 \text{ atm} \times \frac{14,6959 \text{ psi}}{\text{atm}}$$

$$= 17,64 \text{ psi}$$

$$r_i = 43,79 \text{ in}$$

$$f = 12650 \text{ psi} \quad [\text{Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251}]$$

$$E = 0,8 \quad [\text{Tabel 13.2 Brownell dan Young (1959), hal. 254}]$$

$$C = 0,125 \text{ in} \quad [\text{Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), hal. 985}]$$

Sehingga tebal dinding menara :

$$t_s = \frac{43,79 \text{ in} \times 17,46 \text{ psi}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 17,64 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,1861 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal dinding standar} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar menara (OD)} = \text{ID} + 2 \cdot t_s \dots\dots\dots 28$$

$$= 87,58 \text{ in} + 2 \times 3/16 \text{ in}$$

$$= 87,96 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih OD standar} = 90 \text{ in}$$

$$= 2,29 \text{ m}$$

$$\text{IDs} = \text{ODs} - 2 \cdot t_s \dots\dots\dots 29$$

$$= 2,29 \text{ m} - 2 \times 0,0048 \text{ m}$$

$$= 2,28 \text{ m}$$

8. Tebal Head

Berdasarkan Towler, G. dan Sinnott, R. (2008) halaman 987, terdapat macam-macam tutup *prilling tower*, yaitu :

1. Flat Plate and Formed Flate Head

Jenis tutup ini memiliki harga yang terendah namun penggunaannya terbatas pada tekanan rendah dan bejana dengan diameter kecil.

2. Torispherical Head

Merupakan jenis tutup yang paling umum digunakan untuk bejana hingga tekanan operasi 15 bar. Jenis tutup ini dapat digunakan pada tekanan tinggi, namun pada tekanan diatas 10 bar biaya ekonominya lebih tinggi.

3. Hemispherical Head

Merupakan jenis tutup dengan bentuk terkuat, mampu menahan sekitar dua kali tekanan Torispherical Head dengan ketebalan yang sama. Namun biaya ekonominya akan lebih tinggi daripada *torispherical head*.

4. Ellipsodial Head

Merupakan jenis tutup yang paling ekonomis uantuk digunakan untuk digunakan pada tekanan operasi diatas 15 bar.

Berdasarkan data diatas dipilih jenis tutup *torispherical* karena mampu menahan tekanan yang dirancang serta biaya ekonominya tidak tinggi.

Tebal *head* dihitung dengan persamaan 13.46 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 990 :

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P_v \cdot R_c}{f \cdot E - 0,1 P_v} + C \dots\dots\dots 30$$

Keterangan :

t_h = Tebal *head*

P_v = Tekanan perancangan menurut alat ukur

= 17,64 psi

R_c = *Crown Radius*

= 87,58 in

f = *allowable stress*

= 12650 psi [Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251]

E = efisiensi sambungan

= 1,00 [Towler dan Sinnott (2008), hal.991]

C = faktor korosi

= 0,125 in [Towler dan Sinnott (2008), hal.985]

Sehingga tebal *head* :

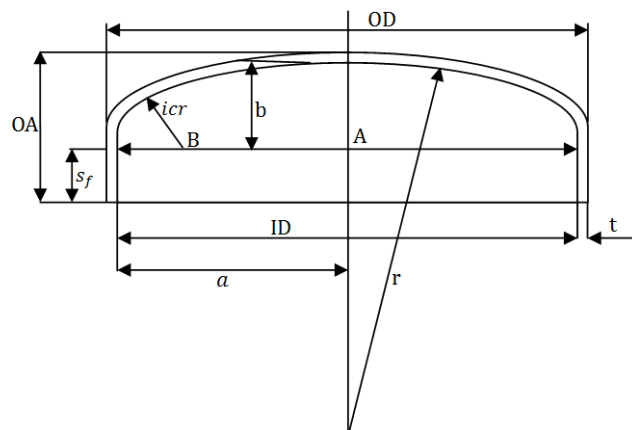
$$t_h = \frac{0,885 \times 17,64 \text{ psi} \times 87,58 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 1 - 0,1 \times 17,64 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

= 0,2601 in

Dipilih tebal *head* standar = 5/16 in = 0,3125 in

= 0,0079 m

9. Tinggi Head



Gambar 2. Design Head

t_h = Tebal *head* [m]

icr = Jari-jari sudut internal [m]

s_f = *Flange* lurus [m]

r = Jari-jari kelengkungan [m]

OA = Tinggi penutup [m]

Tinggi tutup *prilling tower* dihitung dengan :

$$OA = s_f + b + t_h \dots\dots\dots 31$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \dots\dots\dots 32$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr \dots\dots\dots 33$$

$$BC = r - icr \dots\dots\dots 34$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) halaman 88, diperoleh nilai s_f pada t_h standar 5/16 yaitu berkisar antara 1½ - 3.

Dipilih $s_f = 2,5 \text{ in} = 0,0635 \text{ m}$

Berdasarkan Tabel 5.7 Brownell dan Young (1959) halaman 89, diperoleh :

$r = 90 \text{ in} = 2,29 \text{ m}$ (untuk OD standar = 90 in)

$icr = 5,5 \text{ in} = 0,14 \text{ m}$

Sehingga diperoleh :

$$AB = \left(\frac{2,28}{2} - 0,14 \right) \text{ m} = 1,00 \text{ m}$$

$$BC = (2,29 - 0,14) \text{ m} = 2,15 \text{ m}$$

$$b = 2,29 \text{ m} - \sqrt{(2,15 \text{ m})^2 - (1,00 \text{ m})^2}$$

$$= 0,39 \text{ m}$$

Sehingga tinggi *head* :

$$OA = 0,0635 \text{ m} + 0,39 \text{ m} + 0,0079 \text{ m}$$

$$= 0,46 \text{ m}$$

KESIMPULAN
PRILLING TOWER (PT-01)

Tugas : Membentuk *prill* $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$

Kondisi Operasi

Tekanan = 1,00 atm

Suhu umpan = 194,86°C

Suhu *fusion* = 153°C

Suhu keluar = 60°C

Pendingin

Media = Udara kering

Tekanan = 1 atm

Suhu umpan = 30°C

Suhu keluar = 78.06

Jumlah pendingin = 85000 kg/jam

Ukuran *Prilling Tower*

Diameter partikel = 1,1 mm

Diameter silinder = 2,29 m

Tinggi silinder = 8,90 m

Tinggi konis = 1,93 m

Tinggi *head* = 0,46 m

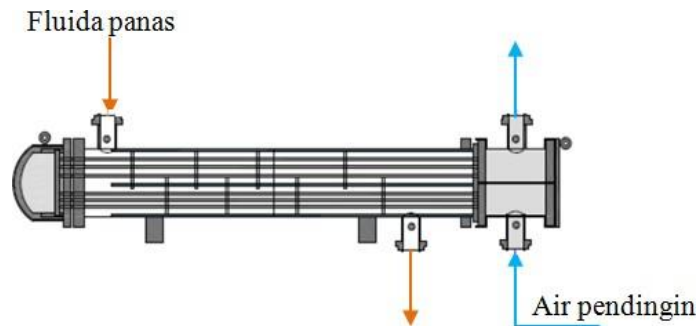
Waktu tinggal = 1,53 detik

KONDENSOR 1

(CD-01)

Tugas : Mengembunkan hasil atas menara distilasi 1 (MD-01) dari suhu $98,14^{\circ}\text{C}$ sampai $89,17^{\circ}\text{C}$ dengan media pendingin air pada suhu 30°C sampai 50°C

Jenis : *Shell and tube*

**Kondisi operasi**

Suhu masuk, $T_1 = 98,14^{\circ}\text{C} = 371,81\text{ K}$

Suhu keluar, $T_2 = 89,17^{\circ}\text{C} = 362,90\text{ K}$

Tekanan, $P = 1,1\text{ atm} = 836\text{ mmHg}$

Komposisi Fluida Panas

Tabel 1. Komposisi fluida panas

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|---------------------------------|-------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 58,08 | 559,69 | 9,64 | 0,4397 | 0,1962 |
| H_2O | 18,01 | 710,62 | 39,45 | 0,5583 | 0,8033 |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 94,11 | 2,47 | 0,03 | 0,0020 | 0,0005 |
| Total | | 1272,78 | 49,12 | 1,0000 | 1,0000 |

Viskositas

$$\text{Log}_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 1$$

$$\mu = 10^{(A + B/T + C + DT^2)} \dots\dots\dots 2$$

Keterangan :

 μ : Viskositas campuran [cP]

A, B, ..., D : Konstanta

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|------------------------------------|----------|------------|-------------|-------------|
| (CH ₃) ₂ CO | -7,2126 | 9,0305E+02 | 1,8385E-02 | -2,0353E-05 |
| H ₂ O | -10,2158 | 1,7925E+03 | 1,7730E-03 | -1,2631E-05 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2629E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |

Konduktivitas panas

$$k = AB^{-1} \bar{c}^{-1} \quad (\text{untuk komponen organik}) \dots\dots\dots 3$$

$$k = A + BT + CT^2 \quad (\text{untuk komponen anorganik}) \dots\dots\dots 4$$

Keterangan :

k : Konduktivitas panas [W/m.K]

A, B, C : Konstanta

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk konduktivitas panas masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 3. Data untuk konduktivitas panas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C |
|------------------------------------|---------|------------------------|--------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | -1,3857 | 0,7643 | 508,20 |
| H ₂ O | -0,2678 | 4,612x10 ⁻³ | -5,5391x10 ⁻⁶ |
| C ₆ H ₅ OH | -1,1489 | 0,4091 | 694,25 |

Menentukan densitas campuran

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

 ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

T_c : Temperatur kritis [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | T _c |
|------------------------------------|---------|---------|---------|----------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,27728 | 0,25760 | 0,29903 | 508.20 |
| H ₂ O | 0,34710 | 0,27400 | 0,28571 | 647,13 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |

Kapasitas panas campuran

Kapasitas panas masing-masing komponen dapat dihitung dengan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \dots\dots\dots 6$$

Keterangan :

C_p : Kapasitas panas [kJ/(Kmol.K)]

A, B, ..., D : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data kapasitas panas masing-masing komponen dengan satuan KJ/(Kmol.K) sebagai berikut :

Tabel 5. Data kapasitas panas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|------------------------------------|--------|-------------|-------------|-------------|------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 35,918 | 9,3896E-02 | 1,8730E-04 | -2,1643E-07 | 6,3174E-11 |
| H ₂ O | 33,933 | -8,4186E-03 | 2,9906E-05 | -1,7825E-08 | 3,6934E-12 |
| C ₆ H ₅ OH | 4,408 | 3,6338E-01 | -6,0417E-05 | -1,2794E-07 | 5,5287E-11 |

Panas Laten Penguapan

$$H_v = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 7$$

Keterangan :

H_v : Panas laten penguapan [kJ/(mol)]

A, n, T_c : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data entalpi penguapan masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 6. Data entalpi penguapan masing masing komponen

| Komponen | A | T _c (K) | n |
|------------------------------------|--------|--------------------|-------|
| (CH ₃) ₂ CO | 49,244 | 508,20 | 0,481 |
| H ₂ O | 52,053 | 647,13 | 0,321 |
| C ₆ H ₅ OH | 77,397 | 694,24 | 0,462 |

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pendingin
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan panas
5. Alat penukar panas

6. Route fluida
7. Kalor perpindahan kalor dalam *inner pipe*, *annulus*, dan gabungan
8. Faktor Pengotoran
9. Penurunan Tekanan

1. Beban Panas

Tabel 7. Data entalpi fase gas masing-masing komponen

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|------------------------------------|--------------|-------------------|------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 9,64 | 855,78 | 8246,70 |
| H ₂ O | 39,45 | 338,88 | 13371,28 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,03 | 1236,05 | 32,52 |
| Total | 49,12 | | 21650,50 |

Beban panas untuk penguapan

Tabel 8. Data entalpi penguapan masing-masing komponen

| Komponen | n (kmol/jam) | Hv (kJ/kmol) | n x Hv |
|------------------------------------|--------------|--------------|-------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 9,64 | 29552,38 | 284780,62 |
| H ₂ O | 39,45 | 44172,90 | 1742936,93 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,03 | 60714,68 | 1597,36 |
| Total | 49,12 | | 2029314,91 |

Sehingga, $Q_T = 2050965,41 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$

2. Media pendingin

Media pendingin yang digunakan adalah air.

Suhu masuk, $t_1 = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$

Suhu keluar, $t_2 = 50^\circ\text{C} = 323 \text{ K}$

Suhu rerata, $t_{\text{avg}} = 40^\circ\text{C} = 313 \text{ K}$

Sifat fisis air pada suhu rerata :

$$\text{Kapasitas panas, } C_p = 4,18 \quad \text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$$

$$\text{Viskositas, } \mu = 6,65 \times 10^{-4} \quad \text{kg}/(\text{m}\cdot\text{s})$$

$$\text{Rapat massa, } \rho = 1013,78 \quad \text{kg}/\text{m}^3$$

$$\text{Koduktivitas panas, } k = 0,63 \quad \text{W}/(\text{m}\cdot\text{K})$$

Massa air yang dibutuhkan :

$$\text{Massa air} = \frac{Q_T}{C_p (T_2 - T_1)} \dots\dots\dots 8$$

$$\begin{aligned} \text{Massa air} &= \frac{2050965,41 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}\cdot\text{K}} (323 - 303) \text{ K}} \\ &= 22105,63 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

3. Beda suhu rerata

| Komponen | Suhu Atas (K) | Suhu Bawah (K) |
|---------------|---------------|----------------|
| Fluida panas | 371,14 | 362,17 |
| Fluida dingin | 323,00 | 303,00 |
| Δt | 48,14 | 59,17 |

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} \right)} \dots\dots\dots 9$$

$$= \frac{48,14 \text{ K} - 59,17 \text{ K}}{\ln \left(\frac{48,14 \text{ K}}{59,17 \text{ K}} \right)}$$

$$= 53,47 \text{ K}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0,45$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,29$$

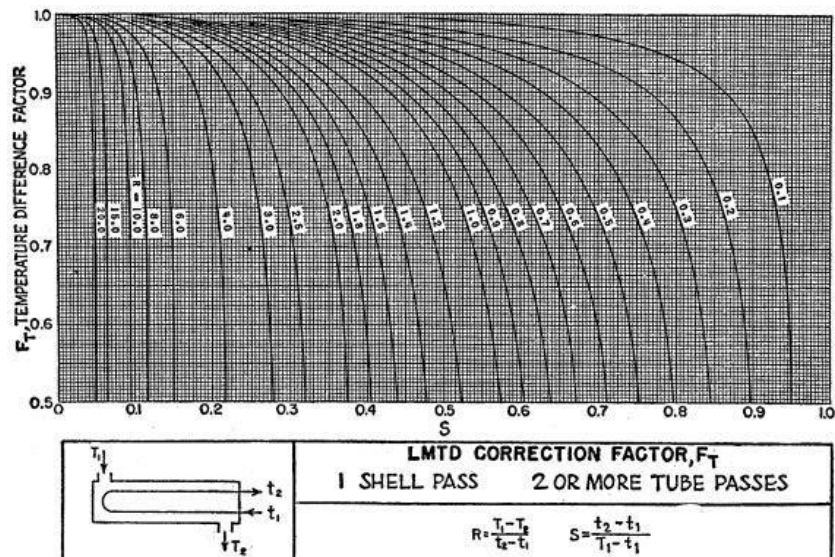


FIG. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Dari fig. 18, Kern, D. Q. (1980), halaman 828, diperoleh

$$F_T = 0,995$$

Sehingga, beda suhu rerata setelah dikoreksi :

$$\Delta T_{LMTD} = 52,93 \text{ K}$$

4. Koefisien perpindahan panas

Dari tabel 8, Kern, D. Q. (1980), halaman 840, diperoleh :

Coolers

| Hot fluid | Cold fluid | Overall U_D |
|-------------------|------------|---------------|
| Water | Water | 250–500§ |
| Methanol | Water | 250–500§ |
| Ammonia | Water | 250–500§ |
| Aqueous solutions | Water | 250–500§ |
| Light organics* | Water | 75–150 |
| Medium organics† | Water | 50–125 |
| Heavy organics‡ | Water | 5–75 |
| Gases | Water | 2–50¶ |
| Water | Brine | 100–200 |
| Light organics | Brine | 40–100 |

Untuk *hot fluid* berupa *light organic* dan *cold fluid* berupa air diperoleh $U_d = 75-150 \text{ BTU}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F})$

$$\begin{aligned} \text{Dipilih } U_d &= 110 \text{ BTU}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}) \\ &= 0,62 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}) \end{aligned}$$

5. Alat penukar panas

Luas perpindahan kalor yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q_T}{U_d \cdot \Delta T_{\text{LMTD}}} \dots\dots\dots 10 \\ &= \frac{2050965,41 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{0,62 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \cdot 52,93 \text{ K}} \\ &= 15,52 \text{ m}^2 \\ &= 167,12 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Karena luas transfer panas $> 100 \text{ ft}^2$, maka digunakan *condensor* jenis *shell and tube*.

Ukuran tabung

Berdasarkan tabel 10 Kern, D.Q. (1983) halaman 843 dipilih *tube* dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{ODt} = 0,75 \text{ in} = 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{IDt} = 0,62 \text{ in} = 0,0157 \text{ m}$$

$$\text{at} = 0,302 \text{ in}^2 = 0,0021 \text{ m}^2$$

$$\text{ao} = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,0598 \text{ m}^2/\text{m}$$

$$\text{ai} = 0,1623 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,0495 \text{ m}^2/\text{m}$$

$$\text{De} = 0,73 \text{ in} = 0,0185 \text{ m}$$

Panjang tabung

Panjang tabung standar : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 805)

Dipilih panjang tabung, L = 8 ft

L = 2,44 m

Jumlah tube

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a_o} \dots\dots\dots 11$$

$$= \frac{16,26 \text{ m}^2}{2,44 \text{ m} \cdot 0,0598 \text{ m}^2/\text{m}}$$

$$= 106,42$$

TABLE 9. TUBE-SHEET LAYOUTS (TUBE COUNTS).—(Continued)
Triangular Pitch

| ¾ in. OD tubes on 1½ in. triangular pitch | | | | | | ¾ in. OD tubes on 1-in. triangular pitch | | | | | |
|---|------|------|------|------|------|--|------|------|------|------|------|
| Shell ID, in. | 1-P | 2-P | 4-P | 6-P | 8-P | Shell ID, in. | 1-P | 2-P | 4-P | 6-P | 8-P |
| 8 | 36 | 32 | 26 | 24 | 18 | 8 | 37 | 30 | 24 | 24 | |
| 10 | 62 | 56 | 47 | 42 | 36 | 10 | 61 | 52 | 40 | 36 | |
| 12 | 109 | 98 | 86 | 82 | 78 | 12 | 92 | 82 | 76 | 74 | 70 |
| 13¼ | 127 | 114 | 96 | 90 | 86 | 13¼ | 109 | 106 | 86 | 82 | 74 |
| 15¼ | 170 | 160 | 140 | 136 | 128 | 15¼ | 151 | 138 | 122 | 118 | 110 |
| 17¼ | 239 | 224 | 194 | 188 | 178 | 17¼ | 203 | 196 | 178 | 172 | 166 |
| 19¼ | 301 | 282 | 252 | 244 | 234 | 19¼ | 262 | 250 | 226 | 216 | 210 |
| 21¼ | 361 | 342 | 314 | 306 | 290 | 21¼ | 316 | 302 | 278 | 272 | 260 |
| 23¼ | 442 | 420 | 386 | 378 | 364 | 23¼ | 384 | 376 | 352 | 342 | 328 |
| 25 | 532 | 506 | 468 | 446 | 434 | 25 | 470 | 452 | 422 | 394 | 382 |
| 27 | 637 | 602 | 550 | 536 | 524 | 27 | 559 | 534 | 488 | 474 | 464 |
| 29 | 721 | 692 | 640 | 620 | 594 | 29 | 630 | 604 | 556 | 538 | 508 |
| 31 | 847 | 822 | 766 | 722 | 720 | 31 | 745 | 728 | 678 | 666 | 640 |
| 33 | 974 | 938 | 878 | 852 | 826 | 33 | 856 | 830 | 774 | 760 | 732 |
| 35 | 1102 | 1068 | 1004 | 988 | 958 | 35 | 970 | 938 | 882 | 864 | 848 |
| 37 | 1240 | 1200 | 1144 | 1104 | 1072 | 37 | 1074 | 1044 | 1012 | 986 | 870 |
| 39 | 1377 | 1330 | 1258 | 1248 | 1212 | 39 | 1206 | 1176 | 1128 | 1100 | 1078 |

Berdasarkan tabel 9 Kern, D.Q. (1983) halaman 842 dipilih jumlah tube standar :

Nt = 109

Passes = 1

Pitch = 1 in

IDs = 13 ¼ in = 0,34 m = 1,10 ft

Koreksi nilai luas transfer panas

$$\begin{aligned}
 A &= L \times Nt \times a_o \dots\dots\dots 12 \\
 &= 2,44 \text{ m} \times 109 \times 0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \\
 &= 15,90 \text{ m}^2 \\
 &= 171,17 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Koreksi nilai Ud

$$\begin{aligned}
 U_d &= \frac{Q_T}{A \cdot \Delta T_{LMTD}} \dots\dots\dots 13 \\
 &= \frac{2050965,41 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{15,90 \text{ m}^2 \cdot 52,93 \text{ K}} \\
 &= 107,39 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

6. Route fluida

Fluida panas dialirkan dalam *inner pipe* dan fluida dingin dialirkan dalam *annulus*.

7. Kalor perpindahan kalor dalam *inner pipe*, *annulus*, dan gabungan**a. Tube side, fluida dingin****Luas aliran**

$$\begin{aligned}
 a_t' &= \frac{\pi}{4} ID_t^2 \dots\dots\dots 14 \\
 &= \frac{3,14}{4} (0,0157 \text{ m})^2 \\
 &= 0,0002 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 at &= \frac{Nt \times at'}{n} \dots\dots\dots 15 \\
 &= \frac{109 \times 0,0002 \text{ m}^2}{1} \\
 &= 0,0212 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Fluks Massa

$$\begin{aligned}
 Gt &= \frac{\text{Kecepatan fluida dingin}}{at} \dots\dots\dots 16 \\
 &= \frac{22105,63 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{0,0212 \text{ m}^2} \\
 &= 289,22 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}
 \end{aligned}$$

Sifat fisis fluida dingin (air)

$$t_{\text{avg}} = 313 \text{ K}$$

$$\text{Kapasitas panas, } C_p = 4,18 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$$

$$\text{Viskositas, } \mu = 6,65 \times 10^{-4} \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{s})$$

$$\text{Rapat massa, } \rho = 1013,78 \text{ kg}/\text{m}^3$$

$$\text{Koduktivitas panas, } k = 6,33 \times 10^{-4} \text{ kJ}/(\text{m} \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

Kecepatan linear

$$\begin{aligned}
 v_{\text{lin}} &= \frac{Gt}{\rho} \dots\dots\dots 17 \\
 &= \frac{289,22 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}}{1013,78 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\
 &= 0,29 \frac{\text{m}}{\text{s}}
 \end{aligned}$$

Bilangan reynold

$$\begin{aligned}
 Re_t &= \frac{IDt \times Gt}{\mu_{mix}} \dots\dots\dots 18 \\
 &= \frac{0,0157 \text{ m} \times 342,67 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}}{6,65 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}} \\
 &= 6845,07
 \end{aligned}$$

Koefisien Transfer panas (hi)

$$\begin{aligned}
 hi &= \frac{4,2 (1,35 + 0,02 t_{avg}) v_{lin}^{0,8}}{IDt^{0,2}} \dots\dots\dots 19 \\
 &= \frac{4,2 (1,35 + 0,02 \cdot 313 \text{ K}) (0,29 \frac{\text{m}}{\text{s}})^{0,8}}{(0,0157 \text{ m})^{0,2}} \\
 &= 26,88 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 hio &= hi \frac{IDt}{ODt} \dots\dots\dots 20 \\
 &= 26,88 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \left(\frac{0,0157 \text{ m}}{0,0191 \text{ m}} \right) \\
 &= 22,22 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

b. Shell side, fluida panas**Luas aliran**

$$as = \frac{IDs \cdot C' \cdot B}{Pt} \dots\dots\dots 21$$

Keterangan :

as : Luas aliran (m²)IDs : Diameter dalam *shell* (m)

C' : Clearance (m)

B : Baffle spacing (m)

Pt : Tube pitch (m)

Jarak antar *baffle* berkisar antara $ID_s/5 - ID_s$.

Dipilih : $B = ID_s$

$$\begin{aligned} B &= 13 \frac{1}{4} \text{ in} \\ &= 0,34 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= 1 \text{ in} \\ &= 0,0254 \text{ m} \end{aligned}$$

Clearance

$$\begin{aligned} C' &= Pt - ID_t \dots\dots\dots 22 \\ &= 0,0254 \text{ m} - 0,0157 \text{ m} \\ &= 0,0097 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga luas area *shell* dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} as &= \frac{0,34 \text{ m} \cdot 0,34 \text{ m} \cdot 0,0097 \text{ m}}{0,0254 \text{ m}} \\ &= 0,0430 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan massa fluida di *shell*

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{\text{Kecepatan fluida panas}}{as} \dots\dots\dots 23 \\ &= \frac{1272,79 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{0,0430 \text{ m}^2} \\ &= 8,21 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \end{aligned}$$

Beban Massa

$$Gs'' = \frac{m}{L \cdot Nt^{\frac{2}{3}}} \dots\dots\dots 24$$

$$= \frac{1272,79 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{2,44 \text{ m} \cdot (109)^{\frac{2}{3}}}$$

$$= 0,0004 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}$$

Koefisien Transfer panas (hi)

$$ho = 1,5 \left(\frac{4 \cdot G''}{\mu_f} \right)^{-\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu_f^2}{k_{f3} \cdot \rho_f^2 \cdot g} \right)^{-\frac{1}{3}} \dots\dots\dots 25$$

Sifat fisis dievaluasi pada suhu t_f dan dicari dengan cara iterasi ho .

Dicoba, $ho = 0,81$

$$T_{\text{avg}} = 366,66 \text{ K}$$

$$t_{\text{avg}} = 313 \text{ K}$$

$$t_w = t_{\text{avg}} + \frac{ho}{h_{io} + ho} (T_{\text{avg}} + t_{\text{avg}}) \dots\dots\dots 26$$

$$= 313 \text{ K} + \frac{0,77 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}{18,40 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} + 0,77 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}} (366,66 \text{ K} + 313 \text{ K})$$

$$= 335,58 \text{ K}$$

$$t_f = \frac{t_w + T_{\text{avg}}}{2} \dots\dots\dots 27$$

$$= \frac{335,58 \text{ K} + 366,66 \text{ K}}{2}$$

$$= 351,12 \text{ K}$$

Sifat fisis fluida panas

$$T_{avg} = 351,12 \text{ K}$$

Tabel 9. Data kapasitas panas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | C _p | x _F x C _p |
|------------------------------------|----------------|----------------|----------------|---------------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 559,69 | 0,4397 | 2,39 | 1,0521 |
| H ₂ O | 710,62 | 0,5583 | 4,17 | 2,3298 |
| C ₆ H ₅ OH | 2,47 | 0,0020 | 2,30 | 0,0045 |
| Total | 1272,78 | 1,0000 | | 3,3864 |

$$\text{Sehingga } C_p = 3,39 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}}$$

Tabel 10. Data viskositas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|------------------------------------|----------------|----------------|------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 559,69 | 0,4397 | 0,20 | 0,0888 |
| H ₂ O | 710,62 | 0,5583 | 0,36 | 0,2015 |
| C ₆ H ₅ OH | 2,47 | 0,0020 | 2,00 | 0,0039 |
| Total | 1272,78 | 1,0000 | | 0,2943 |

$$\text{Sehingga } \mu = 0,2943 \text{ cP}$$

$$\mu = 2,94 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}$$

Tabel 11. Data densitas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|------------------------------------|----------------|----------------|--------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 559,69 | 0,4397 | 0,7204 | 0,3168 |
| H ₂ O | 710,62 | 0,5583 | 0,9775 | 0,5457 |
| C ₆ H ₅ OH | 2,47 | 0,0020 | 1,0248 | 0,0020 |
| Total | 1272,78 | 1,0000 | | 0,8645 |

$$\text{Sehingga } \rho = 0,8645 \frac{\text{kg}}{\text{liter}}$$

$$\rho = 864,50 \text{ kg/m}^3$$

Tabel 12. Data konduktivitas panas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | k | x _F x k |
|------------------------------------|----------------|----------------|------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 559,69 | 0,4397 | 0,14 | 0,0637 |
| H ₂ O | 710,62 | 0,5583 | 0,67 | 0,3733 |
| C ₆ H ₅ OH | 2,47 | 0,0020 | 0,15 | 0,0003 |
| Total | 1272,78 | 1,0000 | | 0,4373 |

Sehingga $k = 0,4373 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}$

$$k = 4,37 \times 10^{-4} \frac{\text{kJ}}{\text{m.s.K}}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_o &= 1,5 \left(\frac{4 \cdot 0,0004 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}}{2,94 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \right) \frac{1}{h} \frac{(2,94 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}})^2}{(4,37 \times 10^{-4} \frac{\text{kJ}}{\text{m.s.K}}) \cdot (864,50 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}) \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \\
 &= 0,81 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

Sehingga, $h_o = h_o \text{ trial}$.

Bilangan reynold

$$\begin{aligned}
 Re_s &= \frac{D_e \times G_s}{\mu_{\text{mix}}} \dots\dots\dots 28 \\
 &= \frac{0,0185 \text{ ft} \times 8,21 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}}{2,89 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \\
 &= 517,60
 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan panas gabungan

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \dots\dots\dots 29 \\
 &= \frac{22,22 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \times 0,71 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}{22,22 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} + 0,71 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}} \\
 &= 0,78 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

8. Faktor Pengotoran

Berdasarkan persamaan 6.10 Kern, D. Q. (1983) halaman 107 faktor pengotor dapat dihitung sebagai berikut :

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} \dots\dots\dots 30$$

$$\begin{aligned}
 R_d \text{ terhitung} &= \frac{0,78 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} - 0,61 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}{0,78 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \times 0,61 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}} \\
 &= 0,36 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

$$R_d \text{ minimum} = 0,2 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{\text{kJ}}$$

$$R_d \text{ maksimum} = 0,5 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{\text{kJ}}$$

Karena $R_d \text{ maksimum} > R_d \text{ terhitung} > R_d \text{ minimum}$, maka perancangan dapat diterima.

9. Penurunan Tekanan**a. Tube side (fluida dingin)**

Menghitung ΔP_t

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot ID_t \cdot \text{spgr}} \dots\dots\dots 31$$

Faktor Friksi

$$\begin{aligned}
 f &= 0,0014 \frac{0,125}{\text{Re}_t^{0,32}} \dots\dots\dots 32 \\
 &= 0,0014 \frac{0,125}{(6845,07)^{0,32}} \\
 &= 0,0088
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Gt &= 289,22 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \\
 &= 213255,06 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 v_{\text{lin}} &= 0,29 \frac{\text{m}}{\text{s}} \\
 &= 0,94 \frac{\text{ft}}{\text{s}}
 \end{aligned}$$

$$L = 8 \text{ ft}$$

$$n = 1$$

$$ID_t = 0,0517 \text{ ft}$$

$$spgr = 1,00$$

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned}
 \Delta P_t &= \frac{0,0088 \cdot (252660,89 \frac{\text{lb}}{2})^2 \cdot 8 \text{ ft} \cdot 1}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,0517 \text{ ft} \cdot 1,00} \\
 &= 1,41 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Menghitung ΔP_r

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n \cdot v_{\text{lin}}^2}{s \cdot 2 \cdot g} \frac{62,5}{144} \dots\dots\dots 33$$

$$\Delta P_r = \frac{4.1 \left(0,94 \frac{\text{ft}}{\text{s}}\right)^2 62,5}{1,00 \cdot 2 \cdot 32,17 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2} 144}$$

$$= 0,03 \text{ psi}$$

Sehingga *pressure drop total pada tube side* yaitu :

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 1,41 \text{ psi} + 0,03 \text{ psi}$$

$$= 1,44 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T \text{ maksimum} = 10 \text{ Psi}$$

Karena $\Delta P_T < \Delta P_t$ maksimum, maka layak digunakan.

b. *Shell side (fluida panas)*

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot I D_s \cdot (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot \text{spgr}} \dots\dots\dots 34$$

Jumlah baffle

$$N+1 = \frac{L}{B} \dots\dots\dots 35$$

$$= \frac{8 \text{ ft}}{1,10 \text{ ft}}$$

$$= 7,25$$

Faktor friksi

$$f = 0,0035 \frac{0,264}{\text{Re}_s^{0,42}} \dots\dots\dots 36$$

$$= 0,0035 \frac{0,264}{(517,60)^{0,42}}$$

$$= 0,0226$$

$$G_s = 8,21 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

$$= 5956,16 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}$$

$$ID_s = 13\frac{1}{4} \text{ in} = 1,1 \text{ ft}$$

$$De = 0,73 \text{ in} = 0,0608 \text{ ft}$$

$$spgr = 1,13$$

Sehingga :

$$\Delta P_s = \frac{0,0226 \cdot \left(5956,16 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr}}\right)^2 \cdot 1,1 \text{ ft} \cdot 7,25}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,0608 \cdot 1,13}$$

$$= 0,0018 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s \text{ maksimum} = 10 \text{ Psi}$$

$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ maksimum}$, sehingga layak digunakan.

$\Delta P_p < \Delta P_p \text{ maksimum}$, sehingga layak digunakan.

KESIMPULAN
CD-01

Tugas : Mengembangkan hasil atas menara distilasi 1 (MD-01) dari suhu $98,14^{\circ}\text{C}$ sampai $89,17^{\circ}\text{C}$ dengan media pendingin air pada suhu 30°C sampai 50°C

Jenis : *Shell and tube*

1. Ukuran alat

Susunan pipa = $\frac{3}{4}$ in pada 1 in, *triangular pitch*, BWG 16.

IDs = 12 in = 0,30 m

N tube = 92

Tube pass = 1

Panjang tube, L = 8 ft = 2,44 m

Luas perpindahan panas = $171,17 \text{ ft}^2 = 16,78 \text{ m}^2$

Beban panas total = 1847959,35 kJ/jam

2. Suhu fluida panas

Suhu masuk, $T_1 = 98,14^{\circ}\text{C} = 371,14 \text{ K}$

Suhu keluar, $T_2 = 89,17^{\circ}\text{C} = 362,17 \text{ K}$

3. Media pendingin

Jenis = Air

Suhu masuk, $t_1 = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$

Suhu keluar, $t_2 = 50^{\circ}\text{C} = 323 \text{ K}$

Massa pendingin = 17185,57 kg/jam

4. Koefisien Perpindahan panas

$h_o = 0,81 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$

$h_{io} = 22,22 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$

$$U_c = 0,78 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

$$U_d = 0,61 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

$$R_d = 0,36 \text{ (m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K)/kJ}$$

$$R_d \text{ min} = 0,2 \text{ (m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K)/kJ}$$

$$R_d \text{ maks} = 0,5 \text{ (m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K)/kJ}$$

$$\Delta P_a = 1,44 \text{ psi}$$

$$\Delta P_p = 0,0018 \text{ psi}$$

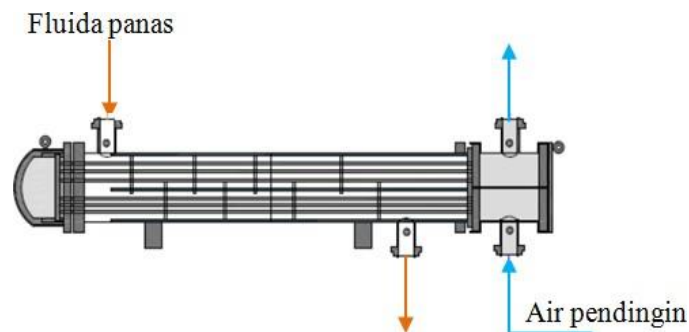
$$\Delta P \text{ maks.} = 10 \text{ psi}$$

KONDENSOR 2

(CD-02)

Tugas : Mengembunkan hasil atas menara distilasi 2 (MD-02) dari suhu $58,40^{\circ}\text{C}$ sampai $57,28^{\circ}\text{C}$ dengan media pendingin air pada suhu 30°C sampai 50°C .

Jenis : *Shell and tube*

**Kondisi operasi**

Suhu masuk, $T_1 = 58,40^{\circ}\text{C} = 331,40\text{ K}$

Suhu keluar, $T_2 = 57,28^{\circ}\text{C} = 330,28\text{ K}$

Tekanan, $P = 1,03\text{ atm} = 779,10\text{ mmHg}$

Komposisi Fluida Panas

Tabel 1. Komposisi fluida panas

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|----------------------------|-------|---------------|--------------|---------------|---------------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 58,08 | 771,92 | 13,29 | 0,9970 | 0,9904 |
| H_2O | 18,01 | 2,32 | 0,13 | 0,0030 | 0,0096 |
| Total | | 774,24 | 13,42 | 1,0000 | 1,0000 |

Viskositas

$$\text{Log}_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 1$$

$$\mu = 10^{(A + B/T + C + DT^2)} \dots\dots\dots 2$$

Keterangan :

μ : Viskositas campuran [cP]

A, B, ..., D : Konstanta

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|------------------------------------|----------|------------|------------|-------------|
| (CH ₃) ₂ CO | -7,2126 | 9,0305E+02 | 1,8385E-02 | -2,0353E-05 |
| H ₂ O | -10,2158 | 1,7925E+03 | 1,7730E-03 | -1,2631E-05 |

Konduktivitas panas

$$k = AB^{-1} \left(\frac{T}{T_0} \right)^n \quad (\text{untuk komponen organik}) \dots\dots\dots 3$$

$$k = A + BT + CT^2 \quad (\text{untuk komponen anorganik}) \dots\dots\dots 4$$

Keterangan :

k : Konduktivitas panas [W/m.K]

A, B, C : Konstanta

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk konduktivitas panas masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 3. Data untuk konduktivitas panas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C |
|------------------------------------|---------|------------------------|--------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | -1,3857 | 0,7643 | 508,20 |
| H ₂ O | -0,2678 | 4,612x10 ⁻³ | -5,5391x10 ⁻⁶ |

Menentukan densitas campuran

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

T_c : Temperatur kritis [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | T_c |
|------------------------------------|---------|---------|---------|--------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,27728 | 0,25760 | 0,29903 | 508.20 |
| H ₂ O | 0,34710 | 0,27400 | 0,28571 | 647,13 |

Kapasitas panas campuran

Kapasitas panas masing-masing komponen dapat dihitung dengan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \dots\dots\dots 6$$

Keterangan :

C_p : Kapasitas panas [kJ/(Kmol.K)]

A, B, ..., D : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. 1999), diketahui data kapasitas panas masing-masing komponen dengan satuan KJ/(Kmol.K) sebagai berikut :

Tabel 5. Data kapasitas panas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|------------------------------------|--------|-------------|------------|-------------|------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 35,918 | 9,3896E-02 | 1,8730E-04 | -2,1643E-07 | 6,3174E-11 |
| H ₂ O | 33,933 | -8,4186E-03 | 2,9906E-05 | -1,7825E-08 | 3,6934E-12 |

Panas Laten Penguapan

$$H_v = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 7$$

Keterangan :

H_v : Panas laten penguapan [kJ/(mol)]

A, n, T_c : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data entalpi penguapan masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 6. Data entalpi penguapan masing masing komponen

| Komponen | A | T_c (K) | n |
|------------------------------------|--------|-----------|-------|
| (CH ₃) ₂ CO | 49,244 | 508,20 | 0,481 |
| H ₂ O | 52,053 | 647,13 | 0,321 |

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pendingin
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan panas
5. Alat penukar panas
6. Route fluida
7. Kalor perpindahan kalor dalam *inner pipe*, *annulus*, dan gabungan
8. Faktor Pengotoran
9. Penurunan Tekanan

1. Beban Panas

Beban panas untuk menurunkan suhu

Tabel 7. Data entalpi fase gas masing-masing komponen

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|------------------------------------|--------------|-------------------|------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 13,29 | 126,76 | 1684,78 |
| H ₂ O | 0,13 | 53,32 | 6,88 |
| Total | 13,42 | | 1691,66 |

Beban panas untuk penguapan

Tabel 8. Data entalpi penguapan masing-masing komponen

| Komponen | n (kmol/jam) | Hv (kJ/kmol) | n x Hv |
|------------------------------------|--------------|--------------|------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 13,29 | 41596,05 | 552841,15 |
| H ₂ O | 0,13 | 57976,02 | 7447,14 |
| Total | 13,42 | | 560318,29 |

Sehingga, $Q_T = 562009,95 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$

2. Media pendingin

Media pendingin yang digunakan adalah air.

Suhu masuk, $t_1 = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$

Suhu keluar, $t_2 = 50^\circ\text{C} = 323 \text{ K}$

Suhu rerata, $t_{\text{avg}} = 40^\circ\text{C} = 313 \text{ K}$

Sifat fisis *air* pada suhu rerata :

Kapasitas panas, $C_p = 4,18 \text{ kJ}/(\text{kg.K})$

Viskositas, $\mu = 6,65 \times 10^{-4} \text{ kg}/(\text{m.s})$

Rapat massa, $\rho = 1013,78 \text{ kg}/\text{m}^3$

Koduktivitas panas, $k = 0,63 \text{ W}/(\text{m.K})$

Massa air yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} \text{Massa air} &= \frac{Q_T}{C_p (T_2 - T_1)} \dots\dots\dots 8 \\ &= \frac{562009,95 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}\cdot\text{K}} (323 - 303) \text{ K}} \\ &= 4796,78 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

3. Beda suhu rerata

| Komponen | Suhu Atas (K) | Suhu Bawah (K) |
|---------------|---------------|----------------|
| Fluida panas | 331,40 | 330,28 |
| Fluida dingin | 323,00 | 303,00 |
| Δt | 8,40 | 27,28 |

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} \right)} \dots\dots\dots 9 \\ &= \frac{8,40 \text{ K} - 27,28 \text{ K}}{\ln \left(\frac{8,40 \text{ K}}{27,28 \text{ K}} \right)} \\ &= 16,03 \text{ K} \end{aligned}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0,06$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,70$$

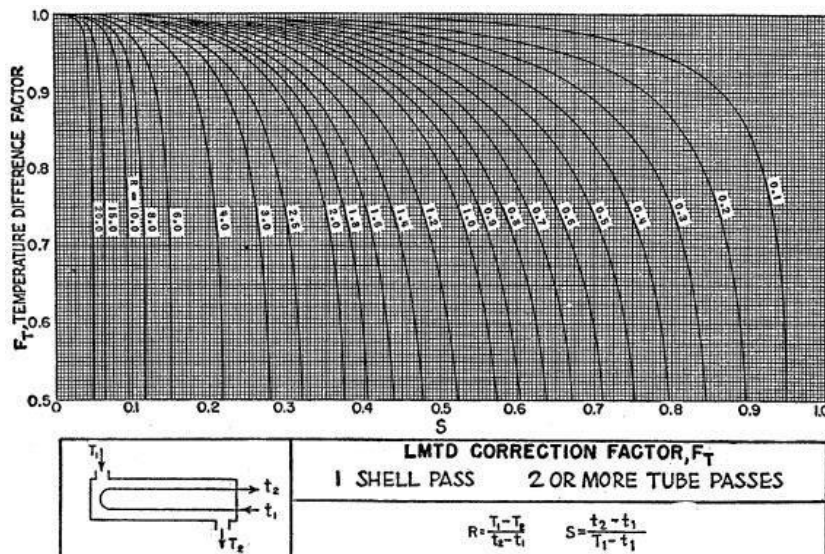


FIG. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed.,

Dari fig. 18, Kern, D. Q. (1980), halaman 828, diperoleh

$$F_T = 0,99$$

Sehingga, beda suhu rerata setelah dikoreksi :

$$\Delta T_{LMTD} = 15,87 \text{ K}$$

4. Koefisien perpindahan panas

Dari tabel 8, Kern, D. Q. (1980), halaman 840, diperoleh :

| Coolers | | |
|-------------------|------------|---------------|
| Hot fluid | Cold fluid | Overall U_D |
| Water | Water | 250–500§ |
| Methanol | Water | 250–500§ |
| Ammonia | Water | 250–500§ |
| Aqueous solutions | Water | 250–500§ |
| Light organics* | Water | 75–150 |
| Medium organics† | Water | 50–125 |
| Heavy organics‡ | Water | 5–75 |
| Gases | Water | 2–50¶ |
| Water | Brine | 100–200 |
| Light organics | Brine | 40–100 |

Untuk *hot fluid* berupa *light organic* dan *cold fluid* berupa air diperoleh $U_d = 75\text{--}15 \text{ BTU}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F})$

Dipilih $U_d = 95 \text{ BTU}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F})$

$$U_d = 0,54 \text{ BTU}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F})$$

5. Alat penukar panas

Luas perpindahan kalor yang dibutuhkan

$$A = \frac{Q_T}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}} \dots\dots\dots 10$$

$$= \frac{562009,95 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{0,54 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \cdot 15,87 \text{ K}}$$

$$= 13,01 \text{ m}^2$$

$$= 140,04 \text{ ft}^2$$

Karena luas transfer panas > 100 ft², maka digunakan *condensor* jenis *shell and tube*.

Ukuran tabung

Berdasarkan tabel 10 Kern, D.Q. (1983) halaman 843 dipilih *tube* dengan spesifikasi sebagai berikut :

ODt = 0,75 in = 0,0191 m

BWG = 16

IDt = 0,62 in = 0,0157 m

at = 0,302 in² = 0,0021 m²

ao = 0,1963 ft²/ft = 0,0598 m²/m

ai = 0,1623 ft²/ft = 0,0495 m²/m

De = 0,73 in = 0,0185 m

Panjang tabung

Panjang tabung standar : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 805)

Dipilih panjang tabung, L = 8 ft

$$L = 2,44 \text{ m}$$

Jumlah *tube*

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a_o} \dots\dots\dots 11$$

$$= \frac{16,26 \text{ m}^2}{2,44 \text{ m} \cdot 0,0598 \text{ m}^2/\text{m}}$$

$$= 89,17$$

TABLE 9. TUBE-SHEET LAYOUTS (TUBE COUNTS).—(Continued)
Triangular Pitch

| ¾ in. OD tubes on 1½/16-in. triangular pitch | | | | | | ¾ in. OD tubes on 1-in. triangular pitch | | | | | |
|--|------|------|------|------|------|--|------|------|------|------|------|
| Shell ID, in. | 1-P | 2-P | 4-P | 6-P | 8-P | Shell ID, in. | 1-P | 2-P | 4-P | 6-P | 8-P |
| 8 | 36 | 32 | 26 | 24 | 18 | 8 | 37 | 30 | 24 | 24 | |
| 10 | 62 | 56 | 47 | 42 | 36 | 10 | 61 | 52 | 40 | 36 | |
| 12 | 109 | 98 | 86 | 82 | 78 | 12 | 92 | 82 | 76 | 74 | 70 |
| 13¼ | 127 | 114 | 96 | 90 | 86 | 13¼ | 109 | 106 | 86 | 82 | 74 |
| 15¼ | 170 | 160 | 140 | 136 | 128 | 15¼ | 151 | 138 | 122 | 118 | 110 |
| 17¼ | 239 | 224 | 194 | 188 | 178 | 17¼ | 203 | 196 | 178 | 172 | 166 |
| 19¼ | 301 | 282 | 252 | 244 | 234 | 19¼ | 262 | 250 | 226 | 216 | 210 |
| 21¼ | 361 | 342 | 314 | 306 | 290 | 21¼ | 316 | 302 | 278 | 272 | 260 |
| 23¼ | 442 | 420 | 386 | 378 | 364 | 23¼ | 384 | 376 | 352 | 342 | 328 |
| 25 | 532 | 506 | 468 | 446 | 434 | 25 | 470 | 452 | 422 | 394 | 382 |
| 27 | 637 | 602 | 550 | 536 | 524 | 27 | 559 | 534 | 488 | 474 | 464 |
| 29 | 721 | 692 | 640 | 620 | 594 | 29 | 630 | 604 | 556 | 538 | 508 |
| 31 | 847 | 822 | 766 | 722 | 720 | 31 | 745 | 728 | 678 | 666 | 640 |
| 33 | 974 | 938 | 878 | 852 | 826 | 33 | 856 | 830 | 774 | 760 | 732 |
| 35 | 1102 | 1068 | 1004 | 988 | 958 | 35 | 970 | 938 | 882 | 864 | 848 |
| 37 | 1240 | 1200 | 1144 | 1104 | 1072 | 37 | 1074 | 1044 | 1012 | 986 | 870 |
| 39 | 1377 | 1330 | 1258 | 1248 | 1212 | 39 | 1206 | 1176 | 1128 | 1100 | 1078 |

Berdasarkan tabel 9 Kern, D.Q. (1983) halaman 842 dipilih jumlah *tube* standar :

Nt = 92

Passes = 1

Pitch = 1 in

IDs = 12 in = 0,30 m = 1,00 ft

Koreksi nilai luas transfer panas

$$\begin{aligned}
 A &= L \times Nt \times a_o \dots\dots\dots 12 \\
 &= 2,44 \text{ m} \times 92 \times 0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \\
 &= 13,42 \text{ m}^2 \\
 &= 144,48 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Koreksi nilai Ud

$$\begin{aligned}
 Ud &= \frac{Q_T}{A \cdot \Delta T_{LMTD}} \dots\dots\dots 13 \\
 &= \frac{562009,95 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600.\text{s}}}{13,42 \text{ m}^2 \cdot 15,87 \text{ K}} \\
 &= 92,08 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2.\text{s.K}}
 \end{aligned}$$

6. Route fluida

Fluida panas dialirkan dalam *inner pipe* dan fluida dingin dialirkan dalam *annulus*.

7. Kalor perpindahan kalor dalam *inner pipe*, *annulus*, dan gabungan**a. Tube side, fluida dingin****Luas aliran**

$$\begin{aligned} at' &= \frac{\pi}{4} ID_t^2 \dots\dots\dots 14 \\ &= \frac{3,14}{4} (0,0157 \text{ m})^2 \\ &= 0,0002 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} at &= \frac{Nt \times at'}{n} \dots\dots\dots 15 \\ &= \frac{92 \times 0,0002 \text{ m}^2}{1} \\ &= 0,0179 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Fluks Massa

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{\text{Kecepatan fluida dingin}}{at} \dots\dots\dots 16 \\ &= \frac{4796,78 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{0,0179 \text{ m}^2} \\ &= 74,36 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \end{aligned}$$

Sifat fisis fluida dingin (air)

$$t_{\text{avg}} = 313 \text{ K}$$

$$\text{Kapasitas panas, } C_p = 4,18 \quad \text{kJ/(kg.K)}$$

$$\text{Viskositas, } \mu = 6,65 \times 10^{-4} \quad \text{kg/(m.s)}$$

$$\text{Rapat massa, } \rho = 1013,78 \quad \text{kg/m}^3$$

$$\text{Koduktivitas panas, } k = 6,33 \times 10^{-4} \quad \text{kJ/(m.s.K)}$$

Kecepatan linear

$$\begin{aligned} v_{\text{lin}} &= \frac{Gt}{\rho} \dots\dots\dots 17 \\ &= \frac{74,36 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}}{1013,78 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 0,07 \frac{\text{m}}{\text{s}} \end{aligned}$$

Bilangan reynold

$$\begin{aligned} Re_t &= \frac{IDt \times Gt}{\mu_{\text{mix}}} \dots\dots\dots 18 \\ &= \frac{0,0157 \text{ m} \times 74,36 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}}{6,65 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \\ &= 1759,80 \end{aligned}$$

Koefisien Transfer panas (hi)

$$\begin{aligned} h_i &= \frac{4,2 (1,35 + 0,02 t_{\text{avg}}) v_{\text{lin}}^{0,8}}{IDt^{0,2}} \dots\dots\dots 19 \\ &= \frac{4,2 (1,35 + 0,02 \cdot 313 \text{ K}) (0,07 \frac{\text{m}}{\text{s}})^{0,8}}{(0,0157 \text{ m})^{0,2}} \\ &= 9,07 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \frac{ID_t}{OD_t} \dots\dots\dots 20 \\
 &= 9,07 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \left(\frac{0,0157 \text{ m}}{0,0191 \text{ m}} \right) \\
 &= 7,50 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

b. Shell side, fluida panas

Luas aliran

$$a_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{P_t} \dots\dots\dots 21$$

Keterangan :

a_s : Luas aliran (m^2)

ID_s : Diameter dalam *shell* (m)

C' : *Clearance* (m)

B : *Baffle spacing* (m)

P_t : *Tube pitch* (m)

Jarak antar *baffle* berkisar antara $ID_s/5 - ID_s$.

Dipilih : $B = ID_s$

$B = 12 \text{ in}$

$= 0,30 \text{ m}$

$P = 1 \text{ in}$

$= 0,0254 \text{ m}$

Clearance

$$C' = P_t - ID_t \dots\dots\dots 22$$

$= 0,0254 \text{ m} - 0,0157 \text{ m}$

$= 0,0097 \text{ m}$

Sehingga luas area *shell* dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} as &= \frac{0,30 \text{ m} \cdot 0,30 \text{ m} \cdot 0,0097 \text{ m}}{0,0254 \text{ m}} \\ &= 0,0353 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan massa fluida di *shell*

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{\text{Kecepatan fluida panas}}{as} \dots\dots\dots 23 \\ &= \frac{774,25 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{0,0353 \text{ m}^2} \\ &= 6,09 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \end{aligned}$$

Beban Massa

$$\begin{aligned} G_s'' &= \frac{m}{L \cdot Nt^{\frac{2}{3}}} \dots\dots\dots 24 \\ &= \frac{774,25 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{2,44 \text{ m} \cdot (92)^{\frac{2}{3}}} \\ &= 0,0005 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}} \end{aligned}$$

Koefisien Transfer panas (h_i)

$$h_o = 1,5 \left(\frac{4 \cdot G''}{\mu_f} \right)^{-\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu_f^2}{k_{f3} \cdot \rho_f^2 \cdot g} \right)^{-\frac{1}{3}} \dots\dots\dots 25$$

Sifat fisis dievaluasi pada suhu t_f dan dicari dengan cara iterasi h_o .

Dicoba, $h_o = 0,71$

$T_{\text{avg}} = 330,84 \text{ K}$

$t_{\text{avg}} = 313 \text{ K}$

$$\begin{aligned}
 t_w &= t_{avg} + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_{avg} + t_{avg}) \dots\dots\dots 26 \\
 &= 313 \text{ K} + \frac{0,71 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}{7,50 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} + 0,71 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}} (330,84 \text{ K} + 313 \text{ K}) \\
 &= 320,41 \text{ K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_f &= \frac{t_w + T_{avg}}{2} \dots\dots\dots 27 \\
 &= \frac{320,41 \text{ K} + 330,84 \text{ K}}{2} \\
 &= 325,63 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Sifat fisis fluida panas pada suhu t_f

$$T_f = 325,63 \text{ K}$$

Tabel 9. Data kapasitas panas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | C _p | x _F x C _p |
|------------------------------------|---------------|----------------|----------------|---------------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 771,92 | 0,9970 | 2,29 | 2,2813 |
| H ₂ O | 2,32 | 0,0030 | 4,17 | 0,0125 |
| Total | 774,24 | 1,0000 | | 2,2938 |

$$\text{Sehingga } C_p = 2,29 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

Tabel 10. Data viskositas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|------------------------------------|---------------|----------------|------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 771,92 | 0,9970 | 0,25 | 0,2443 |
| H ₂ O | 2,32 | 0,0030 | 0,53 | 0,0016 |
| Total | 774,24 | 1,0000 | | 0,2459 |

$$\text{Sehingga } \mu = 0,2459 \text{ cP}$$

$$\mu = 2,46 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}$$

Tabel 11. Data densitas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|------------------------------------|---------------|----------------|--------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 771,92 | 0,9970 | 0,7527 | 0,7505 |
| H ₂ O | 2,32 | 0,0030 | 1,0020 | 0,0030 |
| Total | 774,24 | 1,0000 | | 0,7535 |

Sehingga $\rho = 0,7535 \frac{\text{kg}}{\text{liter}}$

$$\rho = 753,50 \text{ kg/m}^3$$

Tabel 12. Data konduktivitas panas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | k | x _F x k |
|------------------------------------|---------------|----------------|------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 771,92 | 0,9970 | 0,15 | 0,1526 |
| H ₂ O | 2,32 | 0,0030 | 0,65 | 0,0019 |
| Total | 774,24 | 1,0000 | | 0,1545 |

Sehingga $k = 0,1545 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}$

$$k = 1,55 \times 10^{-4} \frac{\text{kJ}}{\text{m.s.K}}$$

Sehingga :

$$h_o = 1,5 \left(\frac{4 \cdot 0,0005 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}}{2,46 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \right)^{\frac{1}{4}} \frac{1}{h} \frac{(2,46 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}})^2}{(1,55 \times 10^{-4} \frac{\text{kJ}}{\text{m.s.K}}) \cdot (753,50 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}) \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$= 0,71 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}$$

Sehingga, $h_o = h_o \text{ trial}$.

Bilangan reynold

$$\begin{aligned}
 Re_s &= \frac{De \times G_s}{\mu_{mix}} \dots\dots\dots 28 \\
 &= \frac{0,0185 \text{ ft} \times 6,09 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}}{2,46 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}} \\
 &= 459,39
 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan panas gabungan

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \dots\dots\dots 29 \\
 &= \frac{7,50 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \times 0,71 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}{7,50 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} + 0,71 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}} \\
 U_c &= 0,65 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

8. Faktor Pengotoran

Berdasarkan persamaan 6.10 Kern, D. Q. (1983) halaman 107 faktor pengotoran dapat dihitung sebagai berikut :

$$Rd = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} \dots\dots\dots 30$$

$$\begin{aligned}
 Rd \text{ terhitung} &= \frac{0,65 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} - 0,58 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}{0,65 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \times 0,58 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}} \\
 &= 0,37 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

$$Rd \text{ minimum} = 0,2 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{\text{kJ}}$$

$$Rd \text{ maksimum} = 0,5 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{\text{kJ}}$$

Karena R_d maksimum $>$ R_d terhitung $>$ R_d minimum, maka perancangan dapat diterima.

9. Penurunan Tekanan

a. Tube side (fluida dingin)

Menghitung ΔP_t

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot ID_t \cdot spgr} \dots\dots\dots 31$$

Faktor Friksi

$$f = 0,0014 \frac{0,125}{Re_t^{0,32}} \dots\dots\dots 32$$

$$= 0,0014 \frac{0,125}{(1759,80)^{0,32}}$$

$$= 0,0128$$

$$G_t = 74,36 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

$$= 54825,81 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}$$

$$v_{lin} = 0,07 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$= 0,24 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

$$L = 8 \text{ ft}$$

$$n = 1$$

$$ID_t = 0,0517 \text{ ft}$$

$$spgr = 1,00$$

Sehingga diperoleh :

$$\Delta P_t = \frac{0,0128 \cdot (54825,81 \frac{\text{lb}}{2})^2 \cdot 8 \text{ ft} \cdot 1}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,0517 \text{ ft} \cdot 1,00}$$

$$= 0,1590 \text{ psi}$$

Menghitung ΔP_r

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n \cdot v_{\text{lin}}^2 \cdot 62,5}{s \cdot 2 \cdot g \cdot 144} \dots\dots\dots 33$$

$$= \frac{4 \cdot 1 \cdot (0,24 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2 \cdot 62,5}{1,00 \cdot 2 \cdot 32,17 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2} \cdot 144}$$

$$= 0,0022 \text{ psi}$$

Sehingga *pressure drop total pada tube side* yaitu :

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 0,1590 \text{ psi} + 0,0022 \text{ psi}$$

$$= 0,1612 \text{ psi}$$

ΔP_T maksimum = 10 Psi

Karena $\Delta P_T < \Delta P_t$ maksimum, maka layak digunakan.

b. Shell side (fluida panas)

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot I D_s \cdot (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot \text{spgr}} \dots\dots\dots 34$$

Jumlah baffle

$$N+1 = \frac{L}{B} \dots\dots\dots 35$$

$$N+1 = \frac{8 \text{ ft}}{1 \text{ ft}}$$

$$= 8$$

Faktor friksi

$$f = 0,0035 \frac{0,264}{Re_s^{0,42}} \dots\dots\dots 36$$

$$= 0,0035 \frac{0,264}{(459,39)^{0,42}}$$

$$= 0,0236$$

$$Gs = 6,09 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

$$= 4417,33 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}$$

$$ID_s = 12 \text{ in} = 1 \text{ ft}$$

$$De = 0,73 \text{ in} = 0,0608 \text{ ft}$$

$$spgr = 0,98$$

Sehingga :

$$\Delta P_s = \frac{0,0236 \cdot (4417,33 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr}})^2 \cdot 1 \text{ ft} \cdot 8}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,0608 \cdot 1,12}$$

$$= 0,0012 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s \text{ maksimum} = 10 \text{ Psi}$$

$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ maksimum}$, sehingga layak digunakan.

$\Delta P_p < \Delta P_p \text{ maksimum}$, sehingga layak digunakan.

KESIMPULAN
CD-02

Tugas : Mengembangkan hasil atas menara distilasi 2 (MD-02) dari suhu 58,40°C sampai 57,28°C dengan media pendingin air pada suhu 30°C sampai 50°C.

Jenis : *Shell and tube*

1. Ukuran alat

Susunan pipa = $\frac{3}{4}$ in pada 1 in, *triangular pitch*, BWG 16.

IDs = 12 in = 0,30 m

N tube = 92

Tube pass = 1

Panjang tube, L = 8 ft = 2,44 m

Luas perpindahan panas = 144,48 ft² = 13,42 m²

Beban panas total = 400995,48 kJ/jam

2. Suhu fluida panas

Suhu masuk, $T_1 = 58,40^\circ\text{C} = 331,40\text{ K}$

Suhu keluar, $T_2 = 57,28^\circ\text{C} = 330,28\text{ K}$

3. Media pendingin

Jenis = Air

Suhu masuk, $t_1 = 30^\circ\text{C} = 303\text{ K}$

Suhu keluar, $t_2 = 50^\circ\text{C} = 323\text{ K}$

Massa pendingin = 4796,78 kg/jam

4. Koefisien Perpindahan panas

$h_o = 0,71\text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$

$h_{io} = 7,50\text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$

$$U_c = 0,65 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

$$U_d = 0,52 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

$$R_d = 0,37 \text{ (m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K)/kJ}$$

$$R_d \text{ min} = 0,2 \text{ (m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K)/kJ}$$

$$R_d \text{ maks} = 0,5 \text{ (m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K)/kJ}$$

$$\Delta P_a = 0,1612 \text{ psi}$$

$$\Delta P_p = 0,0012 \text{ psi}$$

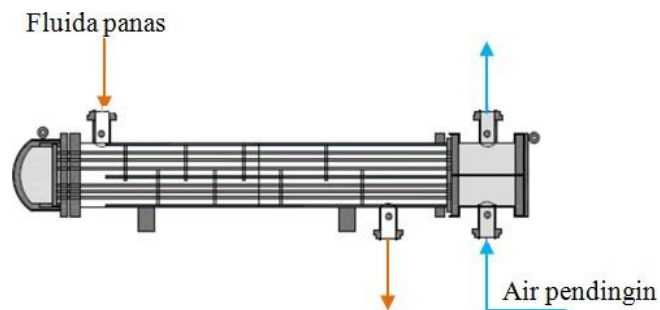
$$\Delta P \text{ maks.} = 10 \text{ psi}$$

KONDENSOR 3

(CD-03)

Tugas : Mengembunkan hasil atas stripper (ST-01) dari suhu 125,75°C sampai 124,97°C dengan media pendingin air pada suhu 30°C sampai 50°C

Jenis : *Shell and tube*

**Kondisi operasi**

Suhu masuk, $T_1 = 125,75^\circ\text{C} = 398,75 \text{ K}$

Suhu keluar, $T_2 = 124,97^\circ\text{C} = 397,97 \text{ K}$

Tekanan, $P = 0,15 \text{ atm} = 114,73 \text{ mmHg}$

Komposisi Fluida Panas

Tabel 1. Komposisi fluida panas

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|--|--------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 94,11 | 2537,45 | 26,96 | 0,9975 | 0,9990 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | 228,29 | 6,31 | 0,03 | 0,0025 | 0,0010 |
| Total | | 2543,76 | 26,99 | 1,0000 | 1,0000 |

Viskositas

$$\text{Log}_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 1$$

$$\mu = 10^{(A + B/T + C + DT^2)} \dots\dots\dots 2$$

Keterangan :

μ : Viskositas campuran [cP]

A, B, ..., D : Konstanta

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|--|---------|------------|-------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2629E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1,2831 | 1,1047E-03 | -89645E-04 | 2,3595E-07 |

Konduktivitas panas

$$k = AB - (1 - \frac{T}{T_c})^n \quad (\text{untuk komponen organik}) \dots \dots \dots 3$$

$$k = A + BT + CT^2 \quad (\text{untuk komponen anorganik}) \dots \dots \dots 4$$

Keterangan :

k : Konduktivitas panas [W/m.K]

A, B, C : Konstanta

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk konduktivitas panas masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 3. Data untuk konduktivitas panas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C |
|--|---------|--------|--------|
| C ₆ H ₅ OH | -1,1489 | 0,4091 | 694,25 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1,6286 | 0,9637 | 849,00 |

Menentukan densitas campuran

$$\rho = AB - (1 - \frac{T}{T_c})^n \dots \dots \dots 5$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B,n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|--|---------|---------|---------|--------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,33722 | 0,28100 | 0,28571 | 849,00 |

Kapasitas panas campuran

Kapasitas panas masing-masing komponen dapat dihitung dengan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \dots\dots\dots 6$$

Keterangan :

C_p : Kapasitas panas [kJ/(Kmol.K)]

A, B,...,D : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L.1999), diketahui data kapasitas panas masing-masing komponen dengan satuan KJ/(Kmol.K) sebagai berikut :

Tabel 5. Data kapasitas panas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|--|----------|------------|-------------|-------------|-------------|
| C ₆ H ₅ OH | 4,408 | 3,6338E-01 | -6,0417E-05 | -1,2794E-07 | 5,5287E-11 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -106,990 | 1,6818E-00 | -1,6100E-03 | 7,9103E-07 | -1,5526E-10 |

Panas Laten Penguapan

$$H_v = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 7$$

Keterangan :

Hv : Panas laten penguapan [kJ/(mol)]

A, n, Tc : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data entalpi penguapan masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 6. Data entalpi penguapan masing masing komponen

| Komponen | A | Tc (K) | n |
|--|---------|--------|-------|
| C ₆ H ₅ OH | 77,397 | 694,24 | 0,462 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 128,771 | 849,00 | 0,422 |

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pendingin
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan panas
5. Alat penukar panas
6. Route fluida
7. Kalor perpindahan kalor dalam tabung, selongsong, dan gabungan
8. Faktor Pengotoran
9. Penurunan Tekanan

1. Beban Panas

Beban panas untuk menurunkan suhu

Tabel 7. Data entalpi fase gas masing-masing komponen

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|--|--------------|-------------------|------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 26,96 | 125,62 | 3387,07 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,03 | 334,26 | 9,23 |
| Total | 26,99 | | 3396,30 |

Beban panas untuk penguapan**Tabel 8.** Data entalpi penguapan masing-masing komponen

| Komponen | n (kmol/jam) | Hv (kJ/kmol) | n x Hv |
|--|--------------|--------------|-------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 26,96 | 63654,06 | 1716279,39 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,03 | 120213,94 | 3321,07 |
| Total | 26,99 | | 1719600,46 |

$$\text{Sehingga, } Q_T = 1722996,76 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

2. Media pendingin

Media pendingin yang digunakan adalah air.

$$\text{Suhu masuk, } t_1 = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar, } t_2 = 50^\circ\text{C} = 323 \text{ K}$$

$$\text{Suhu rerata, } t_{\text{avg}} = 40^\circ\text{C} = 313 \text{ K}$$

Sifat fisis *air* pada suhu rerata :

$$\text{Kapasitas panas, } C_p = 4,18 \quad \text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$$

$$\text{Viskositas, } \mu = 6,65 \times 10^{-4} \quad \text{kg}/(\text{m}\cdot\text{s})$$

$$\text{Rapat massa, } \rho = 1013,78 \quad \text{kg}/\text{m}^3$$

$$\text{Konduktivitas panas, } k = 0,63 \quad \text{W}/(\text{m}\cdot\text{K})$$

Massa air yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} \text{Massa air} &= \frac{Q_T}{C_p (T_2 - T_1)} \dots\dots\dots 8 \\ &= \frac{1722996,76 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}\cdot\text{K}} (323 - 303) \text{ K}} \\ &= 1722996,76 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

3. Beda suhu rerata

| Komponen | Suhu Atas (K) | Suhu Bawah (K) |
|---------------|---------------|----------------|
| Fluida panas | 398,75 | 397,97 |
| Fluida dingin | 323,00 | 303,00 |
| Δt | 75,75 | 94,97 |

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} \right)} \dots\dots\dots 9$$

$$= \frac{75,75 \text{ K} - 94,97 \text{ K}}{\ln \left(\frac{75,75 \text{ K}}{94,97 \text{ K}} \right)}$$

$$= 85,00 \text{ K}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0,04$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,21$$

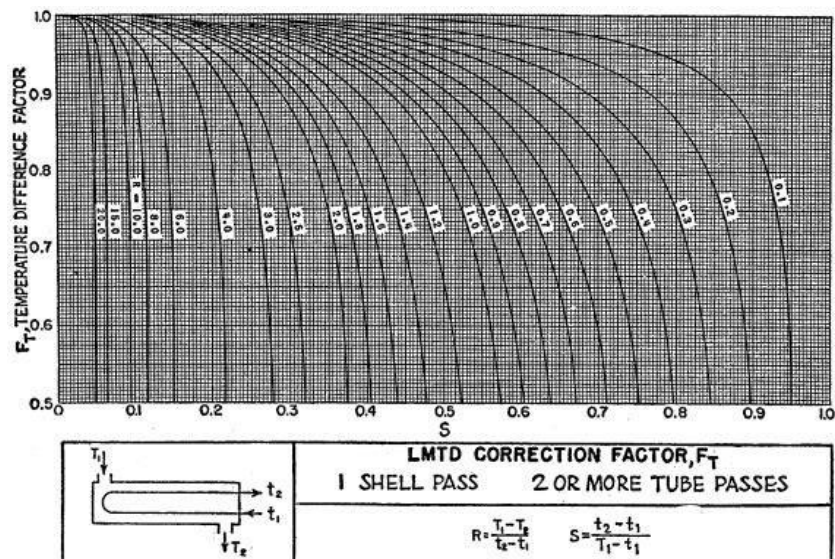


FIG. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Dari fig. 18, Kern, D. Q. (1980), halaman 828, diperoleh

$$F_T = 0,995$$

Sehingga, beda suhu rerata setelah dikoreksi :

$$\Delta T_{LMTD} = 84,57 \text{ K}$$

4. Koefisien perpindahan panas

Dari tabel 8, Kern, D. Q. (1980), halaman 840, diperoleh :

| Coolers | | |
|-------------------|------------|---------------|
| Hot fluid | Cold fluid | Overall U_D |
| Water | Water | 250–500§ |
| Methanol | Water | 250–500§ |
| Ammonia | Water | 250–500§ |
| Aqueous solutions | Water | 250–500§ |
| Light organics* | Water | 75–150 |
| Medium organics† | Water | 50–125 |
| Heavy organics‡ | Water | 5–75 |
| Gases | Water | 2–50¶ |
| Water | Brine | 100–200 |
| Light organics | Brine | 40–100 |

Untuk *hot fluid* berupa *heavy organic* dan *cold fluid* berupa *water* diperoleh $U_D = 5-75 \text{ BTU}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F})$

Dipilih $U_D = 50 \text{ BTU}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F})$

$$U_D = 0,28 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

5. Alat penukar panas

Luas perpindahan kalor yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q_T}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}} \dots\dots\dots 10 \\
 &= \frac{1722996,76 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{0,23 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \cdot 84,57 \text{ K}} \\
 &= 20,43 \text{ m}^2 \\
 &= 219,90 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena luas transfer panas $>100 \text{ ft}^2$, maka dapat digunakan *cooler* jenis *shell and tube*.

Ukuran tabung

Berdasarkan tabel 10 Kern, D.Q. (1983) halaman 843 dipilih *tube* dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{ODt} = 0,75 \text{ in} = 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{IDt} = 0,62 \text{ in} = 0,0157 \text{ m}$$

$$\text{at} = 0,302 \text{ in}^2 = 0,0021 \text{ m}^2$$

$$\text{ao} = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,0598 \text{ m}^2/\text{m}$$

$$\text{ai} = 0,1623 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,0495 \text{ m}^2/\text{m}$$

$$\text{De} = 0,73 \text{ in} = 0,0185 \text{ m}$$

Panjang tabung

Panjang tabung standar : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 805)

Dipilih panjang tabung, $L = 8 \text{ ft}$

$$L = 2,44 \text{ m}$$

Jumlah *tube*

$$\begin{aligned} \text{Nt} &= \frac{A}{L \cdot \text{ao}} \dots\dots\dots 11 \\ &= \frac{20,43 \text{ m}^2}{2,44 \text{ m} \cdot 0,0598 \text{ m}^2/\text{m}} \\ &= 140,03 \end{aligned}$$

TABLE 9. TUBE-SHEET LAYOUTS (TUBE COUNTS).—(Continued)
Triangular Pitch

| $\frac{3}{4}$ in. OD tubes on $1\frac{1}{16}$ -in. triangular pitch | | | | | | $\frac{3}{4}$ in. OD tubes on 1-in. triangular pitch | | | | | |
|---|------|------|------|------|------|--|------|------|------|------|------|
| Shell ID, in. | 1-P | 2-P | 4-P | 6-P | 8-P | Shell ID, in. | 1-P | 2-P | 4-P | 6-P | 8-P |
| 8 | 36 | 32 | 26 | 24 | 18 | 8 | 37 | 30 | 24 | 24 | |
| 10 | 62 | 56 | 47 | 42 | 36 | 10 | 61 | 52 | 40 | 36 | |
| 12 | 109 | 98 | 86 | 82 | 78 | 12 | 92 | 82 | 76 | 74 | 70 |
| 13 $\frac{1}{4}$ | 127 | 114 | 96 | 90 | 86 | 13 $\frac{1}{4}$ | 109 | 106 | 86 | 82 | 74 |
| 15 $\frac{1}{4}$ | 170 | 160 | 140 | 136 | 128 | 15 $\frac{1}{4}$ | 151 | 138 | 122 | 118 | 110 |
| 17 $\frac{1}{4}$ | 239 | 224 | 194 | 188 | 178 | 17 $\frac{1}{4}$ | 203 | 196 | 178 | 172 | 166 |
| 19 $\frac{1}{4}$ | 301 | 282 | 252 | 244 | 234 | 19 $\frac{1}{4}$ | 262 | 250 | 226 | 216 | 210 |
| 21 $\frac{1}{4}$ | 361 | 342 | 314 | 306 | 290 | 21 $\frac{1}{4}$ | 316 | 302 | 278 | 272 | 260 |
| 23 $\frac{1}{4}$ | 442 | 420 | 386 | 378 | 364 | 23 $\frac{1}{4}$ | 384 | 376 | 352 | 342 | 328 |
| 25 | 532 | 506 | 468 | 446 | 434 | 25 | 470 | 452 | 422 | 394 | 382 |
| 27 | 637 | 602 | 550 | 536 | 524 | 27 | 559 | 534 | 488 | 474 | 464 |
| 29 | 721 | 692 | 640 | 620 | 594 | 29 | 630 | 604 | 556 | 538 | 508 |
| 31 | 847 | 822 | 766 | 722 | 720 | 31 | 745 | 728 | 678 | 666 | 640 |
| 33 | 974 | 938 | 878 | 852 | 826 | 33 | 856 | 830 | 774 | 760 | 732 |
| 35 | 1102 | 1068 | 1004 | 988 | 958 | 35 | 970 | 938 | 882 | 864 | 848 |
| 37 | 1240 | 1200 | 1144 | 1104 | 1072 | 37 | 1074 | 1044 | 1012 | 986 | 870 |
| 39 | 1377 | 1330 | 1258 | 1248 | 1212 | 39 | 1206 | 1176 | 1128 | 1100 | 1078 |

Berdasarkan tabel 9 Kern, D.Q. (1983) halaman 842 dipilih jumlah *tube* standar :

Nt = 151

Passes = 1

Pitch = 1 in

IDs = 15 $\frac{1}{4}$ in = 0,39 m = 1,27 ft

Koreksi nilai luas transfer panas

$$\begin{aligned}
 A &= L \times Nt \times ao \dots\dots\dots 12 \\
 &= 2,44 \text{ m} \times 151 \times 0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \\
 &= 22,03 \text{ m}^2 \\
 &= 237,13 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Koreksi nilai Ud

$$\begin{aligned}
 Ud &= \frac{Q_T}{A \cdot \Delta T_{LMTD}} \dots\dots\dots 13 \\
 &= \frac{1722996,76 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{22,03 \text{ m}^2 \cdot 84,57 \text{ K}} \\
 &= 0,21 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

6. Route fluida

Fluida panas dialirkan dalam tabung dan fluida dingin dialirkan dalam selongsong.

7. Kalor perpindahan kalor dalam tabung, selongsong, dan gabungan**a. Tube side (fluida dingin)**

Luas aliran pada tube

$$\begin{aligned} at' &= \frac{\pi}{4} ID_t^2 \dots\dots\dots 14 \\ &= \frac{3,14}{4} (0,0157 \text{ m})^2 \\ &= 0,0002 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} at &= \frac{N_t \times at'}{n} \dots\dots\dots 15 \\ &= \frac{151 \times 0,0002 \text{ m}^2}{1} \\ &= 0,0294 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Fluks Massa

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{\text{Kecepatan fluida dingin}}{at} \dots\dots\dots 16 \\ &= \frac{16899,58 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{0,0294 \text{ m}^2} \\ &= 159,61 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \end{aligned}$$

Sifat fisis fluida dingin (air)

$$t_{\text{avg}} = 313 \text{ K}$$

| | | |
|-------------------------|-------------------------|-------------------|
| Kapasitas panas, C_p | = 4,18 | kJ/(kg.K) |
| Viskositas, μ | = $6,65 \times 10^{-4}$ | kg/(m.s) |
| Rapat massa, ρ | = 1013,78 | kg/m ³ |
| Koduktivitas panas, k | = $6,33 \times 10^{-4}$ | kJ/(m.s.K) |

Kecepatan linear

$$v_{lin} = \frac{Gt}{\rho} \dots\dots\dots 17$$

$$= \frac{159,61 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}}{1013,78 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0,16 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Bilangan reynold

$$Re_t = \frac{IDt \times Gt}{\mu_{mix}} \dots\dots\dots 18$$

$$= \frac{0,0157 \text{ m} \times 159,61 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}}{6,65 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}}$$

$$= 3777,47$$

Koefisien Transfer panas (hi)

$$hi = \frac{4,2 (1,35 + 0,02 t_{avg}) v_{lin}^{0,8}}{IDt^{0,2}} \dots\dots\dots 19$$

$$= \frac{4,2 (1,35 + 0,02 \cdot 313 \text{ K}) (0,16 \frac{\text{m}}{\text{s}})^{0,8}}{(0,0157 \text{ m})^{0,2}}$$

$$= 16,71 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \frac{ID_t}{OD_t} \dots\dots\dots 20 \\
 &= 16,71 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \left(\frac{0,0157 \text{ m}}{0,0191 \text{ m}} \right) \\
 &= 13,81 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

b. Shell side (fluida panas)

Luas aliran

$$a_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{P_t} \dots\dots\dots 21$$

Keterangan :

a_s : Luas aliran (m^2)

ID_s : Diameter dalam *shell* (m)

C' : *Clearance* (m)

B : *Baffle spacing* (m)

P_t : *Tube pitch* (m)

Jarak antar *baffle* berkisar antara $ID_s/5 - ID_s$.

Dipilih : $B = ID_s$

$$\begin{aligned}
 B &= 15\frac{1}{4} \text{ in} \\
 &= 0,39 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P &= 1 \text{ in} \\
 &= 0,0254 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Clearance

$$\begin{aligned}
 C' &= P_t - ID_t \dots\dots\dots 22 \\
 &= 0,0254 \text{ m} - 0,0157 \text{ m} \\
 &= 0,0097 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Sehingga luas area *shell* dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} as &= \frac{0,39 \text{ m} \cdot 0,39 \text{ m} \cdot 0,0097 \text{ m}}{0,0254 \text{ m}} \\ &= 0,0570 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan massa fluida di *shell*

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{\text{Kecepatan fluida panas}}{as} \dots\dots\dots 23 \\ &= \frac{2543,76 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{0,0570 \text{ m}^2} \\ &= 12,39 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \end{aligned}$$

Beban Massa

$$\begin{aligned} G_s'' &= \frac{m}{L \cdot Nt^{\frac{2}{3}}} \dots\dots\dots 24 \\ &= \frac{2543,76 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{2,44 \text{ m} \cdot (151)^{\frac{2}{3}}} \\ &= 0,07 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}} \end{aligned}$$

Koefisien Transfer panas (h_i)

$$h_o = 1,5 \left(\frac{4 \cdot G''}{\mu_f} \right)^{-\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu_f^2}{k_{f3} \cdot \rho_f^2 \cdot g} \right)^{-\frac{1}{3}} \dots\dots\dots 25$$

Sifat fisis dievaluasi pada suhu t_f dan dicari dengan cara iterasi h_o .

Dicoba, $h_o = 0,24$

$T_{\text{avg}} = 398,36 \text{ K}$

$t_{\text{avg}} = 313 \text{ K}$

$$\begin{aligned}
 t_w &= t_{avg} + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_{avg} + t_{avg}) \dots\dots\dots 26 \\
 &= 313 \text{ K} + \frac{0,30 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}{13,81 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} + 0,24 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}} (398,36 \text{ K} + 313 \text{ K}) \\
 &= 316,69 \text{ K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_f &= \frac{t_w + T_{avg}}{2} \dots\dots\dots 27 \\
 &= \frac{316,69 \text{ K} + 398,36 \text{ K}}{2} \\
 &= 357,52 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Sifat fisis fluida panas pada suhu t_f

Tabel 9. Data kapasitas panas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | C _p | x _F x C _p |
|--|----------------|----------------|----------------|---------------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 2537,45 | 0,9975 | 1,49 | 1,4913 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6,31 | 0,0025 | 2,10 | 0,0052 |
| Total | 2537,46 | 1,0000 | | 1,4965 |

Sehingga $C_p = 1,50 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$

Tabel 10. Data viskositas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|--|----------------|----------------|-------|--------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 2537,45 | 0,9975 | 1,78 | 1,7919 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6,31 | 0,0025 | 32,84 | 0,0814 |
| Total | 2537,46 | 1,0000 | | 1,8333 |

Sehingga $\mu = 1,8333 \text{ cP}$

$$\mu = 1,83 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}$$

Tabel 11. Data densitas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|--|----------------|----------------|--------|--------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 2537,45 | 0,9975 | 1,0192 | 1,0167 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6,31 | 0,0025 | 0,9988 | 0,0025 |
| Total | 2537,46 | 1,0000 | | 1,0192 |

$$\text{Sehingga } \rho = 1,0192 \frac{\text{kg}}{\text{liter}}$$

$$\rho = 1019,20 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Tabel 12. Data konduktivitas panas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | k | x _F x k |
|--|----------------|----------------|------|--------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 2537,45 | 0,9975 | 0,15 | 0,1523 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6,31 | 0,0025 | 0,16 | 0,0004 |
| Total | 2537,46 | 1,0000 | | 0,1527 |

$$\text{Sehingga } k = 0,1527 \frac{\text{W}}{\text{m.K}}$$

$$k = 1,53 \times 10^{-4} \frac{\text{kJ}}{\text{m.s.K}}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_o &= 1,5 \left(\frac{4 \cdot 0,07 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}}{1,83 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \right)^{\frac{1}{4}} \frac{1}{h} \frac{(1,83 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}})^2}{(1,53 \times 10^{-4} \frac{\text{kJ}}{\text{m.s.K}})^3 \cdot (1019,20 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}) \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \\
 &= 0,24 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s.K}}
 \end{aligned}$$

Sehingga, $h_o = h_o \text{ trial}$.

Bilangan reynold

$$\begin{aligned}
 Re_s &= \frac{De \times G_s}{\mu_{mix}} \dots\dots\dots 28 \\
 &= \frac{0,0185 \text{ ft} \times 12,39 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}}{1,83 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}} \\
 &= 123,99
 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan panas gabungan

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \dots\dots\dots 29 \\
 &= \frac{13,81 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \times 0,24 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}{13,81 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} + 0,24 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}} \\
 &= 0,23 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

8. Faktor Pengotoran

Berdasarkan persamaan 6.10 Kern, D. Q. (1983) halaman 107 faktor pengotor dapat dihitung sebagai berikut :

$$Rd = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} \dots\dots\dots 30$$

$$\begin{aligned}
 Rd \text{ terhitung} &= \frac{0,23 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} - 0,21 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}{0,23 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \times 0,21 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}} \\
 &= 0,43 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

$$Rd \text{ minimum} = 0,2 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{\text{kJ}}$$

$$Rd \text{ maksimum} = 0,5 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{\text{kJ}}$$

Karena Rd maksimum $>$ Rd terhitung $>$ Rd minimum, maka perancangan dapat diterima.

9. Penurunan Tekanan

a. Tube side (fluida dingin)

Menghitung ΔP_t

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot ID_t \cdot spgr} \dots\dots\dots 31$$

Faktor Friksi

$$\begin{aligned} f &= 0,0014 \frac{0,125}{Re_t^{0,32}} \dots\dots\dots 32 \\ &= 0,0014 \frac{0,125}{(3777,47)^{0,32}} \\ &= 0,0104 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G_t &= 159,61 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \\ &= 117685,24 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} v_{lin} &= 0,16 \frac{\text{m}}{\text{s}} \\ &= 0,52 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \end{aligned}$$

$$L = 8 \text{ ft}$$

$$n = 1$$

$$ID_t = 0,0517 \text{ ft}$$

$$spgr = 1,00$$

Sehingga diperoleh :

$$\Delta P_t = \frac{0,0104 \cdot (117685,24 \frac{\text{lb}}{2})^2 \cdot 8 \text{ ft} \cdot 1}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,0517 \text{ ft} \cdot 1,00}$$

$$= 0,42 \text{ psi}$$

Menghitung ΔP_r

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n \cdot v_{\text{lin}}^2 \cdot 62,5}{s \cdot 2 \cdot g \cdot 144} \dots\dots\dots 33$$

$$= \frac{4 \cdot 1 \cdot (0,52 \frac{\text{ft}}{s})^2 \cdot 62,5}{1,00 \cdot 2 \cdot 32,17 \frac{\text{ft}}{s^2} \cdot 144}$$

$$= 0,01 \text{ psi}$$

Sehingga *pressure drop total pada tube side* yaitu :

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 0,42 \text{ psi} + 0,01 \text{ psi}$$

$$= 0,43 \text{ psi}$$

ΔP_T maksimum = 10 Psi

Karena $\Delta P_T < \Delta P_t$ maksimum, maka layak digunakan.

b. Shell side (fluida panas)

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot I D_s \cdot (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot \text{spgr}} \dots\dots\dots 34$$

Jumlah baffle

$$N+1 = \frac{L}{B} \dots\dots\dots 35$$

$$N+1 = \frac{8 \text{ ft}}{1,27 \text{ ft}}$$

$$= 6,30$$

Faktor friksi

$$f = 0,0035 \frac{0,264}{\text{Re}_s^{0,42}} \dots\dots\dots 36$$

$$= 0,0035 \frac{0,264}{(123,99)^{0,42}}$$

$$= 0,0384$$

$$G_s = 12,39 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

$$= 8986,37 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}$$

$$ID_s = 15\frac{1}{4} \text{ in} = 1,27 \text{ ft}$$

$$De = 0,73 \text{ in} = 0,0608 \text{ ft}$$

$$spgr = 1,07$$

Sehingga :

$$\Delta P_s = \frac{0,0384 \cdot (8985,25 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr}})^2 \cdot 1,27 \text{ ft} \cdot 6,30}{5,22 \times 10^{-10} \cdot 0,0608 \cdot 1,07}$$

$$= 0,0073 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s \text{ maksimum} = 10 \text{ Psi}$$

$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ maksimum}$, sehingga layak digunakan.

KESIMPULAN
CD-03

Tugas : Mengembunkan hasil atas stripper (ST-01) dari suhu 125,75°C sampai 124,97°C dengan media pendingin air pada suhu 30°C sampai 50°C.

Jenis : *Shell and tube*

1. Ukuran alat

Susunan pipa = $\frac{3}{4}$ in pada 1 in, *triangular pitch*, BWG 16.

IDs = 15 $\frac{1}{4}$ in = 0,39 m

N tube = 151

Tube pass = 1

Panjang tube, L = 8 ft = 2,44 m

Luas perpindahan panas = 237,13 ft² = 22,03 m²

Beban panas total = 1722996,76 kJ/jam

2. Suhu fluida panas

Suhu masuk, $T_1 = 125,75^\circ\text{C} = 398,75 \text{ K}$

Suhu keluar, $T_2 = 124,97^\circ\text{C} = 397,97 \text{ K}$

3. Media pendingin

Jenis = Air

Suhu masuk, $t_1 = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$

Suhu keluar, $t_2 = 50^\circ\text{C} = 323 \text{ K}$

Massa pendingin = 16899,58 kg/jam

4. Koefisien Perpindahan panas

$h_o = 0,24 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$

$h_{io} = 13,81 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$

$$U_c = 0,23 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

$$U_d = 0,21 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

$$R_d = 0,43 \text{ (m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K)/kJ}$$

$$R_d \text{ min} = 0,2 \text{ (m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K)/kJ}$$

$$R_d \text{ maks.} = 0,5 \text{ (m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K)/kJ}$$

$$\Delta P_a = 0,43 \text{ psi}$$

$$\Delta P_p = 0,0073 \text{ psi}$$

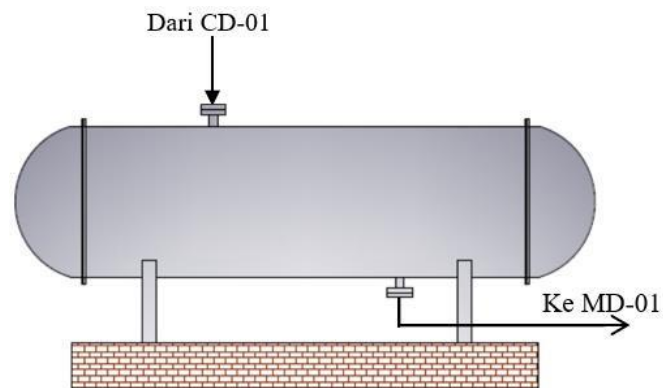
$$\Delta P \text{ maks.} = 10 \text{ psi}$$

AKUMULATOR 1**(ACC-01)**

Tugas : Menampung embunan yang berasal dari kondensor 1 (CD-01)

Jenis : Tangki silinder horizontal

Sketsa :



Gambar 1. Tangki akumulator 1 (AC-01)

Kondisi operasi

Suhu, $T = 89,17^{\circ}\text{C} = 371,81\text{ K}$

Tekanan, $P = 1,1\text{ atm} = 836\text{ mmHg}$

Komposisi Umpan

Tabel 1. Komposisi umpan akumulator

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|---------------------------------|-----------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 58,08 | 559,69 | 9,64 | 0,4397 | 0,1962 |
| H_2O | 18,01 | 710,62 | 39,45 | 0,5583 | 0,8033 |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 94,11 | 2,47 | 0,03 | 0,0020 | 0,0005 |
| Total | | 1272,78 | 49,12 | 1,0000 | 1,0000 |

Menentukan densitas campuran

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

T_c : Temperatur kritis [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | T_c |
|--------------|---------|---------|---------|--------|
| $(CH_3)_2CO$ | 0,27728 | 0,25760 | 0,29903 | 508.20 |
| H_2O | 0,34710 | 0,27400 | 0,28571 | 647,13 |
| C_6H_5OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |

1. Volume Akumulator**Densitas cairan**

Tabel 3. Data densitas masing-masing komponen

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|--------------|----------------|----------------|--------|-------------------------|
| $(CH_3)_2CO$ | 559,69 | 0,4397 | 0,7057 | 0,3103 |
| H_2O | 710,62 | 0,5583 | 0,9666 | 0,5397 |
| C_6H_5OH | 2,47 | 0,0020 | 1,0151 | 0,0020 |
| Total | 1272,78 | 1,0000 | | 0,8520 |

Sehingga $\rho = 0,8520 \frac{\text{kg}}{\text{liter}}$

$$\rho = 852 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Laju alir volumetrik

$$\begin{aligned}
 q &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \dots\dots\dots 2 \\
 &= \frac{1272,78 \text{ Kg/jam}}{852 \text{ Kg/m}^3} \\
 &= 1,49 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan “Chemical Process Engineering Design and Economis”, Silla, 2003, waktu tinggal pada akumulator berkisar antara 5-10 menit.

Dipilih, $t = 5$ menit

$$t = 0,08 \text{ jam}$$

Sehingga volume akumulator dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{cairan}} &= q \times t \dots\dots\dots 3 \\
 &= 1,49 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,08 \text{ jam} \\
 &= 0,12 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume evaporator dirancang 20% lebih dari volume cairan untuk keamanan, sehingga :

$$\begin{aligned}
 V &= 120\% \times V_{\text{cairan}} \dots\dots\dots 4 \\
 &= 120\% \times 0,12 \text{ m}^3 \\
 &= 0,15 \text{ m}^3 \\
 &= 5,28 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

2. Panjang dan Diameter Akumulator

Berdasarkan Towler dan Sinnott (2008) halaman 987, terdapat macam-macam tutup tangki, yaitu :

1. Flat Plate and Formed Flate Head

Jenis tutup ini memiliki harga yang terendah namun penggunaannya terbatas pada tekanan rendah dan bejana dengan diameter kecil.

2. *Torispherical Head*

Merupakan jenis tutup yang paling umum digunakan untuk bejana hingga tekanan operasi 15 bar. Jenis tutup ini dapat digunakan pada tekanan tinggi, namun pada tekanan diatas 10 bar biaya ekonominya lebih tinggi.

3. *Hemispherical Head*

Merupakan jenis tutup dengan bentuk terkuat, mampu menahan sekitar dua kali tekanan *Torispherical head* dengan ketebalan yang sama. Namun biaya ekonominya akan lebih tinggi daripada *torispherical head*.

4. *Ellipsodial Head*

Merupakan jenis tutup yang paling ekonomis uantuk digunakan untuk digunakan pada tekanan operasi diatas 15 bar.

Berdasarkan data diatas dipilih jenis tutup *torispherical* karena mampu menahan tekanan yang dirancang serta biaya ekonominya tidak tinggi.

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell dan Young (1959) halaman 88 volume head untuk jenis *thorispherical* dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$V_h = 0,000049 ID^3 \dots\dots\dots 5$$

Berdasarkan “Chemical Process Engineering Design and Economis”, Silla, 2003, hal. 287 rasio L/D berhisar antara 2,5-6. Digunakan L/D = 4,25

$$\frac{V_{total}}{V} = \frac{V_{vessel}}{\pi \frac{D^2}{4} L} + 2 \frac{V_{total}}{\frac{4}{3} \pi \frac{D^3}{8}} \dots\dots\dots 6$$

$$V_{total} = \frac{\pi}{4} D^2 L + 2 (0,000049 D^3)$$

$$V_{total} = \frac{\pi}{4} D^2 (4,25 D) + 2(0,000049 D^3)$$

$$5,28 \text{ ft}^3 = 3,34 D^3$$

$$D^3 = 1,58 \text{ ft}^3$$

$$D = 1,16 \text{ ft} = 0,35 \text{ m} = 13,98 \text{ in}$$

$$L = 4,95 \text{ ft} = 1,51 \text{ m} = 59,40 \text{ in}$$

3. Tebal dinding

Tebal dinding akumulator dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell and Young (1959), halaman 254 :

$$t = \frac{r_i \cdot P_v}{f \cdot E - 0,6 P_v} + C \dots\dots\dots 7$$

t_s = Tebal dinding menara [in]

r_i = Jari-jari dalam menara [in]

P_v = Tekanan perancangan menurut alat ukur [psi]

f = *Allowable stress* [psi]

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi [in]

Berdasarkan Brownell dan Young (1959), halaman 253, bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel 283 Grade C* dengan alasan:

1. Tangki tidak mengandung cairan yang mematkan.
2. Suhu operasinya adalah -20 – 650°F.
3. Tebal *plate*-nya tidak lebih dari 5/8 in.

Tekanan perancangan :

$$P_v = 120\% \times P_{\text{operasi}} \dots\dots\dots 8$$

$$= 120\% \times 1,07 \text{ atm} \times \frac{14,6959 \text{ psi}}{\text{atm}}$$

$$= 18,94 \text{ psi}$$

r_i = 6,99 in

f = 12650 psi [Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251]

E = 0,8 [Tabel 13.2 Brownell dan Young (1959), hal. 254]

C = 0,125 in [Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), hal. 985]

Sehingga tebal dinding menara :

$$t_s = \frac{6,99 \text{ in} \times 18,94 \text{ psi}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 19,40 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,1355 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Dipilih tebal dinding standar} &= 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} \\ &= 0,0048 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar menara (OD)} &= \text{ID} + 2 \cdot t_s \dots\dots\dots 9 \\ &= 13,98 \text{ in} + 2 \times 0,1875 \text{ in} \\ &= 14,35 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dipilih OD standar} &= 16 \text{ in} \\ &= 0,41 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{IDs} = \text{ODs} - 2 \cdot t_s \dots\dots\dots 10$$

$$\text{IDs} = 0,41 \text{ m} - 2 \times 0,0048 \text{ m}$$

$$\text{IDs} = 0,40 \text{ m}$$

4. Tebal Head

Tebal *head* dihitung dengan persamaan 13.46 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 990 :

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P_v \cdot R_c}{f \cdot E - 0,1 P_v} + C \dots\dots\dots 11$$

$$t_h = \text{Tebal head} \quad [\text{in}]$$

$$\begin{aligned} P_v &= \text{Tekanan perancangan menurut alat ukur} \quad [\text{psi}] \\ &= 18,94 \quad [\text{psi}] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R_c &= \text{Crown Radius} \quad [\text{in}] \\ &= 13,98 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f &= \text{allowable stress} \quad [\text{psi}] \\ &= 12650 \text{ psi} \quad [\text{Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251}] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} E &= \text{efisiensi sambungan} \\ &= 1,00 \quad [\text{Towler dan Sinnott (2008), hal.991}] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C &= \text{faktor korosi} \quad [\text{in}] \\ &= 0,125 \text{ in} \quad [\text{Towler dan Sinnott (2008), hal.985}] \end{aligned}$$

Sehingga tebal *head* :

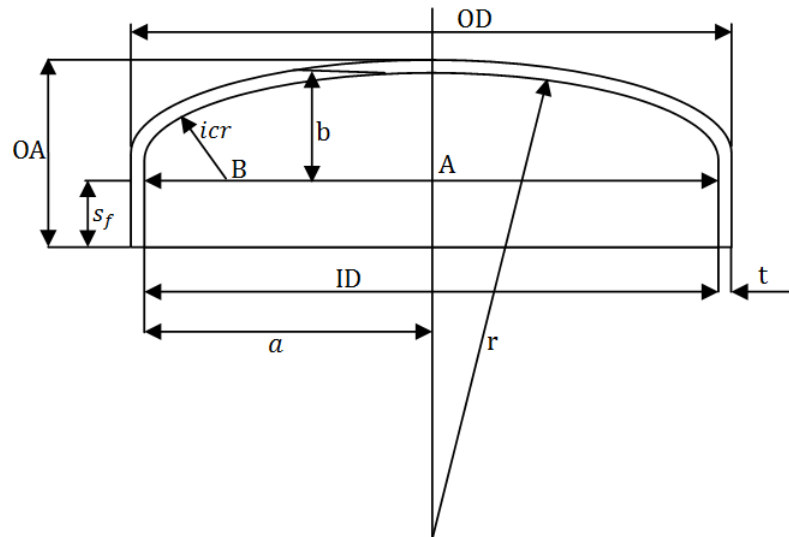
$$t_h = \frac{0,885 \times 18,94 \text{ psi} \times 13,98 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 1 - 0,1 \times 19,40 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1425 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal head standar} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

5. Tinggi Head



Gambar 2. Design Head

t_h = Tebal head [m]

icr = Jari-jari sudut internal [m]

s_f = Flange lurus [m]

r = Jari-jari kelengkungan [m]

OA = Tinggi penutup [m]

Tinggi tutup reaktor dihitung dengan :

$$OA = s_f + b + t_h \dots\dots\dots 12$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \dots\dots\dots 13$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= \frac{\text{ID}}{2} - \text{icr} \dots\dots\dots 14 \\ \text{BC} &= r - \text{icr} \dots\dots\dots 15 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) halaman 88, diperoleh nilai s_f pada t_h standar 3/16 yaitu berkisar antara $1\frac{1}{2}$ - 2.

Dipilih $s_f = 2 \text{ in} = 0,05 \text{ m}$

Berdasarkan Tabel 5.7 Brownell dan Young (1959) halaman 89, diperoleh :

$$r = 15 \text{ in} = 0,38 \text{ m} \quad (\text{untuk OD standar} = 14 \text{ in})$$

$$\text{icr} = 1 \text{ in} = 0,03 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{AB} = \left(\frac{0,38}{2} - 0,03 \right) \text{ m} = 0,17 \text{ m}$$

$$\text{BC} = (0,38 - 0,03) \text{ m} = 0,35 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} b &= 0,36 \text{ m} - \sqrt{(0,35 \text{ m})^2 - (0,15 \text{ m})^2} \\ &= 0,07 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga tinggi *head* :

$$\begin{aligned} \text{OA} &= 0,05 \text{ m} + 0,07 \text{ m} + 0,0048 \text{ m} \\ &= 0,13 \text{ m} \end{aligned}$$

6. Panjang Total

$$\begin{aligned} \text{Panjang total} &= \text{Panjang tangki} + 2 \times \text{tinggi head} \dots\dots\dots 16 \\ &= 1,51 \text{ m} + 2 \times 0,13 \text{ m} \\ &= 1,76 \end{aligned}$$

KESIMPULAN

ACC-01

Tugas : Menampung embunan yang berasal dari kondensor 1 (CD-01)

Jenis : Tangki silinder horizontal

Suhu : 89,17°C

Tekanan : 1,07 atm

Densitas : 852 kg/m³

Diameter : 0,40 m

Panjang tangki : 1,51 m

Tinggi head : 0,13 m

Panjang total : 1,76 m

Tebal tangki : 0,1875 in

: 0,0048 m

Tebal head : 0,1875 in

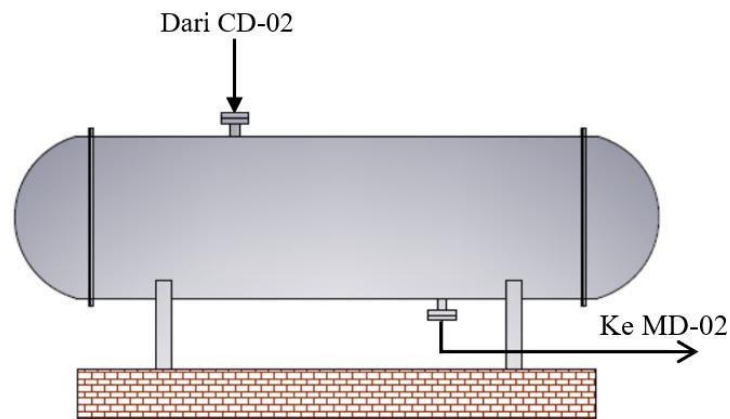
: 0,0048 m

AKUMULATOR 2**(ACC-02)**

Tugas : Menampung embunan yang berasal dari kondesor 2 (CD-02)

Jenis : Tangki silinder horizontal

Sketsa :



Gambar 1. Tangki akumulator 2 (AC-02)

Kondisi operasi

Suhu, $T = 57,28^{\circ}\text{C} = 330,28 \text{ K}$

Tekanan, $P = 1,03 \text{ atm} = 779,10 \text{ mmHg}$

Komposisi Umpan

Tabel 1. Komposisi umpan akumulator

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|----------------------------|-----------|---------------|--------------|---------------|---------------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 58,08 | 771,92 | 13,29 | 0,9970 | 0,9904 |
| H_2O | 18,01 | 2,32 | 0,13 | 0,0030 | 0,0096 |
| Total | | 774,24 | 13,39 | 1,0000 | 1,0000 |

Menentukan densitas campuran

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

T_c : Temperatur kritis [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | T_c |
|--------------|---------|---------|---------|--------|
| $(CH_3)_2CO$ | 0,27728 | 0,25760 | 0,29903 | 508.20 |
| H_2O | 0,34710 | 0,27400 | 0,28571 | 647,13 |

1. Volume Akumulator**Densitas cairan**

Tabel 3. Data densitas masing-masing komponen

| Komponen | Kg/jam | x_F | ρ | $x_F \times \rho$ |
|--------------|---------------|---------------|--------|-------------------|
| $(CH_3)_2CO$ | 771,92 | 0,9970 | 0,7470 | 0,7447 |
| H_2O | 2,32 | 0,0030 | 0,9975 | 0,0030 |
| Total | 774,24 | 1,0000 | | 0,7477 |

Sehingga $\rho = 0,7477 \frac{kg}{liter}$

$$\rho = 747,70 \frac{kg}{m^3}$$

Laju alir volumetrik

$$q = \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \dots\dots\dots 2$$

$$q = \frac{774,24 \text{ Kg/jam}}{747,70 \text{ Kg/m}^3}$$

$$= 1,04 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Berdasarkan “Chemical Process Engineering Design and Economis”, Silla, 2003, waktu tinggal pada akumulator berkisar antara 5-10 menit.

Dipilih, $t = 5$ menit

$$t = 0,08 \text{ jam}$$

Sehingga volume akumulator dapat dihitung sebagai berikut :

$$V_{\text{cairan}} = q \times t \dots\dots\dots 3$$

$$= 1,04 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,08 \text{ jam}$$

$$= 0,09 \text{ m}^3$$

Volume evaporator dirancang 20% lebih dari volume cairan untuk keamanan, sehingga :

$$V = 120\% \times V_{\text{cairan}} \dots\dots\dots 4$$

$$= 120\% \times 0,09 \text{ m}^3$$

$$= 0,09 \text{ m}^3$$

$$= 3,66 \text{ ft}^3$$

2. Panjang dan Diameter Akumulator

Berdasarkan Towler dan Sinnott (2008) halaman 987, terdapat macam-macam tutup tangki, yaitu :

1. Flat Plate and Formed Flate Head

Jenis tutup ini memiliki harga yang terendah namun penggunaannya terbatas pada tekanan rendah dan bejana dengan diameter kecil.

2. *Torispherical Head*

Merupakan jenis tutup yang paling umum digunakan untuk bejana hingga tekanan operasi 15 bar. Jenis tutup ini dapat digunakan pada tekanan tinggi, namun pada tekanan diatas 10 bar biaya ekonominya lebih tinggi.

3. *Hemispherical Head*

Merupakan jenis tutup dengan bentuk terkuat, mampu menahan sekitar dua kali tekanan *Torispherical head* dengan ketebalan yang sama. Namun biaya ekonominya akan lebih tinggi daripada *torispherical head*.

4. *Ellipsodial Head*

Merupakan jenis tutup yang paling ekonomis uantuk digunakan untuk digunakan pada tekanan operasi diatas 15 bar.

Berdasarkan data diatas dipilih jenis tutup *torispherical* karena mampu menahan tekanan yang dirancang serta biaya ekonominya tidak tinggi.

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell dan Young (1959) halaman 88 volume head untuk jenis *thorispherical* dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$V_h = 0,000049 ID^3 \dots\dots\dots 5$$

Berdasarkan “Chemical Process Engineering Design and Economis”, Silla, 2003, hal. 287 rasio L/D berhisar antara 2,5-6. Digunakan L/D = 4,25

$$\frac{V_{total}}{V} = \frac{V_{vessel}}{\pi \frac{D^2}{4} L} + 2 \frac{V_{total}}{\frac{4}{3} \pi \frac{D^3}{8}} \dots\dots\dots 6$$

$$V_{total} = \frac{\pi}{4} D^2 L + 2 (0,000049 D^3)$$

$$V_{total} = \frac{\pi}{4} D^2 (4,25 D) + 2(0,000049 D^3)$$

$$3,66 \text{ ft}^3 = 3,34 D^3$$

$$D^3 = 1,10 \text{ ft}^3$$

$$D = 1,03 \text{ ft} = 0,31 \text{ m} = 12,37 \text{ in}$$

$$L = 4,38 \text{ ft} = 1,34 \text{ m} = 52,57 \text{ in}$$

3. Tebal dinding

Tebal dinding akumulator dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell and Young (1959), halaman 254 :

$$t = \frac{r_i \cdot P_v}{f \cdot E - 0,6 P_v} + C \dots\dots\dots 7$$

t_s = Tebal dinding menara [in]

r_i = Jari-jari dalam menara [in]

P_v = Tekanan perancangan menurut alat ukur [psi]

f = *Allowable stress* [psi]

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi [in]

Berdasarkan Brownell dan Young (1959), halaman 253, bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel 283 Grade C* dengan alasan:

1. Tangki tidak mengandung cairan yang mematikan.
2. Suhu operasinya adalah -20 – 650°F.
3. Tebal *plate*-nya tidak lebih dari 5/8 in.

Tekanan perancangan :

Tekanan perancangan :

$$P_v = 120\% \times P_{\text{operasi}} \dots\dots\dots 8$$

$$= 120\% \times 1,03 \text{ atm} \times \frac{14,6959 \text{ psi}}{\text{atm}}$$

$$= 18,08 \text{ psi}$$

r_i = 6,18 in

f = 12650 psi [Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251]

E = 0,8 [Tabel 13.2 Brownell dan Young (1959), hal. 254]

C = 0,125 in [Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), hal. 985]

Sehingga tebal dinding menara :

$$t_s = \frac{6,18 \text{ in} \times 18,08 \text{ psi}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 18,08 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,1338 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Dipilih tebal dinding standar} &= 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} \\ &= 0,0048 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar menara (OD)} &= ID + 2 \cdot t_s \dots\dots\dots 9 \\ &= 12,37 \text{ in} + 2 \times 0,1875 \text{ in} \\ &= 12,74 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dipilih OD standar} &= 14 \text{ in} \\ &= 0,36 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{IDs} &= \text{ODs} - 2 \cdot t_s \dots\dots\dots 10 \\ &= 0,36 \text{ m} - 2 \times 0,0048 \text{ m} \\ &= 0,35 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Tebal Head

Tebal *head* dihitung dengan persamaan 13.46 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 990 :

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P_v \cdot R_c}{f \cdot E - 0,1 P_v} + C \dots\dots\dots 11$$

$$t_h = \text{Tebal head} \quad [\text{in}]$$

$$\begin{aligned} P_v &= \text{Tekanan perancangan menurut alat ukur} \quad [\text{psi}] \\ &= 18,08 \quad [\text{psi}] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R_c &= \text{Crown Radius} \quad [\text{in}] \\ &= 12,37 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f &= \text{allowable stress} \quad [\text{psi}] \\ &= 12650 \text{ psi} \quad [\text{Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251}] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} E &= \text{efisiensi sambungan} \\ &= 1,00 \quad [\text{Towler dan Sinnott (2008), hal.991}] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C &= \text{faktor korosi} \quad [\text{in}] \\ &= 0,125 \text{ in} \quad [\text{Towler dan Sinnott (2008), hal.985}] \end{aligned}$$

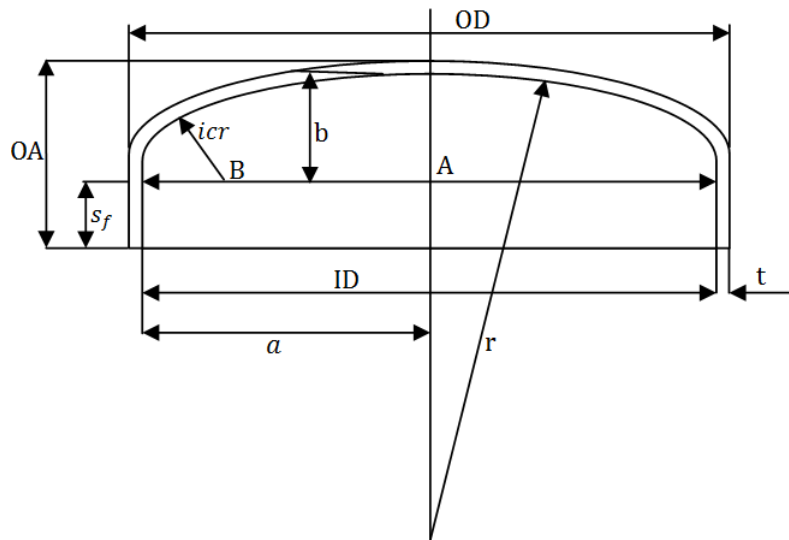
Sehingga tebal *head* :

$$t_h = \frac{0,885 \times 18,08 \text{ psi} \times 12,37 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 1 - 0,1 \times 18,08 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1406 \text{ in}$$

Dipilih tebal *head* standar = 3/16 in = 0,1875 in
 = 0,0048 m

5. Tinggi Head



Gambar 2. Design Head

t_h = Tebal *head* [m]

icr = Jari-jari sudut internal [m]

s_f = *Flange* lurus [m]

r = Jari-jari kelengkungan [m]

OA = Tinggi penutup [m]

Tinggi tutup reaktor dihitung dengan :

$OA = s_f + b + t_h$ 12

$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$ 13

$$AB = \frac{ID}{2} - icr \dots\dots\dots 14$$

$$BC = r - icr \dots\dots\dots 15$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) halaman 88, diperoleh nilai s_f pada t_h standar 3/16 yaitu berkisar antara $1\frac{1}{2}$ - 2.

Dipilih $s_f = 2 \text{ in} = 0,05 \text{ m}$

Berdasarkan Tabel 5.7 Brownell dan Young (1959) halaman 89, diperoleh :

$$r = 14 \text{ in} = 0,36 \text{ m} \quad (\text{untuk OD standar} = 14 \text{ in})$$

$$icr = 0,88 \text{ in} = 0,02 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh :

$$AB = \left(\frac{0,31}{2} - 0,02 \right) \text{ m} = 0,13 \text{ m}$$

$$BC = (0,36 - 0,02) \text{ m} = 0,34 \text{ m}$$

$$b = 0,36 \text{ m} - \sqrt{(0,34 \text{ m})^2 - (0,15 \text{ m})^2}$$

$$= 0,05 \text{ m}$$

Sehingga tinggi *head* :

$$OA = 0,05 \text{ m} + 0,05 \text{ m} + 0,0048 \text{ m}$$

$$= 0,11 \text{ m}$$

6. Panjang Total

$$\text{Panjang total} = \text{Panjang tangki} + 2 \times \text{tinggi head} \dots\dots\dots 16$$

$$= 1,34 \text{ m} + 2 \times 0,11 \text{ m}$$

$$= 1,55$$

KESIMPULAN

ACC-02

Tugas : Menampung embunan yang berasal dari kondensor 2 (CD-02)

Jenis : Tangki silinder horizontal

Suhu : 57,28°C

Tekanan : 1,03 atm

Densitas : 747,70 kg/m³

Diameter : 0,31 m

Panjang tangki : 1,34 m

Panjang total : 1,55

Tinggi head : 0,11 m

Tebal tangki : 0,1875 in

: 0,0048 m

Tebal head : 0,1875 in

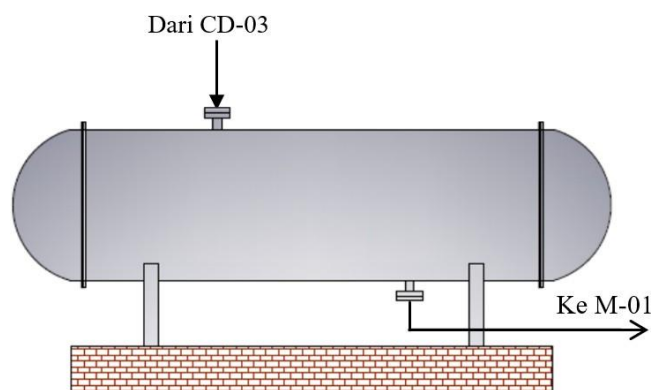
: 0,0048 m

AKUMULATOR 3**(ACC-03)**

Tugas : Menampung embunan yang berasal dari kondensor 3 (CD-03)

Jenis : Tangki silinder horizontal

Sketsa :



Gambar 1. Tangki akumulator 3 (AC-03)

Kondisi operasi

Suhu, $T = 124,97^{\circ}\text{C} = 397,97\text{ K}$

Tekanan, $P = 0,15\text{ atm} = 114,73\text{ mmHg}$

Komposisi Umpan

Tabel 1. Komposisi umpan akumulator

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|--|--------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 94,11 | 2537,45 | 26,97 | 0,9975 | 0,9990 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | 228,29 | 6,31 | 0,03 | 0,0025 | 0,0010 |
| Total | | 2543,76 | 27,00 | 1,0000 | 1,0000 |

Menentukan densitas campuran

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

T_c : Temperatur kritis [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | T_c |
|---|---------|---------|---------|--------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| (CH ₃) ₂ C (C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,33722 | 0,28100 | 0,28571 | 849,00 |

1. Volume Akumulator**Densitas cairan**

Tabel 3. Data densitas masing-masing komponen

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|---|----------------|----------------|--------|-------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 2537,45 | 0,9975 | 0,9826 | 0,9805 |
| (CH ₃) ₂ C (C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6,31 | 0,0025 | 0,9729 | 0,0024 |
| Total | 2543,76 | 1,0000 | | 0,9829 |

Sehingga $\rho = 0,9829 \frac{\text{kg}}{\text{liter}}$

$$\rho = 982,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Laju alir volumetrik

$$q = \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \dots\dots\dots 2$$

$$q = \frac{2543,76 \text{ Kg/jam}}{982,90 \text{ Kg/m}^3}$$

$$= 2,59 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Berdasarkan “Chemical Process Engineering Design and Economis”, Silla, 2003, waktu tinggal pada akumulator berkisar antara 5-10 menit.

Dipilih, $t = 5$ menit

$$t = 0,08 \text{ jam}$$

Sehingga volume akumulator dapat dihitung sebagai berikut :

$$V_{\text{cairan}} = q \times t \dots\dots\dots 3$$

$$= 2,59 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,08 \text{ jam}$$

$$= 0,22 \text{ m}^3$$

Volume evaporator dirancang 20% lebih dari volume cairan untuk keamanan, sehingga :

$$V = 120\% \times V_{\text{cairan}} \dots\dots\dots 4$$

$$= 120\% \times 0,22 \text{ m}^3$$

$$= 0,26 \text{ m}^3$$

$$= 9,14 \text{ ft}^3$$

2. Panjang dan Diameter Akumulator

Berdasarkan Towler dan Sinnott (2008) halaman 987, terdapat macam-macam tutup tangki, yaitu :

1. *Flat Plate and Formed Flate Head*

Jenis tutup ini memiliki harga yang terendah namun penggunaannya terbatas pada tekanan rendah dan bejana dengan diameter kecil.

2. *Torispherical Head*

Merupakan jenis tutup yang paling umum digunakan untuk bejana hingga tekanan operasi 15 bar. Jenis tutup ini dapat digunakan pada tekanan tinggi, namun pada tekanan diatas 10 bar biaya ekonominya lebih tinggi.

3. *Hemispherical Head*

Merupakan jenis tutup dengan bentuk terkuat, mampu menahan sekitar dua kali tekanan *Torispherical head* dengan ketebalan yang sama. Namun biaya ekonominya akan lebih tinggi daripada *torispherical head*.

4. *Ellipsodial Head*

Merupakan jenis tutup yang paling ekonomis uantuk digunakan untuk digunakan pada tekanan operasi diatas 15 bar.

Berdasarkan data diatas dipilih jenis tutup *torispherical* karena mampu menahan tekanan yang dirancang serta biaya ekonominya tidak tinggi.

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell dan Young (1959) halaman 88 volume head untuk jenis *thorispherical* dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$V_h = 0,000049 ID^3 \dots\dots\dots 5$$

Berdasarkan “Chemical Process Engineering Design and Economis”, Silla, 2003, hal. 287 rasio L/D berhisar antara 2,5-6. Digunakan L/D = 4,25

$$\frac{V_{total}}{V} = \frac{V_{vessel}}{\pi \frac{D^2}{4} L} + 2 \frac{V_{total}}{\frac{4}{3} \pi \frac{D^3}{8}} \dots\dots\dots 6$$

$$V_{total} = \frac{\pi}{4} D^2 L + 2 (0,000049 D^3)$$

$$V_{total} = \frac{\pi}{4} D^2 (4,25 D) + 2(0,000049 D^3)$$

$$9,14 \text{ ft}^3 = 3,34 D^3$$

$$D^3 = 2,74 \text{ ft}^3$$

$$D = 1,40 \text{ ft} = 0,43 \text{ m} = 16,79 \text{ in}$$

$$L = 5,94 \text{ ft} = 1,81 \text{ m} = 71,34 \text{ in}$$

3. Tebal dinding

Tebal dinding akumulator dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell and Young (1959), halaman 254 :

$$t = \frac{r_i \cdot P_v}{f \cdot E - 0,6 P_v} + C \dots\dots\dots 7$$

t_s = Tebal dinding menara [in]

r_i = Jari-jari dalam menara [in]

P_v = Tekanan perancangan menurut alat ukur [psi]

f = *Allowable stress* [psi]

E = Efisiensi sambungan

C = Faktor korosi [in]

Berdasarkan Brownell dan Young (1959), halaman 253, bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel 283 Grade C* dengan alasan:

1. Tangki tidak mengandung cairan yang mematkan.
2. Suhu operasinya adalah -20 – 650°F.
3. Tebal *plate*-nya tidak lebih dari 5/8 in.

Tekanan perancangan :

$$P_v = 120\% \times P_{\text{operasi}} \dots\dots\dots 8$$

$$= 120\% \times 0,15 \text{ atm} \times \frac{14,6959 \text{ psi}}{\text{atm}}$$

$$= 2,66 \text{ psi}$$

r_i = 8,39 in

f = 12650 psi [Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251]

E = 0,8 [Tabel 13.2 Brownell dan Young (1959), hal. 254]

C = 0,125 in [Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), hal. 985]

Sehingga tebal dinding menara :

$$t_s = \frac{8,39 \text{ in} \times 2,66 \text{ psi}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 2,66 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1268 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Dipilih tebal dinding standar} &= 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} \\
 &= 0,0048 \text{ m} \\
 \text{Diameter luar menara (OD)} &= ID + 2 \cdot t_s \dots\dots\dots 9 \\
 &= 16,79 \text{ in} + 2 \times 0,1875 \text{ in} \\
 &= 17,16 \text{ in} \\
 \text{Dipilih OD standar} &= 18 \text{ in} \\
 &= 0,46 \text{ m} \\
 \text{IDs} &= \text{ODs} - 2 \cdot t_s \dots\dots\dots 10 \\
 &= 0,46 \text{ m} - 2 \times 0,0048 \text{ m} \\
 &= 0,45 \text{ m}
 \end{aligned}$$

4. Tebal Head

Tebal *head* dihitung dengan persamaan 13.46 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 990 :

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P_v \cdot R_c}{f \cdot E - 0,1 P_v} + C \dots\dots\dots 11$$

$$\begin{aligned}
 t_h &= \text{Tebal head} && [\text{in}] \\
 P_v &= \text{Tekanan perancangan menurut alat ukur} && [\text{psi}] \\
 &= 2,66 \text{ psi} && [\text{psi}] \\
 R_c &= \text{Crown Radius} && [\text{in}] \\
 &= 16,79 \text{ in} \\
 f &= \text{allowable stress} && [\text{psi}] \\
 &= 12650 \text{ psi} && [\text{Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251}] \\
 E &= \text{efisiensi sambungan} \\
 &= 1,00 && [\text{Towler dan Sinnott (2008), hal.991}] \\
 C &= \text{faktor korosi} && [\text{in}] \\
 &= 0,125 \text{ in} && [\text{Towler dan Sinnott (2008), hal.985}]
 \end{aligned}$$

Sehingga tebal *head* :

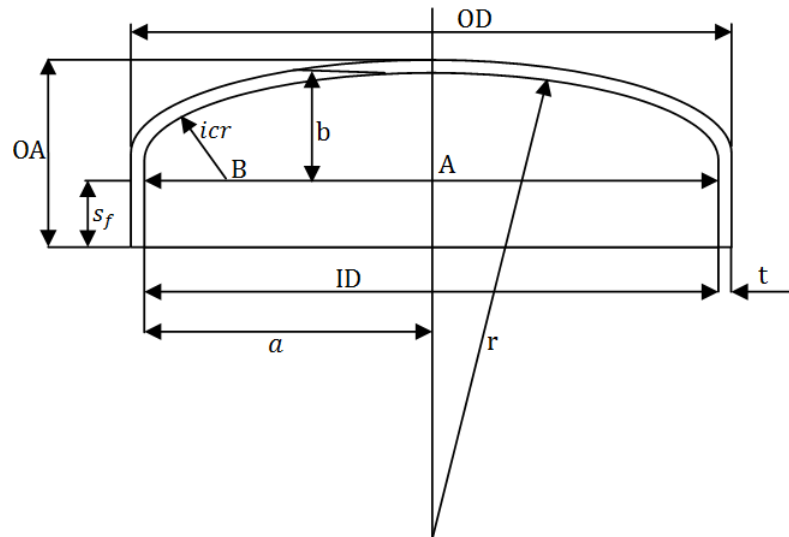
$$t_h = \frac{0,885 \times 2,66 \text{ psi} \times 16,79 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 1 - 0,1 \times 2,66 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1285 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal } head \text{ standar} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

5. Tinggi Head



Gambar 2. Design Head

t_h = Tebal *head* [m]

icr = Jari-jari sudut internal [m]

s_f = *Flange* lurus [m]

r = Jari-jari kelengkungan [m]

OA = Tinggi penutup [m]

Tinggi tutup reaktor dihitung dengan :

$$OA = s_f + b + t_h \dots\dots\dots 12$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \dots\dots\dots 13$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr \dots\dots\dots 14$$

$$BC = r - icr \dots\dots\dots 15$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) halaman 88, diperoleh nilai s_f pada t_h standar 3/16 yaitu berkisar antara $1\frac{1}{2}$ - 2.

Dipilih $s_f = 2 \text{ in} = 0,05 \text{ m}$

Berdasarkan Tabel 5.7 Brownell dan Young (1959) halaman 89, diperoleh :

$$r = 18 \text{ in} = 0,46 \text{ m} \quad (\text{untuk OD standar} = 18 \text{ in})$$

$$icr = 1,13 \text{ in} = 0,03 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh :

$$AB = \left(\frac{0,45}{2} - 0,03 \right) \text{ m} = 0,20 \text{ m}$$

$$BC = (0,46 - 0,03) \text{ m} = 0,43 \text{ m}$$

$$b = 0,36 \text{ m} - \sqrt{(0,43 \text{ m})^2 - (0,20 \text{ m})^2}$$

$$= 0,08 \text{ m}$$

Sehingga tinggi *head* :

$$OA = 0,05 \text{ m} + 0,08 \text{ m} + 0,0048 \text{ m}$$

$$= 0,13 \text{ m}$$

6. Panjang Total

$$\text{Panjang total} = \text{Panjang tangki} + 2 \times \text{tinggi head} \dots\dots\dots 16$$

$$= 1,81 \text{ m} + 2 \times 0,13 \text{ m}$$

$$= 2,07$$

KESIMPULAN

ACC-03

Tugas : Menampung embunan yang berasal dari kondensor 3 (CD-03)

Jenis : Tangki silinder horizontal

Suhu : 124,97°C

Tekanan : 0,08 atm

Densitas : 982,90 kg/m³

Diameter : 0,45 m

Panjang tangki : 1,80 m

Panjang total : 2,07 m

Tinggi head : 0,13 m

Tebal tangki : 0,1875 in

: 0,0048 m

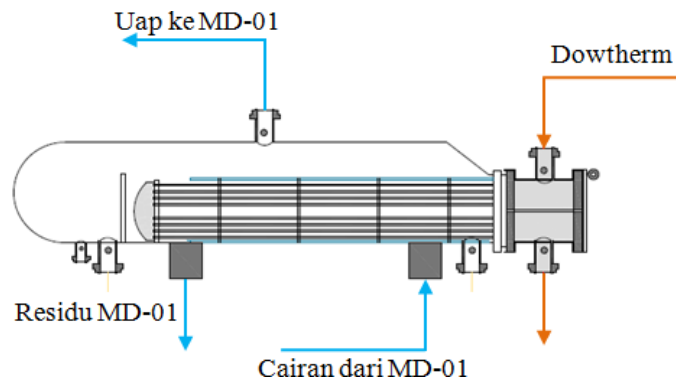
Tebal head : 0,1875 in

: 0,0048 m

REBOILER 1**(RB-01)**

Tugas : Menguapkan sebagian cairan dari dasar menara distilasi 1 (MD-01) dari suhu $141,06^{\circ}\text{C}$ sampai $175,22^{\circ}\text{C}$ dengan media pemanas *dowtherm* pada suhu 250°C sampai $180,30^{\circ}\text{C}$

Jenis : *Shell and tube*

**Kondisi operasi**

Suhu masuk, $t_1 = 141,06^{\circ}\text{C} = 414,06 \text{ K}$

Suhu keluar, $t_2 = 175,22^{\circ}\text{C} = 448,22 \text{ K}$

Tekanan, $P = 1,22 \text{ atm} = 930,45 \text{ mmHg}$

Komposisi Fluida Dingin**Tabel 1.** Komposisi fase cair masuk reboiler (L_1)

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|---------------------------------|-------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 58,08 | 15,82 | 0,27 | 0,0031 | 0,0039 |
| H_2O | 18,01 | 335,49 | 18,64 | 0,0664 | 0,2704 |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 94,11 | 4705,24 | 49,99 | 0,9305 | 0,7257 |
| Total | | 5056,55 | 68,90 | 1,0000 | 1,0000 |

Tabel 2. Komposisi fase cair keluar reboiler (B)

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|------------------------------------|-------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 58,08 | 0,40 | 0,01 | 0,0002 | 0,0003 |
| H ₂ O | 18,01 | 17,49 | 0,98 | 0,0098 | 0,0491 |
| C ₆ H ₅ OH | 94,11 | 1769,24 | 18,79 | 0,9900 | 0,9506 |
| Total | | 1787,13 | 19,78 | 1,0000 | 1,0000 |

Tabel 3. Komposisi fase gas keluar reboiler (Vo)

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|------------------------------------|-------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 58,08 | 15,42 | 0,26 | 0,0047 | 0,0054 |
| H ₂ O | 18,01 | 318,00 | 17,66 | 0,0937 | 0,3595 |
| C ₆ H ₅ OH | 94,11 | 2936,00 | 31,20 | 0,8980 | 0,6351 |
| Total | | 3269,42 | 49,12 | 1,0000 | 1,0000 |

Viskositas

$$\text{Log}_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 1$$

$$\mu = 10^{(A + B/T + C + DT^2)} \dots\dots\dots 2$$

Keterangan :

μ : Viskositas campuran [cP]

A, B, ..., D : Konstanta

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|------------------------------------|----------|------------|-------------|-------------|
| (CH ₃) ₂ CO | -7,2126 | 9,0305E+02 | 1,8385E-02 | -2,0353E-05 |
| H ₂ O | -10,2158 | 1,7925E+03 | 1,7730E-03 | -1,2631E-05 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2629E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |

Konduktivitas panas

$$k = AB^{-1\left(\frac{T}{T_c}\right)^2} \quad (\text{untuk komponen organik}) \dots\dots\dots 3$$

$$k = A + BT + CT^2 \quad (\text{untuk komponen anorganik}) \dots\dots\dots 4$$

Keterangan :

k : Konduktivitas panas [W/m.K]

A, B,C : Konstanta

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk konduktivitas panas masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 5. Data untuk konduktivitas panas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C |
|------------------------------------|---------|------------------------|--------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | -1,3857 | 0,7643 | 508,20 |
| H ₂ O | -0,2678 | 4,612x10 ⁻³ | -5,5391x10 ⁻⁶ |
| C ₆ H ₅ OH | -1,1489 | 0,4091 | 694,25 |

Menentukan densitas campuran

$$\rho = AB^{-1\left(\frac{T}{T_c}\right)^n} \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B,n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

T_c : Temperatur kritis [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 6. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|------------------------------------|---------|---------|---------|--------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,27728 | 0,25760 | 0,29903 | 508.20 |
| H ₂ O | 0,34710 | 0,27400 | 0,28571 | 647,13 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |

Kapasitas panas campuran

Kapasitas panas masing-masing komponen dapat dihitung dengan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \dots\dots\dots 6$$

Keterangan :

C_p : Kapasitas panas [kJ/(Kmol.K)]

A, B, ..., D : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L.1999), diketahui data kapasitas panas masing-masing komponen dengan satuan KJ/(Kmol.K) sebagai berikut :

Tabel 7. Data kapasitas panas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|------------------------------------|--------|-------------|-------------|------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 46,878 | 6,2652E-01 | -2,0761E-01 | 2,9583E-06 |
| H ₂ O | 92,053 | -3,9953E-02 | -2,1103E-04 | 5,3469E-07 |
| C ₆ H ₅ OH | 38,622 | 1,0983E-00 | -2,4897E-03 | 2,2802E-06 |

Panas Laten Penguapan

$$H_v = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 7$$

Keterangan :

H_v : Panas laten penguapan [kJ/(mol)]

A, n, T_c : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data entalpi penguapan masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 8. Data entalpi penguapan masing masing komponen

| Komponen | A | Tc (K) | N |
|------------------------------------|--------|--------|-------|
| (CH ₃) ₂ CO | 49,244 | 508,20 | 0,481 |
| H ₂ O | 52,053 | 647,13 | 0,321 |
| C ₆ H ₅ OH | 77,397 | 694,24 | 0,462 |

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pendingin
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan panas
5. Alat penukar panas
6. Route fluida
7. Kalor perpindahan kalor dalam tabung, selongsong, dan gabungan
8. Faktor Pengotoran
9. Penurunan Tekanan

1. Beban Panas

Beban panas untuk menaikkan suhu

Tabel 9. Data entalpi fase cair masing-masing komponen

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|------------------------------------|--------------|-------------------|------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,27 | 5180,75 | 1411,15 |
| H ₂ O | 18,64 | 2415,85 | 45002,75 |
| C ₆ H ₅ OH | 49,99 | 7144,17 | 357188,67 |
| Total | 68,90 | | 403602,57 |

Beban panas untuk penguapan**Tabel 10.** Data entalpi penguapan masing-masing komponen

| Komponen | n (kmol/jam) | Hv (kJ/kmol) | n x Hv |
|------------------------------------|--------------|--------------|-------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,26 | 17908,09 | 4754,31 |
| H ₂ O | 17,66 | 32976,51 | 582264,72 |
| C ₆ H ₅ OH | 31,20 | 44543,18 | 1389635,58 |
| Total | 49,12 | | 1976654,61 |

$$\text{Sehingga, } Q_T = 2380357,18 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

2. Media pemanas

Media pemanas yang digunakan adalah *dowtherm*.

$$\text{Suhu masuk, } T_1 = 250,00^\circ\text{C} = 523,00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar, } T_2 = 180,30^\circ\text{C} = 453,30 \text{ K}$$

$$\text{Suhu rerata, } T_{\text{avg}} = 215,15^\circ\text{C} = 488,15 \text{ K}$$

Sifat fisis *dowtherm* pada suhu rerata :

$$\text{Kapasitas panas, } C_p = 2,12 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$$

$$\text{Viskositas, } \mu = 0,35 \times 10^{-4} \text{ kg}/(\text{m}\cdot\text{s})$$

$$\text{Rapat massa, } \rho = 892,86 \text{ kg}/\text{m}^3$$

$$\text{Konduktivitas panas, } k = 0,11 \text{ W}/(\text{m}\cdot\text{K})$$

Massa *dowtherm* yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} \text{Massa } \textit{dowtherm} &= \frac{Q_T}{C_p (T_2 - T_1)} \dots\dots\dots 8 \\ &= \frac{2380357,18 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{2,12 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}\cdot\text{K}} (523,00 - 453,30) \text{ K}} \\ &= 18000 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

3. Beda suhu rerata

| Komponen | Suhu Atas (K) | Suhu Bawah (K) |
|---------------|---------------|----------------|
| Fluida panas | 523,00 | 453,30 |
| Fluida dingin | 448,22 | 414,06 |
| Δt | 74,78 | 39,24 |

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} \right)} \dots\dots\dots 9$$

$$= \frac{74,78 \text{ K} - 39,24 \text{ K}}{\ln \left(\frac{74,78 \text{ K}}{39,24 \text{ K}} \right)}$$

$$= 55,11 \text{ K}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 2,04 \text{ K}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,31 \text{ K}$$

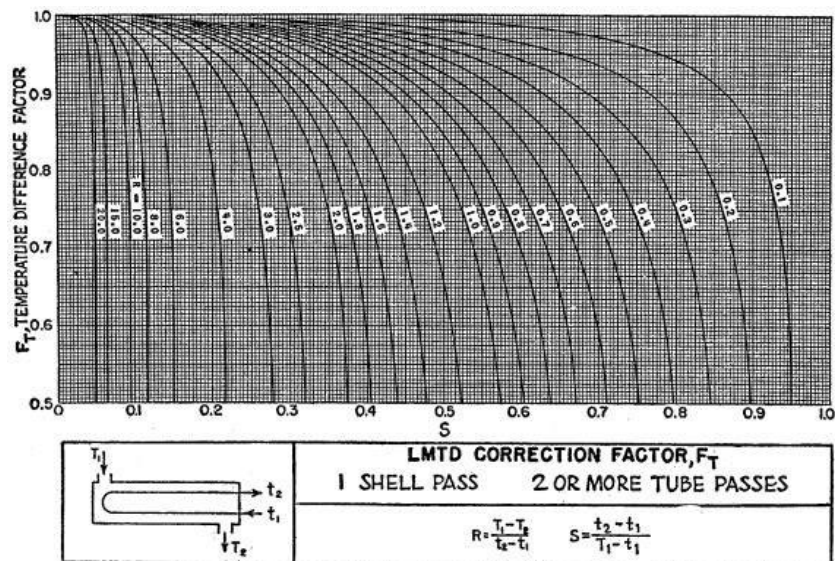


FIG. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Dari fig. 18, Kern, D. Q. (1980), halaman 828, diperoleh

$$F_T = 0,83$$

Sehingga, beda suhu rerata setelah dikoreksi :

$$\Delta T_{LMTD} = 45,74 \text{ K}$$

4. Koefisien perpindahan panas

Dari tabel 8, Kern, D. Q. (1980), halaman 840, diperoleh :

| Exchangers | | |
|-------------------|-------------------|---------------|
| Hot fluid | Cold fluid | Overall U_D |
| Water | Water | 250–500§ |
| Aqueous solutions | Aqueous solutions | 250–500§ |
| Light organics | Light organics | 40–75 |
| Medium organics | Medium organics | 20–60 |
| Heavy organics | Heavy organics | 10–40 |
| Heavy organics | Light organics | 30–60 |
| Light organics | Heavy organics | 10–40 |

Untuk *hot fluid* berupa *light organic* dan *cold fluid* berupa *heavy organic* diperoleh $U_D = 10\text{--}40 \text{ BTU}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F})$

Dipilih $U_D = 35 \text{ BTU}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F})$

$$= 0,20 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

5. Alat penukar panas

Luas perpindahan kalor yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q_T}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}} \dots\dots\dots 10 \\
 &= \frac{2380357,18 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{0,37 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \cdot 45,74 \text{ K}} \\
 &= 80,72 \text{ m}^2 \\
 &= 868,89 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena luas transfer panas $>100 \text{ ft}^2$, maka dapat digunakan *reboiler* jenis *shell and tube*.

Ukuran tabung

Berdasarkan tabel 10 Kern, D.Q. (1983) halaman 843 dipilih *tube* dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{ODt} = 0,75 \text{ in} = 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{IDt} = 0,62 \text{ in} = 0,0157 \text{ m}$$

$$\text{at} = 0,302 \text{ in}^2 = 0,0002 \text{ m}^2$$

$$\text{ao} = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,0598 \text{ m}^2/\text{m}$$

$$\text{ai} = 0,1623 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,0495 \text{ m}^2/\text{m}$$

$$\text{De} = 0,73 \text{ in} = 0,0185 \text{ m}$$

Panjang tabung

Panjang tabung standar : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 805)

Dipilih panjang tabung, $L = 10 \text{ ft}$

$$L = 3,05 \text{ m}$$

Jumlah *tube*

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{L \cdot a_o} \dots\dots\dots 11 \\ &= \frac{80,72 \text{ m}^2}{3,05 \text{ m} \cdot 0,0598 \text{ m}^2/\text{m}} \\ &= 442,63 \end{aligned}$$

TABLE 9. TUBE-SHEET LAYOUTS (TUBE COUNTS).—(Continued)
Triangular Pitch

| $\frac{3}{4}$ in. OD tubes on $1\frac{1}{16}$ -in. triangular pitch | | | | | | $\frac{3}{4}$ in. OD tubes on 1-in. triangular pitch | | | | | |
|---|------|------|------|------|------|--|------|------|------|------|------|
| Shell ID, in. | 1-P | 2-P | 4-P | 6-P | 8-P | Shell ID, in. | 1-P | 2-P | 4-P | 6-P | 8-P |
| 8 | 36 | 32 | 26 | 24 | 18 | 8 | 37 | 30 | 24 | 24 | |
| 10 | 62 | 56 | 47 | 42 | 36 | 10 | 61 | 52 | 40 | 36 | |
| 12 | 109 | 98 | 86 | 82 | 78 | 12 | 92 | 82 | 76 | 74 | 70 |
| 13 $\frac{1}{4}$ | 127 | 114 | 96 | 90 | 86 | 13 $\frac{1}{4}$ | 109 | 106 | 86 | 82 | 74 |
| 15 $\frac{1}{4}$ | 170 | 160 | 140 | 136 | 128 | 15 $\frac{1}{4}$ | 151 | 138 | 122 | 118 | 110 |
| 17 $\frac{1}{4}$ | 239 | 224 | 194 | 188 | 178 | 17 $\frac{1}{4}$ | 203 | 196 | 178 | 172 | 166 |
| 19 $\frac{1}{4}$ | 301 | 282 | 252 | 244 | 234 | 19 $\frac{1}{4}$ | 262 | 250 | 226 | 216 | 210 |
| 21 $\frac{1}{4}$ | 361 | 342 | 314 | 306 | 290 | 21 $\frac{1}{4}$ | 316 | 302 | 278 | 272 | 260 |
| 23 $\frac{1}{4}$ | 442 | 420 | 386 | 378 | 364 | 23 $\frac{1}{4}$ | 384 | 376 | 352 | 342 | 328 |
| 25 | 532 | 506 | 468 | 446 | 434 | 25 | 470 | 452 | 422 | 394 | 382 |
| 27 | 637 | 602 | 550 | 536 | 524 | 27 | 559 | 534 | 488 | 474 | 464 |
| 29 | 721 | 692 | 640 | 620 | 594 | 29 | 630 | 604 | 556 | 538 | 508 |
| 31 | 847 | 822 | 766 | 722 | 720 | 31 | 745 | 728 | 678 | 666 | 640 |
| 33 | 974 | 938 | 878 | 852 | 826 | 33 | 856 | 830 | 774 | 760 | 732 |
| 35 | 1102 | 1068 | 1004 | 988 | 958 | 35 | 970 | 938 | 882 | 864 | 848 |
| 37 | 1240 | 1200 | 1144 | 1104 | 1072 | 37 | 1074 | 1044 | 1012 | 986 | 870 |
| 39 | 1377 | 1330 | 1258 | 1248 | 1212 | 39 | 1206 | 1176 | 1128 | 1100 | 1078 |

Berdasarkan tabel 9 Kern, D.Q. (1983) halaman 842 dipilih jumlah *tube* standar :

Nt = 452

Passes = 2

Pitch = 1 in

IDs = 25 in = 0,64 m = 2,08 ft

Koreksi nilai luas transfer panas

$$\begin{aligned}
 A &= L \times Nt \times a_o \dots\dots\dots 12 \\
 &= 3,05 \text{ ft} \times 452 \times 0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \\
 &= 82,43 \text{ m}^2 \\
 &= 887,28 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Koreksi nilai Ud

$$\begin{aligned}
 Ud &= \frac{Q_T}{A \cdot \Delta T_{LMTD}} \dots\dots\dots 13 \\
 &= \frac{2380357,18 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{82,43 \text{ m}^2 \cdot 45,74 \text{ K}} \\
 &= 0,20 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

6. Route fluida

Fluida dingin dialirkan dalam tabung dan fluida panas dialirkan dalam selongsong.

7. Kalor perpindahan kalor dalam tabung, selongsong, dan gabungan**a. Tube side, fluida dingin**

$$\begin{aligned}
 at' &= \frac{\pi}{4} ID_t^2 \dots\dots\dots 14 \\
 &= \frac{3,14}{4} (0,0157 \text{ m})^2 \\
 &= 0,0002 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 at &= \frac{N_t \times at'}{n} \dots\dots\dots 15 \\
 &= \frac{452 \times 0,0002 \text{ m}^2}{2} \\
 &= 0,0440 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Fluks Massa

$$\begin{aligned}
 G_t &= \frac{\text{Kecepatan fluida dingin}}{at} \dots\dots\dots 16 \\
 &= \frac{5056,55 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{0,0440 \text{ m}^2} \\
 &= 31,91 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}
 \end{aligned}$$

Sifat fisis fluida dingin

$$t_{\text{avg}} = 431,14 \text{ K}$$

Tabel 9. Data kapasitas panas masing-masing komponen fluida dingin

| Komponen | Kg/jam | x _F | C _p | x _F x C _p |
|------------------------------------|----------------|----------------|----------------|---------------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 15,82 | 0,0031 | 2,90 | 0,01 |
| H ₂ O | 335,49 | 0,0664 | 4,36 | 0,29 |
| C ₆ H ₅ OH | 4705,24 | 0,9305 | 2,47 | 2,29 |
| Total | 5056,55 | 1,0000 | | 2,59 |

Sehingga C_p = 2,59 $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$

Tabel 10. Data viskositas masing-masing komponen fluida dingin

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|------------------------------------|----------------|----------------|------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 15,82 | 0,0031 | 0,11 | 0,0003 |
| H ₂ O | 335,49 | 0,0664 | 0,17 | 0,0114 |
| C ₆ H ₅ OH | 4705,24 | 0,9305 | 0,54 | 0,5040 |
| Total | 5056,55 | 1,0000 | | 0,5157 |

Sehingga μ = 0,5157 cP

$$\mu = 5,16 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}$$

Tabel 11. Data densitas masing-masing komponen fluida dingin

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|------------------------------------|----------------|----------------|--------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 15,82 | 0,0031 | 0,5998 | 0,0019 |
| H ₂ O | 335,49 | 0,0664 | 0,8931 | 0,0593 |
| C ₆ H ₅ OH | 4705,24 | 0,9305 | 0,9517 | 0,8856 |
| Total | 5056,55 | 1,0000 | | 0,9468 |

Sehingga ρ = 0,9468 $\frac{\text{kg}}{\text{liter}}$

$$\rho = 946,80 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Tabel 12. Data konduktivitas panas masing-masing komponen fluida dingin

| Komponen | Kg/jam | x _F | k | x _F x k |
|------------------------------------|----------------|----------------|------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 15,82 | 0,0031 | 0,11 | 0,0004 |
| H ₂ O | 335,49 | 0,0664 | 0,69 | 0,0458 |
| C ₆ H ₅ OH | 4705,24 | 0,9305 | 0,14 | 0,1349 |
| Total | 5056,55 | 1,0000 | | 0,1811 |

Sehingga $k = 0,1811 \frac{W}{m.K}$

$$k = 1,81 \times 10^{-4} \frac{kJ}{m.s.K}$$

Kecepatan linear

$$v_{lin} = \frac{G_t}{\rho} \dots\dots\dots 17$$

$$= \frac{31,91 \frac{kg}{m^2.s}}{946,80 \frac{kg}{m^3}}$$

$$= 0,03 \frac{m}{s}$$

Bilangan reynold

$$Re_t = \frac{ID_t \times G_t}{\mu_{mix}} \dots\dots\dots 18$$

$$= \frac{0,0157 \text{ m} \times 31,91 \frac{kg}{m^2.s}}{5,16 \times 10^{-4} \frac{kg}{m.s}}$$

$$= 974,31$$

Koefisien Transfer panas (h_i)

$$\begin{aligned}
 h_i &= \frac{4,2 (1,35 + 0,02 t_{avg}) v_{lin}^{0,8}}{IDt^{0,2}} \dots\dots\dots 19 \\
 &= \frac{4,2 (1,35 + 0,02 \cdot 431,14 \text{ K}) (0,03 \frac{\text{m}}{\text{s}})^{0,8}}{(0,0157 \text{ m})^{0,2}} \\
 &= 6,38 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \frac{IDt}{ODt} \dots\dots\dots 20 \\
 &= 6,38 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \left(\frac{0,0157 \text{ m}}{0,0191 \text{ m}} \right) \\
 &= 5,27 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

b. Shell side, fluida panas**Luas aliran**

$$a_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{Pt} \dots\dots\dots 21$$

Keterangan :

 a_s : Luas aliran (m^2) ID_s : Diameter dalam *shell* (m) C' : Clearance (m) B : Baffle spacing (m) Pt : Tube pitch (m)Jarak antar *baffle* berkisar antara $ID_s/5 - ID_s$.Dipilih : $B = ID_s$ $B = 25 \text{ in}$ $= 0,64 \text{ m}$

$$P = 1 \text{ in}$$

$$= 0,0254 \text{ m}$$

Clearance

$$C' = Pt - IDt \dots\dots\dots 22$$

$$= 0,0254 \text{ m} - 0,0157 \text{ m}$$

$$= 0,0097 \text{ m}$$

Sehingga luas area *shell* dapat dihitung sebagai berikut :

$$a_s = \frac{0,64 \text{ m} \cdot 0,64 \text{ m} \cdot 0,0097 \text{ m}}{0,0254 \text{ m}}$$

$$= 0,1532 \text{ m}^2$$

Fluks Massa

$$G_s = \frac{\text{Kecepatan fluida panas}}{a_s} \dots\dots\dots 23$$

$$= \frac{18000 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{0,1532 \text{ m}^2}$$

$$= 32,63 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

Beban Massa

$$G_s'' = \frac{m}{L \cdot Nt^{\frac{2}{3}}} \dots\dots\dots 24$$

$$= \frac{18000 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{3,05 \text{ m} \cdot (452)^{\frac{2}{3}}}$$

$$= 0,03 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}$$

Koefisien Transfer panas (hi)

$$h_o = 1,5 \left(\frac{4 \cdot G''}{\mu_f} \right)^{-\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu_f^2}{k^{f3} \cdot \rho_f^2 \cdot g} \right)^{-\frac{1}{3}} \dots\dots\dots 25$$

Sifat fisis dievaluasi pada suhu t_f dan dicari dengan cara iterasi h_o .

Dicoba, $h_o = 0,22$

$T_{avg} = 488,15 \text{ K}$

$t_{avg} = 431,14 \text{ K}$

$$t_w = t_{avg} + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_{avg} + t_{avg}) \dots\dots\dots 26$$

$$= 431,14 \text{ K} + \frac{0,22 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}{5,27 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} + 0,22 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}} (488,15 \text{ K} + 431,14 \text{ K})$$

$$= 439,74 \text{ K}$$

$$t_f = \frac{t_w + T_{avg}}{2} \dots\dots\dots 27$$

$$= \frac{439,74 \text{ K} + 488,15 \text{ K}}{2}$$

$$= 463,94 \text{ K}$$

Sifat fisis fluida panas (dowtherm) pada suhu t_f

Kapasitas panas, $C_p = 2,05 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$

Viskositas, $\mu = 4,18 \times 10^{-4} \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{s})$

Rapat massa, $\rho = 915,53 \text{ kg}/\text{m}^3$

Koduktivitas panas, $k = 1,11 \times 10^{-4} \text{ kJ}/(\text{m} \cdot \text{s} \cdot \text{K})$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_o &= 1,5 \left(\frac{4,0,03 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{4,18 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right)^{\frac{1}{4}} \frac{(4,18 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})^2}{h (1,11 \times 10^{-4} \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}) \cdot (915,53 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3}) \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \\
 &= 0,22 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

Sehingga, $h_o = h_o \text{ trial}$.

Bilangan reynold

$$\begin{aligned}
 Re_s &= \frac{D_e \times G_s}{\mu_{\text{mix}}} \dots\dots\dots 28 \\
 &= \frac{0,0185 \text{ m} \times 32,63 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}}{4,18 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\
 &= 1447,11
 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan panas gabungan

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{i0} \cdot h_o}{h_{i0} + h_o} \dots\dots\dots 29 \\
 &= \frac{5,27 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \times 0,22 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}{5,27 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} + 0,22 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}} \\
 &= 0,21 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

8. Faktor Pengotoran

Berdasarkan persamaan 6.10 Kern, D. Q. (1983) halaman 107 faktor pengotor dapat dihitung sebagai berikut :

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} \dots\dots\dots 29$$

$$R_d \text{ terhitung} = \frac{0,21 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} - 0,20 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}{0,21 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \times 0,20 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}$$

$$= 0,46 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}$$

$$R_d \text{ minimum} = 0,2 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{\text{kJ}}$$

$$R_d \text{ maksimum} = 0,5 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{\text{kJ}}$$

Karena $R_d \text{ maksimum} > R_d \text{ terhitung} > R_d \text{ minimum}$, maka perancangan dapat diterima.

9. Penurunan Tekanan

a. *Tube side, fluida dingin*

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot ID_t \cdot \text{spgr}} \dots\dots\dots 31$$

Faktor Friksi

$$f = 0,0014 \frac{0,125}{Re_t^{0,32}} \dots\dots\dots 32$$

$$= 0,0014 \frac{0,125}{(974,31)^{0,32}}$$

$$= 0,0152$$

$$G_t = 31,91 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

$$= 23527,12 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}$$

$$\begin{aligned}
 v_{lin} &= 0,03 \frac{\text{m}}{\text{s}} \\
 &= 0,11 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \\
 L &= 10 \text{ ft} \\
 n &= 2 \\
 ID_t &= 0,0517 \text{ ft} \\
 spgr &= 0,99
 \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned}
 \Delta P_t &= \frac{0,0152 \cdot (23527,12 \frac{\text{lb}}{2})^2 \cdot 10 \text{ ft} \cdot 2}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,0517 \text{ ft} \cdot 0,99} \\
 &= 0,0628 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Menghitung ΔP_r

$$\begin{aligned}
 \Delta P_r &= \frac{4 \cdot n \cdot v_{lin}^2 \cdot 62,5}{s \cdot 2 \cdot g \cdot 144} \dots\dots\dots 33 \\
 &= \frac{4 \cdot 2 \cdot (0,11)^2 \cdot 62,5}{1,00 \cdot 2 \cdot 32,17 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2} \cdot 144} \\
 &= 0,0007 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Sehingga *pressure drop total pada tube side* yaitu :

$$\begin{aligned}
 \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\
 \Delta P_T &= 0,0628 \text{ psi} + 0,0007 \text{ psi} \\
 \Delta P_T &= 0,0635 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\Delta P_T \text{ maksimum} = 10 \text{ Psi}$$

Karena $\Delta P_T < \Delta P_t$ maksimum, maka layak digunakan.

b. Shell side, fluida panas.

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot I D_s \cdot (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot \text{spgr}} \dots\dots\dots 34$$

Jumlah baffle

$$\begin{aligned} N+1 &= \frac{L}{B} \dots\dots\dots 35 \\ &= \frac{10 \text{ ft}}{2,08 \text{ ft}} \\ &= 4,80 \end{aligned}$$

Faktor friksi

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 \frac{0,264}{\text{Re}_s^{0,42}} \dots\dots\dots 36 \\ &= 0,0035 \frac{0,264}{(1447,11)^{0,42}} \\ &= 0,0159 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G_s &= 32,63 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \\ &= 23661,12 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}} \end{aligned}$$

$$I D_s = 25 \text{ in} = 2,08 \text{ ft}$$

$$D_e = 0,73 \text{ in} = 0,0608 \text{ ft}$$

$$\text{spgr} = 1,03$$

Sehingga :

$$\Delta P_s = \frac{0,0151 \cdot (23661,12 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2})^2 \cdot 2,08 \text{ ft} \cdot 4,80}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,0608 \cdot 1,03}$$

$$\Delta P_s = 0,0274 \text{ psi}$$

ΔP_s maksimum = 10 Psi

$\Delta P_s < \Delta P_s$ maksimum, sehingga layak digunakan.

KESIMPULAN**RB-01**

Tugas : Menguapkan sebagian cairan dari dasar menara distilasi 1 (MD-01) dari suhu 141,06°C sampai 175,22°C dengan media pemanas *dowtherm* pada suhu 250°C sampai 180,30°C

Jenis : *Shell and tube*

1. Ukuran alat

Susunan pipa = $\frac{3}{4}$ in pada 1 in, *triangular pitch*, BWG 16.

IDs = 25 in = 0,64 m

N *tube* = 452

Tube pass = 2

Panjang tube, L = 10 ft = 3,05 m

Luas perpindahan panas = 887,28 ft² = 82,43 m²

Beban panas total = 2641738,38 kJ/jam

2. Suhu fluida dingin

Suhu masuk, $t_1 = 142,20^\circ\text{C} = 415,20\text{ K}$

Suhu keluar, $t_2 = 176,43^\circ\text{C} = 449,43\text{ K}$

3. Media pendingin

Jenis = *Dowtherm*

Suhu masuk, $T_1 = 250^\circ\text{C} = 523,00\text{ K}$

Suhu keluar, $T_2 = 180,37^\circ\text{C} = 453,37\text{ K}$

Massa pemanas = 18000 kg/jam

4. Koefisien Perpindahan panas

$$h_o = 0,22 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

$$h_{io} = 5,27 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

$$U_c = 0,22 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

$$U_d = 0,20 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

$$R_d = 0,46 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}/\text{kJ}$$

$$R_{d \text{ min}} = 0,20 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}/\text{kJ}$$

$$R_{d \text{ maks}} = 0,50 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}/\text{kJ}$$

$$\Delta P_s = 0,0274 \text{ psi}$$

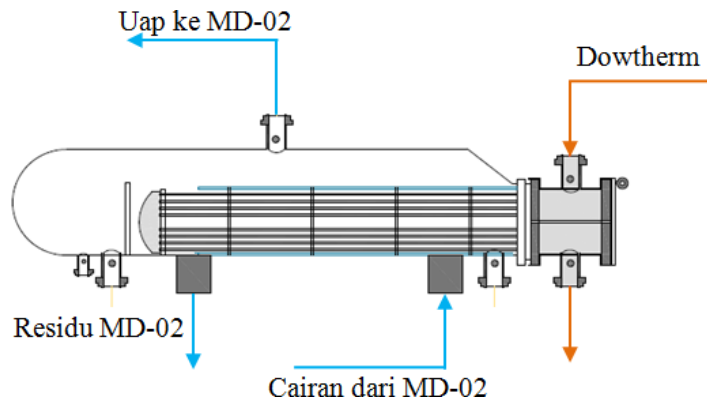
$$\Delta P_T = 0,0635 \text{ psi}$$

$$\Delta P \text{ maks.} = 10 \text{ psi}$$

REBOILER 2**(RB-02)**

Tugas : Menguapkan sebagian cairan dari dasar menara distilasi 2 (MD-02) dari suhu $104,38^{\circ}\text{C}$ sampai $104,43^{\circ}\text{C}$ dengan media pemanas *dowtherm* pada suhu $180,37^{\circ}\text{C}$ sampai $162,68^{\circ}\text{C}$

Jenis : *Shell and tube*

**Kondisi operasi**

Suhu masuk, $t_1 = 104,38^{\circ}\text{C} = 377,38\text{ K}$

Suhu keluar, $t_2 = 104,43^{\circ}\text{C} = 377,43\text{ K}$

Tekanan, $P = 1,16\text{ atm} = 884,12\text{ mmHg}$

Komposisi Fluida Dingin

Tabel 1. Komposisi fase cair masuk reboiler (L_1)

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|---------------------------------|-------|---------------|--------------|---------------|---------------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 58,08 | 3,29 | 0,06 | 0,0044 | 0,0013 |
| H_2O | 18,01 | 748,12 | 41,54 | 0,9932 | 0,9982 |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 94,11 | 1,82 | 0,02 | 0,0024 | 0,0005 |
| Total | | 753,23 | 41,62 | 1,0000 | 1,0000 |

Tabel 2. Komposisi fase cair keluar reboiler (B)

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|------------------------------------|-------|---------------|-------|---------------|---------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 58,08 | 1,20 | 0,02 | 0,0024 | 0,0007 |
| H ₂ O | 18,01 | 507,09 | 28,16 | 0,9942 | 0,9986 |
| C ₆ H ₅ OH | 94,11 | 1,77 | 0,02 | 0,0035 | 0,0007 |
| Total | | 510,06 | 28,20 | 1,0000 | 1,0000 |

Tabel 3. Komposisi fase gas keluar reboiler (Vo)

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|------------------------------------|-------|---------------|--------------|---------------|---------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 58,08 | 2,09 | 0,04 | 0,0086 | 0,0027 |
| H ₂ O | 18,01 | 241,03 | 13,38 | 0,9912 | 0,9973 |
| C ₆ H ₅ OH | 94,11 | 0,05 | 0,00 | 0,0002 | 0,0000 |
| Total | | 243,17 | 13,42 | 1,0000 | 1,0000 |

Viskositas

$$\text{Log}_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 1$$

$$\mu = 10^{(A + B/T + C + DT^2)} \dots\dots\dots 2$$

Keterangan :

μ : Viskositas campuran [cP]

A, B, ..., D : Konstanta

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|------------------------------------|----------|------------|-------------|-------------|
| (CH ₃) ₂ CO | -7,2126 | 9,0305E+02 | 1,8385E-02 | -2,0353E-05 |
| H ₂ O | -10,2158 | 1,7925E+03 | 1,7730E-03 | -1,2631E-05 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2629E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |

Konduktivitas panas

$$k = AB^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^{\frac{2}{7}}} \quad (\text{untuk komponen organik}) \dots\dots\dots 3$$

$$k = A + BT + CT^2 \quad (\text{untuk komponen anorganik}) \dots\dots\dots 4$$

Keterangan :

k : Konduktivitas panas [W/m.K]

A, B,C : Konstanta

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk konduktivitas panas masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 5. Data untuk konduktivitas panas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C |
|------------------------------------|---------|------------------------|--------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | -1,3857 | 0,7643 | 508,20 |
| H ₂ O | -0,2678 | 4,612x10 ⁻³ | -5,5391x10 ⁻⁶ |
| C ₆ H ₅ OH | -1,1489 | 0,4091 | 694,25 |

Menentukan densitas campuran

$$\rho = AB^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n} \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B,n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

T_c : Temperatur kritis [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 6. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|------------------------------------|---------|---------|---------|--------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,27728 | 0,25760 | 0,29903 | 508.20 |
| H ₂ O | 0,34710 | 0,27400 | 0,28571 | 647,13 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |

Kapasitas panas campuran

Kapasitas panas masing-masing komponen dapat dihitung dengan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \dots\dots\dots 6$$

Keterangan :

C_p : Kapasitas panas [kJ/(Kmol.K)]

A, B, ..., D : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L.1999), diketahui data kapasitas panas masing-masing komponen dengan satuan KJ/(Kmol.K) sebagai berikut :

Tabel 7. Data kapasitas panas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|------------------------------------|--------|-------------|-------------|------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 46,878 | 6,2652E-01 | -2,0761E-01 | 2,9583E-06 |
| H ₂ O | 92,053 | -3,9953E-02 | -2,1103E-04 | 5,3469E-07 |
| C ₆ H ₅ OH | 38,622 | 1,0983E-00 | -2,4897E-03 | 2,2802E-06 |

Panas Laten Penguapan

$$H_v = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 7$$

Keterangan :

H_v : Panas laten penguapan [kJ/(mol)]

A, n, T_c : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data entalpi penguapan masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 8. Data entalpi penguapan masing masing komponen

| Komponen | A | Tc (K) | n |
|------------------------------------|--------|--------|-------|
| (CH ₃) ₂ CO | 49,244 | 508,20 | 0,481 |
| H ₂ O | 52,053 | 647,13 | 0,321 |
| C ₆ H ₅ OH | 77,397 | 694,24 | 0,462 |

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pendingin
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan panas
5. Alat penukar panas
6. Route fluida
7. Kalor perpindahan kalor dalam tabung, selongsong, dan gabungan
8. Faktor Pengotoran
9. Penurunan Tekanan

1. Beban Panas

Beban panas untuk menaikkan suhu

Tabel 9. Data entalpi fase cair masing-masing komponen

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|------------------------------------|--------------|-------------------|------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,06 | 8,04 | 0,46 |
| H ₂ O | 41,54 | 4,15 | 172,41 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,02 | 12,13 | 0,23 |
| Total | 41,62 | | 173,10 |

Beban panas untuk penguapan**Tabel 10.** Data entalpi penguapan masing-masing komponen

| Komponen | n (kmol/jam) | Hv (kJ/kmol) | n x Hv |
|------------------------------------|--------------|--------------|------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,04 | 27436,08 | 986,70 |
| H ₂ O | 13,38 | 42066,01 | 562979,41 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,00 | 57653,21 | 27,82 |
| Total | 13,42 | | 563993,93 |

$$\text{Sehingga, } Q_T = 563993,93 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

2. Media pemanas

Media pemanas yang digunakan adalah *dowtherm*.

$$\text{Suhu masuk, } T_1 = 180,37^\circ\text{C} = 453,37 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar, } T_2 = 158,19^\circ\text{C} = 431,19 \text{ K}$$

$$\text{Suhu rerata, } T_{\text{avg}} = 169,28^\circ\text{C} = 442,28 \text{ K}$$

Sifat fisis *dowtherm* pada suhu rerata :

$$\text{Kapasitas panas, } C_p = 1,99 \text{ kJ/(kg.K)}$$

$$\text{Viskositas, } \mu = 4,93 \times 10^{-4} \text{ kg/(m.s)}$$

$$\text{Rapat massa, } \rho = 930,73 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Konduktivitas panas, } k = 0,11 \text{ W/(m.K)}$$

Massa *dowtherm* yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} \text{Massa } \textit{dowtherm} &= \frac{Q_T}{C_p (T_2 - T_1)} \dots\dots\dots 8 \\ &= \frac{563993,93 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{2,00 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}} (453,37 - 431,19) \text{ K}} \\ &= 18000 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

3. Beda suhu rerata

| Komponen | Suhu Atas (K) | Suhu Bawah (K) |
|---------------|---------------|----------------|
| Fluida panas | 453,37 | 431,19 |
| Fluida dingin | 377,43 | 377,38 |
| Δt | 75,94 | 53,81 |

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} \right)} \dots\dots\dots 9$$

$$= \frac{75,94 \text{ K} - 53,81 \text{ K}}{\ln \left(\frac{75,94 \text{ K}}{53,81 \text{ K}} \right)}$$

$$= 64,25 \text{ K}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 432,82 \text{ K}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,0007 \text{ K}$$

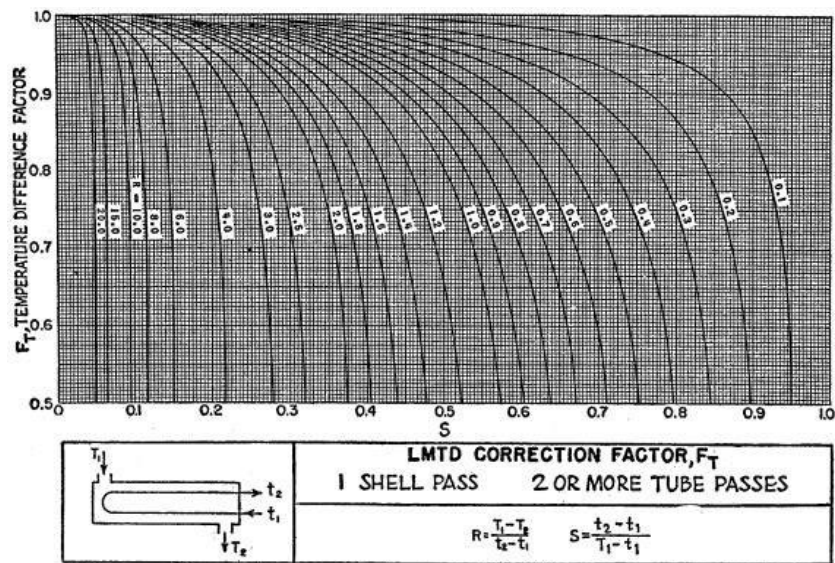


FIG. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Dari fig. 18, Kern, D. Q. (1980), halaman 828, diperoleh

$$F_T = 1$$

Sehingga, beda suhu rerata setelah dikoreksi :

$$\Delta T_{LMTD} = 64,25 \text{ K}$$

4. Koefisien perpindahan panas

Dari tabel 8, Kern, D. Q. (1980), halaman 840, diperoleh :

| Exchangers | | |
|-------------------|-------------------|---------------|
| Hot fluid | Cold fluid | Overall U_D |
| Water | Water | 250–500§ |
| Aqueous solutions | Aqueous solutions | 250–500§ |
| Light organics | Light organics | 40–75 |
| Medium organics | Medium organics | 20–60 |
| Heavy organics | Heavy organics | 10–40 |
| Heavy organics | Light organics | 30–60 |
| Light organics | Heavy organics | 10–40 |

Untuk *hot fluid* berupa *light organic* dan *cold fluid* berupa *light organic* diperoleh

$$U_d = 40-75 \text{ BTU}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F})$$

$$\text{Dipilih } U_d = 50 \text{ BTU}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F})$$

$$U_d = 0,28 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

5. Alat penukar panas

Luas perpindahan kalor yang dibutuhkan

$$A = \frac{Q_T}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}} \dots\dots\dots 10$$

$$= \frac{563993,93 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{0,28 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \cdot 64,25 \text{ K}}$$

$$= 12,04 \text{ m}^2$$

$$= 129,61 \text{ ft}^2$$

Karena luas transfer panas $>100 \text{ ft}^2$, maka dapat digunakan *reboiler* jenis *shell and tube*.

Ukuran tabung

Berdasarkan tabel 10 Kern, D.Q. (1983) halaman 843 dipilih *tube* dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{ODt} = 0,75 \text{ in} = 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{IDt} = 0,62 \text{ in} = 0,0157 \text{ m}$$

$$a_t = 0,302 \text{ in}^2 = 0,0002 \text{ m}^2$$

$$a_o = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,0598 \text{ m}^2/\text{m}$$

$$a_i = 0,1623 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,0495 \text{ m}^2/\text{m}$$

$$\text{De} = 0,73 \text{ in} = 0,0185 \text{ m}$$

Panjang tabung

Panjang tabung standar : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 805)

Dipilih panjang tabung, $L = 8 \text{ ft}$

$$L = 2,44 \text{ m}$$

Jumlah *tube*

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{L \cdot a_o} \dots\dots\dots 11 \\ &= \frac{12,04 \text{ m}^2}{2,44 \text{ m} \cdot 0,0598 \text{ m}^2/\text{m}} \\ &= 82,54 \end{aligned}$$

TABLE 9. TUBE-SHEET LAYOUTS (TUBE COUNTS).—(Continued)
Triangular Pitch

| $\frac{3}{4}$ in. OD tubes on $1\frac{1}{16}$ -in. triangular pitch | | | | | | $\frac{3}{4}$ in. OD tubes on 1-in. triangular pitch | | | | | |
|---|------|------|------|------|------|--|------|------|------|------|------|
| Shell ID, in. | 1-P | 2-P | 4-P | 6-P | 8-P | Shell ID, in. | 1-P | 2-P | 4-P | 6-P | 8-P |
| 8 | 36 | 32 | 26 | 24 | 18 | 8 | 37 | 30 | 24 | 24 | |
| 10 | 62 | 56 | 47 | 42 | 36 | 10 | 61 | 52 | 40 | 36 | |
| 12 | 109 | 98 | 86 | 82 | 78 | 12 | 92 | 82 | 76 | 74 | 70 |
| 13 $\frac{1}{4}$ | 127 | 114 | 96 | 90 | 86 | 13 $\frac{1}{4}$ | 109 | 106 | 86 | 82 | 74 |
| 15 $\frac{1}{4}$ | 170 | 160 | 140 | 136 | 128 | 15 $\frac{1}{4}$ | 151 | 138 | 122 | 118 | 110 |
| 17 $\frac{1}{4}$ | 239 | 224 | 194 | 188 | 178 | 17 $\frac{1}{4}$ | 203 | 196 | 178 | 172 | 166 |
| 19 $\frac{1}{4}$ | 301 | 282 | 252 | 244 | 234 | 19 $\frac{1}{4}$ | 262 | 250 | 226 | 216 | 210 |
| 21 $\frac{1}{4}$ | 361 | 342 | 314 | 306 | 290 | 21 $\frac{1}{4}$ | 316 | 302 | 278 | 272 | 260 |
| 23 $\frac{1}{4}$ | 442 | 420 | 386 | 378 | 364 | 23 $\frac{1}{4}$ | 384 | 376 | 352 | 342 | 328 |
| 25 | 532 | 506 | 468 | 446 | 434 | 25 | 470 | 452 | 422 | 394 | 382 |
| 27 | 637 | 602 | 550 | 536 | 524 | 27 | 559 | 534 | 488 | 474 | 464 |
| 29 | 721 | 692 | 640 | 620 | 594 | 29 | 630 | 604 | 556 | 538 | 508 |
| 31 | 847 | 822 | 766 | 722 | 720 | 31 | 745 | 728 | 678 | 666 | 640 |
| 33 | 974 | 938 | 878 | 852 | 826 | 33 | 856 | 830 | 774 | 760 | 732 |
| 35 | 1102 | 1068 | 1004 | 988 | 958 | 35 | 970 | 938 | 882 | 864 | 848 |
| 37 | 1240 | 1200 | 1144 | 1104 | 1072 | 37 | 1074 | 1044 | 1012 | 986 | 870 |
| 39 | 1377 | 1330 | 1258 | 1248 | 1212 | 39 | 1206 | 1176 | 1128 | 1100 | 1078 |

Berdasarkan tabel 9 Kern, D.Q. (1983) halaman 842 dipilih jumlah *tube* standar :

Nt = 86

Passes = 4

Pitch = 1 in

IDs = 13 ¼ in = 0,34 m = 1,10 ft

Koreksi nilai luas transfer panas

$$A = L \times Nt \times ao \dots\dots\dots 12$$

$$= 2,44 \text{ ft} \times 86 \times 0,0598 \text{ m}^2/\text{m}$$

$$= 12,55 \text{ m}^2$$

Koreksi nilai Ud

$$Ud = \frac{Q_T}{A \cdot \Delta T_{LMTD}} \dots\dots\dots 13$$

$$= \frac{563993,93 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600.\text{s}}}{12,55 \text{ m}^2 \cdot 64,25 \text{ K}}$$

$$= 0,27 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}$$

$$= 47,99 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{°F}}$$

6. Route fluida

Fluida dingin dialirkan dalam tabung dan fluida panas dialirkan dalam selongsong.

7. Kalor perpindahan kalor dalam tabung, selongsong, dan gabungan**a. Tube side, fluida dingin**

$$\begin{aligned}
 at' &= \frac{\pi}{4} ID_t^2 \dots\dots\dots 14 \\
 &= \frac{3,14}{4} (0,0157 \text{ m})^2 \\
 &= 0,0002 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 at &= \frac{N_t \times at'}{n} \dots\dots\dots 15 \\
 &= \frac{86 \times 0,0002 \text{ m}^2}{2} \\
 &= 0,0042 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Fluks Massa

$$\begin{aligned}
 G_t &= \frac{\text{Kecepatan fluida dingin}}{at} \dots\dots\dots 16 \\
 &= \frac{753,23 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{0,0042 \text{ m}^2} \\
 &= 49,96 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}
 \end{aligned}$$

Sifat fisis fluida dingin

$$t_{\text{avg}} = 377,40 \text{ K}$$

Tabel 9. Data kapasitas panas masing-masing komponen fluida dingin

| Komponen | Kg/jam | x _F | C _p | x _F x C _p |
|------------------------------------|---------------|----------------|----------------|---------------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 3,29 | 0,0044 | 2,52 | 0,01 |
| H ₂ O | 748,12 | 0,9932 | 4,20 | 4,17 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,82 | 0,0024 | 2,35 | 0,01 |
| Total | 753,23 | 1,0000 | | 4,19 |

Sehingga C_p = 4,19 $\frac{\text{kJ}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$

Tabel 10. Data viskositas masing-masing komponen fluida dingin

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|------------------------------------|---------------|----------------|------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 3,29 | 0,0044 | 0,17 | 0,0007 |
| H ₂ O | 748,12 | 0,9932 | 0,27 | 0,2649 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,82 | 0,0024 | 1,25 | 0,0030 |
| Total | 753,23 | 1,0000 | | 0,2686 |

Sehingga μ = 0,2686 cP

$$\mu = 2,67 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}$$

Tabel 11. Data densitas masing-masing komponen fluida dingin

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|------------------------------------|---------------|----------------|--------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 3,29 | 0,0044 | 0,6847 | 0,0030 |
| H ₂ O | 748,12 | 0,9932 | 0,9513 | 0,9449 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,82 | 0,0024 | 1,0016 | 0,0024 |
| Total | 753,23 | 1,0000 | | 0,9503 |

Sehingga ρ = 0,9503 $\frac{\text{kg}}{\text{liter}}$

$$\rho = 950,30 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Tabel 12. Data konduktivitas panas masing-masing komponen fluida dingin

| Komponen | Kg/jam | x _F | k | x _F x k |
|------------------------------------|---------------|----------------|------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 3,29 | 0,0044 | 0,14 | 0,0006 |
| H ₂ O | 748,12 | 0,9932 | 0,68 | 0,6792 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,82 | 0,0024 | 0,15 | 0,0004 |
| Total | 753,23 | 1,0000 | | 0,6802 |

Sehingga $k = 0,6802 \frac{W}{m.K}$

$$k = 6,8 \times 10^{-4} \frac{kJ}{m.s.K}$$

Kecepatan linear

$$v_{lin} = \frac{G_t}{\rho} \dots\dots\dots 17$$

$$= \frac{49,96 \frac{kg}{m^2.s}}{950,30 \frac{kg}{m^3}}$$

$$= 0,05 \frac{m}{s}$$

Bilangan reynold

$$Re_t = \frac{ID_t \times G_t}{\mu_{mix}} \dots\dots\dots 18$$

$$= \frac{0,0157 \text{ m} \times 49,96 \frac{kg}{m^2.s}}{2,69 \times 10^{-4} \frac{kg}{m.s}}$$

$$= 2928,88$$

Koefisien Transfer panas (h_i)

$$\begin{aligned}
 h_i &= \frac{4,2 (1,35 + 0,02 t_{avg}) v_{lin}^{0,8}}{IDt^{0,2}} \dots\dots\dots 19 \\
 &= \frac{4,2 (1,35 + 0,02 \cdot 377,40 \text{ K}) (0,05 \frac{\text{m}}{\text{s}})^{0,8}}{(0,0157 \text{ m})^{0,2}} \\
 &= 8,12 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \frac{IDt}{ODt} \dots\dots\dots 20 \\
 &= 8,12 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \left(\frac{0,0157 \text{ m}}{0,0191 \text{ m}} \right) \\
 &= 6,72 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

b. Shell side, fluida panas (*dowtherm*)**Luas aliran**

$$as = \frac{IDs \cdot C' \cdot B}{Pt} \dots\dots\dots 21$$

Keterangan :

as : Luas aliran (m^2)IDs : Diameter dalam *shell* (m) C' : Clearance (m)

B : Baffle spacing (m)

Pt : Tube pitch (m)

Jarak antar *baffle* berkisar antara $IDs/5 - IDs$.Dipilih : $B = IDs$ $B = 13 \frac{1}{4} \text{ in}$ $= 0,34 \text{ m}$

$$P = 1 \text{ in}$$

$$= 0,0254 \text{ m}$$

Clearance

$$C' = Pt - IDt \dots\dots\dots 22$$

$$= 0,0254 \text{ m} - 0,0157 \text{ m}$$

$$= 0,0097 \text{ m}$$

Sehingga luas area *shell* dapat dihitung sebagai berikut :

$$as = \frac{0,34 \text{ m} \cdot 0,34 \text{ m} \cdot 0,0097 \text{ m}}{0,0254 \text{ m}}$$

$$= 0,0430 \text{ m}^2$$

Fluks Massa

$$Gs = \frac{\text{Kecepatan fluida panas}}{as} \dots\dots\dots 23$$

$$= \frac{18000 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{0,0430 \text{ m}^2}$$

$$= 116,17 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

Beban Massa

$$Gs'' = \frac{m}{L \cdot Nt^{\frac{2}{3}}} \dots\dots\dots 24$$

$$= \frac{18000 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{2,44 \text{ m} \cdot (82)^{\frac{2}{3}}}$$

$$= 0,11 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}$$

Koefisien Transfer panas (hi)

$$h_o = 1,5 \left(\frac{4 \cdot G''}{\mu_f} \right)^{-\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu_f^2}{k^{f3} \cdot \rho_f^2 \cdot g} \right)^{-\frac{1}{3}} \dots\dots\dots 25$$

Sifat fisis dievaluasi pada suhu t_f dan dicari dengan cara iterasi h_o .

Dicoba, $h_o = 0,31$

$$T_{avg} = 442,28 \text{ K}$$

$$t_{avg} = 377,40 \text{ K}$$

$$t_w = t_{avg} + \frac{h_o}{h_o + h_i} (T_{avg} + t_{avg}) \dots\dots\dots 26$$

$$= 377,40 \text{ K} + \frac{0,31 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}{6,72 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} + 0,31 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}} (442,28 \text{ K} + 377,40 \text{ K})$$

$$= 382,54 \text{ K}$$

$$t_f = \frac{t_w + T_{avg}}{2} \dots\dots\dots 27$$

$$= \frac{382,54 \text{ K} + 442,28 \text{ K}}{2}$$

$$= 412,41 \text{ K}$$

Sifat fisis fluida panas (dowtherm) pada suhu t_f

$$\text{Kapasitas panas, } C_p = 1,91 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$$

$$\text{Viskositas, } \mu = 6,44 \times 10^{-4} \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{s})$$

$$\text{Rapat massa, } \rho = 961,41 \text{ kg}/\text{m}^3$$

$$\text{Koduktivitas panas, } k = 0,12 \times 10^{-4} \text{ kJ}/(\text{m} \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_o &= 1,5 \left(\frac{4 \cdot 0,11 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}}{6,44 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}} \right)^{\frac{1}{4}} \frac{1}{h} \frac{(6,44 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}})^2}{(1,91 \times 10^{-4} \frac{\text{kJ}}{\text{m} \cdot \text{s} \cdot \text{K}}) \cdot (961,41 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3}) \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \\
 &= 0,31 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

Sehingga, $h_o = h_o \text{ trial}$.

Bilangan reynold

$$\begin{aligned}
 Re_s &= \frac{D_e \times G_s}{\mu_{\text{mix}}} \dots\dots\dots 28 \\
 &= \frac{0,0185 \text{ m} \times 116,17 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}}{6,44 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}} \\
 &= 4370,29
 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan panas gabungan

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \dots\dots\dots 29 \\
 &= \frac{6,72 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \times 0,31 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}{6,72 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} + 0,31 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}} \\
 &= 0,30 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

8. Faktor Pengotoran

Berdasarkan persamaan 6.10 Kern, D. Q. (1983) halaman 107 faktor pengotor dapat dihitung sebagai berikut :

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} \dots\dots\dots 29$$

$$R_d \text{ terhitung} = \frac{0,31 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} - 0,27 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}{0,31 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \times 0,27 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}$$

$$= 0,34 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}$$

$$R_d \text{ minimum} = 0,2 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{\text{kJ}}$$

$$R_d \text{ maksimum} = 0,5 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{\text{kJ}}$$

Karena $R_d \text{ maksimum} > R_d \text{ terhitung} > R_d \text{ minimum}$, maka perancangan dapat diterima.

9. Penurunan Tekanan

a. *Tube side, fluida dingin*

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot ID_t \cdot \text{spgr}} \dots\dots\dots 31$$

Faktor Friksi

$$f = 0,0014 \frac{0,125}{Re_t^{0,32}} \dots\dots\dots 32$$

$$= 0,0014 \frac{0,125}{(2928,88)^{0,32}}$$

$$= 0,0111$$

$$G_t = 49,96 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

$$= 36839,46 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}$$

$$v_{lin} = 0,05 \frac{m}{s}$$

$$= 0,17 \frac{ft}{s}$$

$$L = 8 \text{ ft}$$

$$n = 4$$

$$ID_t = 0,0517 \text{ ft}$$

$$spgr = 0,95$$

Sehingga diperoleh :

$$\Delta P_t = \frac{0,0111 \cdot (36839,46 \frac{lb}{ft^2})^2 \cdot 8 \text{ ft} \cdot 4}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,0517 \text{ ft} \cdot 0,95}$$

$$\Delta P_t = 0,1887 \text{ psi}$$

Menghitung ΔP_r

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n \cdot v_{lin}^2 \cdot 62,5}{s \cdot 2 \cdot g \cdot 144} \dots\dots\dots 33$$

$$= \frac{4 \cdot 4 \cdot (0,17)^2 \cdot 62,5}{1,00 \cdot 2 \cdot 32,17 \frac{ft}{s^2} \cdot 144}$$

$$= 0,0034 \text{ psi}$$

Sehingga *pressure drop total pada tube side* yaitu :

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 0,1887 \text{ psi} + 0,00034 \text{ psi}$$

$$= 0,1921 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T \text{ maksimum} = 10 \text{ Psi}$$

Karena $\Delta P_T < \Delta P_t$ maksimum, maka layak digunakan.

b. Shell side, fluida panas.

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot ID_s \cdot (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot De \cdot spgr} \dots\dots\dots 34$$

Jumlah baffle

$$\begin{aligned} N+1 &= \frac{L}{B} \dots\dots\dots 35 \\ &= \frac{8 \text{ ft}}{1,1 \text{ ft}} \\ &= 7,25 \end{aligned}$$

Faktor friksi

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 \frac{0,264}{Re_s^{0,42}} \dots\dots\dots 36 \\ &= 0,0035 \frac{0,264}{(4370,29)^{0,42}} \\ &= 0,0113 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G_s &= 116,17 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \\ &= 84233,42 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}} \end{aligned}$$

$$ID_s = 13\frac{1}{4} \text{ in} = 1,10 \text{ ft}$$

$$De = 0,73 \text{ in} = 0,0608 \text{ ft}$$

$$spgr = 1,01$$

Sehingga :

$$\Delta P_s = \frac{0,0113 \cdot (84233,42 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2})^2 \cdot 1,10 \text{ ft} \cdot 7,25}{5,22 \times 10^{-10} \text{ ft} \cdot \text{hr} \cdot 0,0608 \cdot 1,01}$$

$$\Delta P_s = 0,20 \text{ psi}$$

ΔP_s maksimum = 10 Psi

$\Delta P_s < \Delta P_s$ maksimum, sehingga layak digunakan.

KESIMPULAN
RB-02

Tugas : Menguapkan sebagian cairan dari dasar menara distilasi 2 (MD-02) dari suhu 104,38°C sampai 104,43°C dengan media pemanas *dowtherm* pada suhu 180,37°C sampai 162,68°C

Jenis : *Shell and tube*

1. Ukuran alat

Susunan pipa = $\frac{3}{4}$ in pada 1 in, *triangular pitch*, BWG 16.

IDs = 13 $\frac{1}{4}$ in = 0,34 m

N *tube* = 86

Tube pass = 4

Panjang tube, L = 8 ft = 2,44 m

Luas perpindahan panas = 135,05 ft² = 12,55 m²

Beban panas total = 790700,90 kJ/jam

2. Suhu fluida dingin

Suhu masuk, $t_1 = 104,38^\circ\text{C} = 377,38\text{ K}$

Suhu keluar, $t_2 = 104,43^\circ\text{C} = 377,43\text{ K}$

3. Media pendingin

Jenis = *Dowtherm*

Suhu masuk, $T_1 = 180,37^\circ\text{C} = 453,37\text{ K}$

Suhu keluar, $T_2 = 158,19^\circ\text{C} = 431,19\text{ K}$

Massa pemanas = 18000 kg/jam

4. Koefisien Perpindahan panas

$$h_o = 0,31 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

$$h_{io} = 6,72 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

$$U_c = 0,30 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

$$U_d = 0,27 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

$$R_d = 0,34 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}/\text{kJ}$$

$$R_{d \text{ min}} = 0,20 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}/\text{kJ}$$

$$R_{d \text{ maks}} = 0,50 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}/\text{kJ}$$

$$\Delta P_s = 0,20 \text{ psi}$$

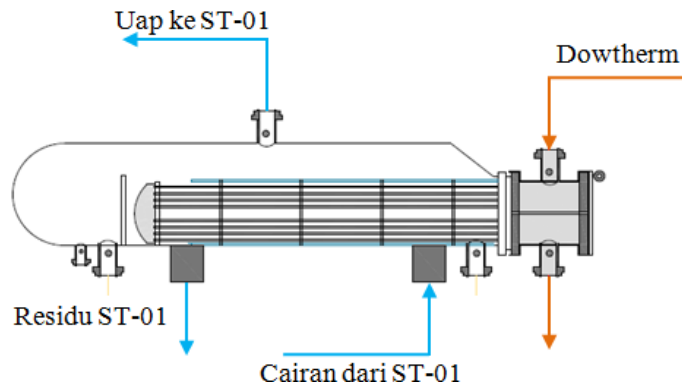
$$\Delta P_T = 0,1921 \text{ psi}$$

$$\Delta P \text{ maks.} = 10 \text{ psi}$$

REBOILER 3**(RB-03)**

Tugas : Menguapkan sebagian cairan dari dasar menara stripper (ST-01) dari suhu $193,33^{\circ}\text{C}$ sampai $194,86^{\circ}\text{C}$ dengan media pemanas *dowtherm* pada suhu $233,39^{\circ}\text{C}$ sampai $200,16^{\circ}\text{C}$

Jenis : *Shell and tube*

**Kondisi operasi**

Suhu masuk, $t_1 = 193,33^{\circ}\text{C} = 466,33 \text{ K}$

Suhu keluar, $t_2 = 194,86^{\circ}\text{C} = 467,86 \text{ K}$

Tekanan, $P = 0,18 \text{ atm} = 133,89 \text{ mmHg}$

Komposisi Fluida Dingin**Tabel 1.** Komposisi fase cair masuk reboiler (L_1)

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|--|--------|-----------------|--------------|---------------|---------------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 94,11 | 157,31 | 1,67 | 0,0305 | 0,0128 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | 228,29 | 12111,13 | 53,05 | 0,9695 | 0,9872 |
| Total | | 12268,44 | 54,72 | 1,0000 | 1,0000 |

Tabel 2. Komposisi fase cair keluar reboiler (B)

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|--|--------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| C ₆ H ₅ OH | 94,11 | 12,62 | 0,13 | 0,0020 | 0,0048 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 228,29 | 6300,51 | 27,60 | 0,9980 | 0,9952 |
| Total | | 6313,13 | 27,73 | 1,0000 | 1,0000 |

Tabel 3. Komposisi fase gas keluar reboiler (Vo)

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|--|--------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| C ₆ H ₅ OH | 94,11 | 144,69 | 1,54 | 0,0243 | 0,0570 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 228,29 | 5810,62 | 25,45 | 0,9757 | 0,9430 |
| Total | | 5955,31 | 26,99 | 1,0000 | 1,0000 |

Viskositas

$$\text{Log}_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 1$$

$$\mu = 10^{(A + B/T + C + DT^2)} \dots\dots\dots 2$$

Keterangan :

μ : Viskositas campuran [cP]

A, B, ..., D : Konstanta

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|--|---------|------------|-------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2629E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1,2831 | 1,1047E-03 | -89645E-04 | 2,3595E-07 |

Konduktivitas panas

$$k = AB^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^2} \quad (\text{untuk komponen organik}) \dots\dots\dots 3$$

$$k = A + BT + CT^2 \quad (\text{untuk komponen anorganik}) \dots\dots\dots 4$$

Keterangan :

k : Konduktivitas panas [W/m.K]

A, B, C : Konstanta

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk konduktivitas panas masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 5. Data untuk konduktivitas panas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C |
|--|---------|--------|--------|
| C ₆ H ₅ OH | -1,1489 | 0,4091 | 694,25 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1,6286 | 0,9637 | 849,00 |

Menentukan densitas campuran

$$\rho = AB^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n} \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

T_c : Temperatur kritis [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 6. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | T _c |
|--|---------|---------|---------|----------------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,33722 | 0,28100 | 0,28571 | 849,00 |

Kapasitas panas campuran

Kapasitas panas masing-masing komponen dapat dihitung dengan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \dots\dots\dots 6$$

Keterangan :

C_p : Kapasitas panas [kJ/(Kmol.K)]

A, B, ..., D : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. 1999), diketahui data kapasitas panas masing-masing komponen dengan satuan KJ/(Kmol.K) sebagai berikut :

Tabel 7. Data kapasitas panas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|---|----------|------------|-------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 38,622 | 1,0983E-00 | -2,4897E-03 | 2,2802E-06 |
| (CH ₃) ₂ C (C ₆ H ₄ OH) ₂ | -113,816 | 3,2404E-00 | -5,9001E-03 | 4,1160E-06 |

Panas Laten Penguapan

$$H_v = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 7$$

Keterangan :

H_v : Panas laten penguapan [kJ/(mol)]

A, n, T_c : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data entalpi penguapan masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 8. Data entalpi penguapan masing masing komponen

| Komponen | A | T_c (K) | n |
|---|---------|-----------|-------|
| C ₆ H ₅ OH | 77,397 | 694,24 | 0,462 |
| (CH ₃) ₂ C (C ₆ H ₄ OH) ₂ | 128,771 | 849,00 | 0,422 |

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pendingin
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan panas
5. Alat penukar panas
6. Route fluida
7. Kalor perpindahan kalor dalam tabung, selongsong, dan gabungan
8. Faktor Pengotoran
9. Penurunan Tekanan

1. Beban Panas**Beban panas untuk menaikkan suhu****Tabel 9.** Data entalpi fase cair masing-masing komponen

| Komponen | (kmol/jam) | i.Cp.dT (kJ/kmol) | n.Cp.dT (kJ/jam) |
|------------------------------------|-------------------|--------------------------|-------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 1,67 | 302,30 | 505,32 |
| C ₆ H ₅ OH | 53,05 | 667,79 | 35427,20 |
| Total | 54,72 | | 35932,52 |

Beban panas untuk penguapan**Tabel 10.** Data entalpi penguapan masing-masing komponen

| Komponen | n (kmol/jam) | Hv (kJ/kmol) | n x Hv |
|------------------------------------|---------------------|---------------------|-------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 1,54 | 37874,47 | 58228,36 |
| C ₆ H ₅ OH | 25,45 | 75367,77 | 1918323,08 |
| Total | 26,99 | | 1976551,44 |

Sehingga, $Q_T = 2012483,96 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$

2. Media pemanas

Media pemanas yang digunakan adalah *dowtherm*.

$$\text{Suhu masuk, } T_1 = 233,39^\circ\text{C} = 506,39 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar, } T_2 = 200,16^\circ\text{C} = 473,16 \text{ K}$$

$$\text{Suhu rerata, } T_{\text{avg}} = 216,77^\circ\text{C} = 489,77 \text{ K}$$

Sifat fisis *dowtherm* pada suhu rerata :

$$\text{Kapasitas panas, } C_p = 2,12 \quad \text{kJ}/(\text{kg.K})$$

$$\text{Viskositas, } \mu = 3,47 \times 10^{-4} \quad \text{kg}/(\text{m.s})$$

$$\text{Rapat massa, } \rho = 891,60 \quad \text{kg}/\text{m}^3$$

$$\text{Konduktivitas panas, } k = 0,11 \quad \text{W}/(\text{m.K})$$

Massa *dowtherm* yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} \text{Massa } \textit{dowtherm} &= \frac{Q_T}{C_p (T_2 - T_1)} \dots\dots\dots 8 \\ &= \frac{2012483,96 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{2,12 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}} (506,39 - 473,16) \text{ K}} \\ &= 35000 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

3. Beda suhu rerata

| Komponen | Suhu Atas (K) | Suhu Bawah (K) |
|------------------------------|---------------|----------------|
| Fluida panas | 506,39 | 473,16 |
| Fluida dingin | 467,86 | 466,33 |
| Δt | 38,53 | 6,83 |

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} \right)} \dots\dots\dots 9$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{38,53 \text{ K} - 6,83 \text{ K}}{\ln \left(\frac{38,53 \text{ K}}{6,83 \text{ K}} \right)}$$

$$= 18,32 \text{ K}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 21,71 \text{ K}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,04 \text{ K}$$

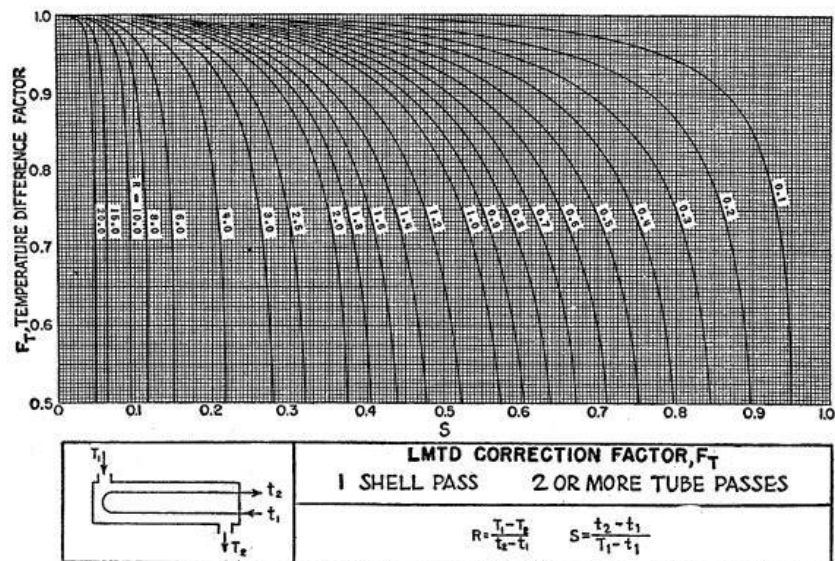


FIG. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Dari fig. 18, Kern, D. Q. (1980), halaman 828, diperoleh

$$F_T = 0,995$$

Sehingga, beda suhu rerata setelah dikoreksi :

$$\Delta T_{LMTD} = 18,23 \text{ K}$$

4. Koefisien perpindahan panas

Dari tabel 8, Kern, D. Q. (1980), halaman 840, diperoleh :

Exchangers

| Hot fluid | Cold fluid | Overall U_D |
|-------------------|-------------------|---------------|
| Water | Water | 250–500§ |
| Aqueous solutions | Aqueous solutions | 250–500§ |
| Light organics | Light organics | 40–75 |
| Medium organics | Medium organics | 20–60 |
| Heavy organics | Heavy organics | 10–40 |
| Heavy organics | Light organics | 30–60 |
| Light organics | Heavy organics | 10–40 |

Untuk *hot fluid* berupa *light organic* dan *cold fluid* berupa *heavy organic* diperoleh $U_d = 10-40 \text{ BTU}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F})$

Dipilih $U_d = 40 \text{ BTU}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F})$

$$U_d = 0,23 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

5. Alat penukar panas

Luas perpindahan kalor yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q_T}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}} \dots\dots\dots 10 \\
 &= \frac{2012483,96 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{kg}}{3600 \cdot \text{s}}}{0,23 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \cdot 18,23 \text{ K}} \\
 &= 164,65 \text{ m}^2 \\
 &= 1772,26 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena luas transfer panas $>100 \text{ ft}^2$, maka dapat digunakan *cooler* jenis *shell and tube*.

Ukuran tabung

Berdasarkan tabel 10 Kern, D.Q. (1983) halaman 843 dipilih *tube* dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{ODt} = 0,75 \text{ in} = 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{IDt} = 0,62 \text{ in} = 0,0157 \text{ m}$$

$$a_t = 0,302 \text{ in}^2 = 0,0002 \text{ m}^2$$

$$a_o = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,0598 \text{ m}^2/\text{m}$$

$$a_i = 0,1623 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,0495 \text{ m}^2/\text{m}$$

$$\text{De} = 0,73 \text{ in} = 0,0185 \text{ m}$$

Panjang tabung

Panjang tabung standar : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 805)

Dipilih panjang tabung, $L = 12 \text{ ft}$

$$L = 3,66 \text{ m}$$

Jumlah *tube*

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{L \cdot a_o} \dots\dots\dots 11 \\ &= \frac{164,65 \text{ m}^2}{3,66 \text{ m} \cdot 0,0598 \text{ m}^2/\text{m}} \\ &= 752,36 \end{aligned}$$

TABLE 9. TUBE-SHEET LAYOUTS (TUBE COUNTS).—(Continued)
Triangular Pitch

| $\frac{3}{4}$ in. OD tubes on $1\frac{1}{16}$ -in. triangular pitch | | | | | | $\frac{3}{4}$ in. OD tubes on 1-in. triangular pitch | | | | | |
|---|------|------|------|------|------|--|------|------|------|------|------|
| Shell ID, in. | 1-P | 2-P | 4-P | 6-P | 8-P | Shell ID, in. | 1-P | 2-P | 4-P | 6-P | 8-P |
| 8 | 36 | 32 | 26 | 24 | 18 | 8 | 37 | 30 | 24 | 24 | |
| 10 | 62 | 56 | 47 | 42 | 36 | 10 | 61 | 52 | 40 | 36 | |
| 12 | 109 | 98 | 86 | 82 | 78 | 12 | 92 | 82 | 76 | 74 | 70 |
| 13 $\frac{1}{4}$ | 127 | 114 | 96 | 90 | 86 | 13 $\frac{1}{4}$ | 109 | 106 | 86 | 82 | 74 |
| 15 $\frac{1}{4}$ | 170 | 160 | 140 | 136 | 128 | 15 $\frac{1}{4}$ | 151 | 138 | 122 | 118 | 110 |
| 17 $\frac{1}{4}$ | 239 | 224 | 194 | 188 | 178 | 17 $\frac{1}{4}$ | 203 | 196 | 178 | 172 | 166 |
| 19 $\frac{1}{4}$ | 301 | 282 | 252 | 244 | 234 | 19 $\frac{1}{4}$ | 262 | 250 | 226 | 216 | 210 |
| 21 $\frac{1}{4}$ | 361 | 342 | 314 | 306 | 290 | 21 $\frac{1}{4}$ | 316 | 302 | 278 | 272 | 260 |
| 23 $\frac{1}{4}$ | 442 | 420 | 386 | 378 | 364 | 23 $\frac{1}{4}$ | 384 | 376 | 352 | 342 | 328 |
| 25 | 532 | 506 | 468 | 446 | 434 | 25 | 470 | 452 | 422 | 394 | 382 |
| 27 | 637 | 602 | 550 | 536 | 524 | 27 | 559 | 534 | 488 | 474 | 464 |
| 29 | 721 | 692 | 640 | 620 | 594 | 29 | 630 | 604 | 556 | 538 | 508 |
| 31 | 847 | 822 | 766 | 722 | 720 | 31 | 745 | 728 | 678 | 666 | 640 |
| 33 | 974 | 938 | 878 | 852 | 826 | 33 | 856 | 830 | 774 | 760 | 732 |
| 35 | 1102 | 1068 | 1004 | 988 | 958 | 35 | 970 | 938 | 882 | 864 | 848 |
| 37 | 1240 | 1200 | 1144 | 1104 | 1072 | 37 | 1074 | 1044 | 1012 | 986 | 870 |
| 39 | 1377 | 1330 | 1258 | 1248 | 1212 | 39 | 1206 | 1176 | 1128 | 1100 | 1078 |

Berdasarkan tabel 9 Kern, D.Q. (1983) halaman 842 dipilih jumlah *tube* standar :

Nt = 760

Passes = 6

Pitch = 1 in

IDs = 33 in = 0,84 m = 2,75 ft

Koreksi nilai luas transfer panas

$$\begin{aligned}
 A &= L \times Nt \times ao \dots\dots\dots 12 \\
 &= 3,66 \text{ m} \times 760 \times 0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \\
 &= 166,32 \text{ m}^2 \\
 &= 1790,26 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Koreksi nilai Ud

$$\begin{aligned}
 Ud &= \frac{Q_T}{A \cdot \Delta T_{LMTD}} \dots\dots\dots 13 \\
 &= \frac{2012483,96 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{kg}}{3600 \cdot \text{s}}}{137,87 \text{ m}^2 \cdot 18,23 \text{ K}} \\
 &= 0,22 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}
 \end{aligned}$$

6. Route fluida

Fluida dingin dialirkan dalam tabung dan fluida panas dialirkan dalam selongsong.

7. Kalor perpindahan kalor dalam tabung, selongsong, dan gabungan**a. Tube side, fluida dingin**

$$\begin{aligned} at' &= \frac{\pi}{4} ID_t^2 \dots\dots\dots 14 \\ &= \frac{3,14}{4} (0,0157 \text{ m})^2 \\ &= 0,0002 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} at &= \frac{N_t \times at'}{n} \dots\dots\dots 15 \\ &= \frac{760 \times 0,0002 \text{ m}^2}{6} \\ &= 0,0247 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Fluks Massa

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{\text{Kecepatan fluida dingin}}{at} \dots\dots\dots 16 \\ &= \frac{12268,44 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{0,0247 \text{ m}^2} \\ &= 138,13 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \end{aligned}$$

Sifat fisis fluida dingin

$$t_{\text{avg}} = 467,09 \text{ K}$$

Tabel 9. Data konduktivitas panas masing-masing komponen fluida dingin

| Komponen | Kg/jam | x _F | k | x _F x k |
|------------------------------------|-----------------|----------------|------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 157,31 | 0,0128 | 0,14 | 0,0018 |
| H ₂ O | 12111,13 | 0,9872 | 0,14 | 0,1358 |
| Total | 12268,44 | 1,0000 | | 0,1376 |

Sehingga $k = 0,1376 \frac{W}{m.K}$

$$k = 1,38 \times 10^{-4} \frac{kJ}{m.s.K}$$

Tabel 10. Data viskositas masing-masing komponen fluida dingin

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|------------------------------------|-----------------|----------------|------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 157,31 | 0,0128 | 0,34 | 0,0043 |
| H ₂ O | 12111,13 | 0,9872 | 5,18 | 5,1180 |
| Total | 12268,44 | 1,0000 | | 5,1223 |

Sehingga $\mu = 5,1223 \text{ cP}$

$$\mu = 5,12 \times 10^{-3} \frac{kg}{m.s}$$

Tabel 11. Data densitas masing-masing komponen fluida dingin

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|------------------------------------|-----------------|----------------|--------|--------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 157,31 | 0,0128 | 0,9159 | 0,0117 |
| H ₂ O | 12111,13 | 0,9872 | 0,9262 | 0,9143 |
| Total | 12268,44 | 1,0000 | | 0,9260 |

Sehingga $\rho = 0,9260 \frac{kg}{liter}$

$$\rho = 926 \frac{kg}{m^3}$$

Tabel 12. Data kapasitas panas masing-masing komponen fluida dingin

| Komponen | Kg/jam | x _F | C _p | x _F x C _p |
|--|-----------------|----------------|----------------|---------------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 157,31 | 0,0128 | 2,00 | 0,0040 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 12111,13 | 0,9872 | 2,33 | 2,3225 |
| Total | 12268,44 | 1,0000 | | 2,3295 |

$$\text{Sehingga } C_p = 2,33 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$$

Kecepatan linear

$$v_{\text{lin}} = \frac{G_t}{\rho} \dots\dots\dots 17$$

$$= \frac{138,13 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{926 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0,15 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Bilangan reynold

$$Re_t = \frac{ID_t \times G_t}{\mu_{\text{mix}}} \dots\dots\dots 18$$

$$= \frac{0,0157 \text{ m} \times 138,13 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{5,12 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}}$$

$$= 424,66$$

Koefisien Transfer panas (h_i)

$$h_i = \frac{4,2 (1,35 + 0,02 t_{\text{avg}}) v_{\text{lin}}^{0,8}}{ID_t^{0,2}} \dots\dots\dots 19$$

$$= \frac{4,2 (1,35 + 0,02 \cdot 467,09 \text{ K}) (0,15 \frac{\text{m}}{\text{s}})^{0,8}}{(0,0157 \text{ m})^{0,2}}$$

$$h_i = 22,49 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \frac{ID_t}{OD_t} \dots\dots\dots 20 \\ &= 22,49 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \left(\frac{0,0157 \text{ m}}{0,0191 \text{ m}} \right) \\ &= 18,58 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \end{aligned}$$

b. Shell side, fluida panas (dowtherm)

Luas aliran

$$a_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{Pt} \dots\dots\dots 21$$

Keterangan :

a_s : Luas aliran (m^2)

ID_s : Diameter dalam *shell* (m)

C' : *Clearance* (m)

B : *Baffle spacing* (m)

Pt : *Tube pitch* (m)

Jarak antar *baffle* berkisar antara $ID_s/5 - ID_s$.

Dipilih : $B = ID_s$

$B = 33 \text{ in}$

$= 0,84 \text{ m}$

$P = 1 \text{ in}$

$= 0,0254 \text{ m}$

Clearance

$$C' = Pt - ID_t \dots\dots\dots 22$$

$$C' = 0,0254 \text{ m} - 0,0157 \text{ m}$$

$$= 0,0097 \text{ m}$$

Sehingga luas area *shell* dapat dihitung sebagai berikut :

$$a_s = \frac{0,84 \text{ m} \cdot 0,84 \text{ m} \cdot 0,0097 \text{ m}}{0,0254 \text{ m}}$$

$$= 0,2670 \text{ m}^2$$

Fluks Massa

$$G_s = \frac{\text{Kecepatan fluida panas}}{a_s} \dots\dots\dots 23$$

$$= \frac{35000 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{0,2670 \text{ m}^2}$$

$$= 36,42 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

Beban Massa

$$G_s'' = \frac{m}{L \cdot Nt^{\frac{2}{3}}} \dots\dots\dots 24$$

$$= \frac{35000 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot \frac{\text{jam}}{3600 \cdot \text{s}}}{3,66 \text{ m} \cdot (760)^{\frac{2}{3}}}$$

$$= 0,03 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}$$

Koefisien Transfer panas (hi)

$$h_o = 1,5 \left(\frac{4 \cdot G''}{\mu_f} \right)^{-\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu_f^2}{k_{f3} \cdot \rho_f^2 \cdot g} \right)^{-\frac{1}{3}} \dots\dots\dots 25$$

Sifat fisis dievaluasi pada suhu t_f dan dicari dengan cara iterasi h_o .

Dicoba, $h_o = 0,25$

$T_{avg} = 489,77 \text{ K}$

$t_{avg} = 467,09 \text{ K}$

$$t_w = t_{avg} + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_{avg} + t_{avg}) \dots\dots\dots 26$$

$$= 467,09 \text{ K} + \frac{0,25 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}{18,58 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} + 0,25 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}} (489,77 \text{ K} + 467,09 \text{ K})$$

$$= 468,14 \text{ K}$$

$$t_f = \frac{t_w + T_{avg}}{2} \dots\dots\dots 27$$

$$= \frac{468,14 + 489,77 \text{ K}}{2}$$

$$= 478,96 \text{ K}$$

Sifat fisis fluida panas (*dowtherm*) pada suhu t_f

Kapasitas panas, $C_p = 2,10 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$

Viskositas, $\mu = 3,78 \times 10^{-4} \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{s})$

Rapat massa, $\rho = 901,60 \text{ kg}/\text{m}^3$

Koduktivitas panas, $k = 1,09 \times 10^{-4} \text{ kJ}/(\text{m} \cdot \text{s} \cdot \text{K})$

Sehingga :

$$h_o = 1,5 \left(\frac{4 \cdot 0,03 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}}{3,78 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}} \right)^{\frac{1}{4}} \frac{1}{h} \frac{(3,78 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}})^2}{(1,09 \times 10^{-4} \frac{\text{kJ}}{\text{m} \cdot \text{s} \cdot \text{K}}) \cdot (901,60 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}) \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$= 0,25 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}$$

Sehingga, $h_o = h_o \text{ trial}$.

Bilangan reynold

$$\begin{aligned} Re_s &= \frac{De \times G_s}{\mu_{\text{mix}}} \dots\dots\dots 28 \\ &= \frac{0,0185 \text{ m} \times 36,42 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}}{3,78 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}} \\ &= 1948,96 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan panas gabungan

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{i0} \cdot h_o}{h_{i0} + h_o} \dots\dots\dots 29 \\ &= \frac{18,58 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \times 0,25 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}{18,58 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} + 0,25 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}} \\ &= 0,25 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \end{aligned}$$

8. Faktor Pengotoran

Berdasarkan persamaan 6.10 Kern, D. Q. (1983) halaman 107 faktor pengotor dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} Rd &= \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} \dots\dots\dots 29 \\ Rd \text{ terhitung} &= \frac{0,25 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} - 0,22 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}{0,25 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \times 0,22 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}} \\ &= 0,38 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \\ Rd \text{ minimum} &= 0,2 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{\text{kJ}} \end{aligned}$$

$$Rd \text{ maksimum} = 0,5 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{\text{kJ}}$$

Karena $Rd \text{ maksimum} > Rd \text{ terhitung} > Rd \text{ minimum}$, maka perancangan dapat diterima.

9. Penurunan Tekanan

a. *Tube side, fluida dingin*

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot ID_t \cdot \text{spgr}} \dots\dots\dots 31$$

Faktor Friksi

$$f = 0,0014 \frac{0,125}{Re_t^{0,32}} \dots\dots\dots 32$$

$$= 0,0014 \frac{0,125}{(424,66)^{0,32}}$$

$$= 0,0194$$

$$Gt = 138,13 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

$$= 101847,44 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}$$

$$v_{lin} = 0,15 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$= 0,49 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$n = 6$$

$$ID_t = 0,0517 \text{ ft}$$

$$\text{spgr} = 1,09$$

Sehingga diperoleh :

$$\Delta P_t = \frac{0,0194 \cdot (101847,44 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2})^2 \cdot 12 \text{ ft} \cdot 6}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,0517 \text{ ft} \cdot 1,09}$$

$$= 4,96 \text{ psi}$$

Menghitung ΔP_r

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n \cdot v_{\text{lin}}^2 \cdot 62,5}{s \cdot 2 \cdot g \cdot 144} \dots\dots\dots 33$$

$$= \frac{4 \cdot 6 \cdot (0,49)^2 \cdot 62,5}{1,00 \cdot 2 \cdot 32,17 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2} \cdot 144}$$

$$= 0,04 \text{ psi}$$

Sehingga *pressure drop total pada tube side* yaitu :

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 4,96 \text{ psi} + 0,003 \text{ psi}$$

$$= 4,93 \text{ psi}$$

ΔP_T maksimum = 10 Psi

Karena $\Delta P_T < \Delta P_t$ maksimum, maka layak digunakan.

b. Shell side, fluida panas.

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot I D_s \cdot (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot \text{spgr}} \dots\dots\dots 34$$

Jumlah baffle

$$N+1 = \frac{L}{B} \dots\dots\dots 35$$

$$N+1 = \frac{12 \text{ ft}}{2,75 \text{ ft}}$$

$$= 4,36$$

Faktor friksi

$$f = 0,0035 \frac{0,264}{\text{Re}_s^{0,42}} \dots\dots\dots 36$$

$$= 0,0035 \frac{0,264}{(1948,96)^{0,42}}$$

$$= 0,0145$$

$$G_s = 36,42 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

$$= 26404,81 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}$$

$$ID_s = 33 \text{ in} = 2,75 \text{ ft}$$

$$De = 0,73 \text{ in} = 0,0608 \text{ ft}$$

$$\text{spgr} = 1,05$$

Sehingga :

$$\Delta P_s = \frac{0,0145 \cdot (26404,81 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr}})^2 \cdot 2,75 \text{ ft} \cdot 4,36}{5,22 \times 10^{-10} \cdot 0,0608 \cdot 1,05}$$

$$= 0,04 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s \text{ maksimum} = 10 \text{ Psi}$$

$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ maksimum}$, sehingga layak digunakan.

KESIMPULAN**RB-03**

Tugas : Menguapkan sebagian cairan dari dasar menara stripper (ST-01) dari suhu 193,33°C sampai 194,86°C dengan media pemanas *dowtherm* pada suhu 233,39°C sampai 200,16°C

Jenis : *Shell and tube*

1. Ukuran alat

Susunan pipa = $\frac{3}{4}$ in pada 1 in, *triangular pitch*, BWG 16.

IDs = 33 in = 2,75 m

N *tube* = 760

Tube pass = 1

Panjang tube, L = 12 ft = 3,67 m

Luas perpindahan panas = 1790,26 ft² = 166,32 m²

Beban panas total = 2012483,96 kJ/jam

2. Suhu fluida dingin

Suhu masuk, $t_1 = 193,33^\circ\text{C} = 466,33 \text{ K}$

Suhu keluar, $t_2 = 194,86^\circ\text{C} = 467,86 \text{ K}$

3. Media pendingin

Jenis = *Dowtherm*

Suhu masuk, $T_1 = 233,39^\circ\text{C} = 506,39 \text{ K}$

Suhu keluar, $T_2 = 200,16^\circ\text{C} = 473,16 \text{ K}$

Massa pemanas = 35000 kg/jam

4. Koefisien Perpindahan panas

$$h_o = 0,25 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

$$h_{io} = 18,58 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

$$U_c = 0,25 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

$$U_d = 0,22 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

$$R_d = 0,38 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}/\text{kJ}$$

$$R_{d \text{ min}} = 0,20 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}/\text{kJ}$$

$$R_{d \text{ maks}} = 0,50 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}/\text{kJ}$$

$$\Delta P_s = 0,04 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = 4,99 \text{ psi}$$

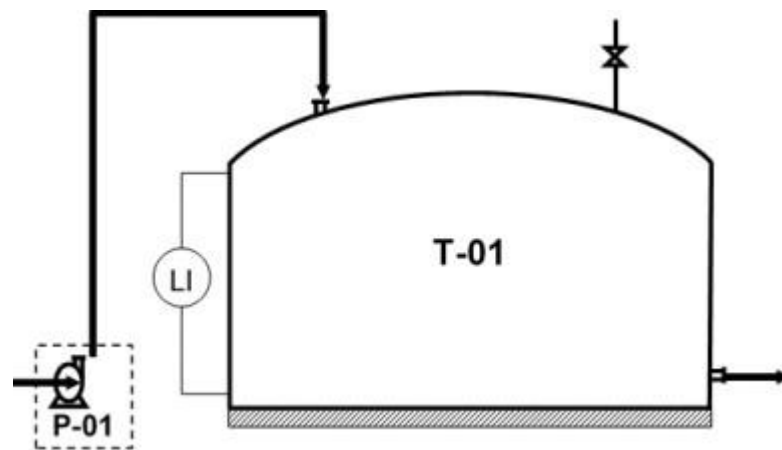
$$\Delta P \text{ maks.} = 10 \text{ psi}$$

TANGKI PENYIMPAN
T-01

Tugas : Menyimpan bahan baku $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm

Jenis : Tangki silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal

Sketsa :



Gambar 1. Tangki penyimpanan bahan baku $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$

Kondisi operasi

Suhu, $T = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$

Tekanan, $P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$

Komposisi Umpan

Tabel 1. Komposisi umpan tangki

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|----------------------------|-------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 58,08 | 1604,13 | 27,62 | 0,9970 | 0,9904 |
| H_2O | 18,01 | 4,83 | 0,27 | 0,0030 | 0,0096 |
| Total | | 1608,96 | 27,89 | 1,0000 | 1,0000 |

1. Tekanan uap

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine. Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data Konstanta Antoine masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|------------------------------------|---------|-------------|---------|------------|------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 28,5884 | -2,4690E+03 | -7,3510 | 2,8025E-10 | 2,7361E-06 |
| H ₂ O | 29,8605 | -3,1522E+03 | -7,3037 | 2,4247E-09 | 1,8090E-06 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \text{Log}_{10} T + DT + ET^2 \dots\dots\dots 1$$

$$P_i = 10^{(A+B/T+C \text{Log}_{10} T+DT+ET^2)} \dots\dots\dots 2$$

Dengan :

P_i : Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B, ..., E : Konstanta Antoine

T : Temperatur [K]

Nilai tekanan uap

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 56,55^\circ\text{C} = 329,55 \text{ K}$$

Tabel 3. Kondisi operasi campuran

| Komponen | Mol | x _F | P _i | K = P _i /P | y = x.k |
|------------------------------------|--------------|----------------|----------------|-----------------------|---------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 27,62 | 0,9904 | 766,15 | 1,01 | 0,9984 |
| H ₂ O | 0,27 | 0,0096 | 126,39 | 0,17 | 0,0016 |
| Total | 27,89 | 1,0000 | | | 1,0000 |

Dengan demikian, dapat disimpulkan bahwa penyimpanan pada suhu 30°C dapat dilakukan dan tekanan 1 atm masih dalam keadaan cair.

2. Densitas cairan

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|------------------------------------|---------|---------|---------|--------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,27728 | 0,25760 | 0,29903 | 508.20 |
| H ₂ O | 0,34710 | 0,27400 | 0,28571 | 647,13 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 3$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n: Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis [K]

Tabel 5. Data densitas masing-masing komponen

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|------------------------------------|----------------|----------------|--------|-------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 1604,13 | 0,9970 | 0,7799 | 0,7776 |
| H ₂ O | 4,83 | 0,0030 | 1,0230 | 0,0031 |
| Total | 1608,96 | 1,0000 | | 0,7807 |

$$\text{Sehingga } \rho = 0,7807 \frac{\text{kg}}{\text{liter}}$$

$$\rho = 780,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

3. Volume tangki

Laju alir volumetrik

$$q = \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \dots\dots\dots 4$$

$$= \frac{1608,96 \text{ Kg/jam}}{780,70 \text{ Kg/m}^3}$$

$$= 2,06 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Waktu tinggal di tangki penyimpanan dirancang selama 30 hari, atau :

$$t = 30 \text{ hari} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}}$$

$$= 720 \text{ jam}$$

Sehingga volume akumulator dapat dihitung sebagai berikut :

$$V_{\text{cairan}} = q \times t \dots\dots\dots 5$$

$$= 2,06 \text{ m}^3/\text{jam} \times 720 \text{ jam}$$

$$= 1483,94 \text{ m}^3$$

Volume evaporator dirancang 20% lebih dari volume cairan untuk keamanan, sehingga :

$$V = 120\% \times V_{\text{cairan}} \dots\dots\dots 4$$

$$= 120\% \times 1483,94 \text{ m}^3$$

$$= 1780,72 \text{ m}^3$$

$$= 62885,62 \text{ ft}^3$$

$$= 11200,41 \text{ bbl}$$

4. Dimensi Tangki

Berdasarkan *Appendix E item 1*, Brownel and Young, 1959 diambil pada volume standar tangki :

$$\text{Volume tangki} = 11900 \text{ bbl}$$

$$= 1891,95 \text{ m}^3$$

Dengan :

$$\text{Diameter} = 45 \text{ ft} = 540 \text{ in} = 13,72 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 42 \text{ ft} = 504 \text{ in} = 12,80 \text{ m}$$

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses Recommended by API Standard 12 C

(Courtesy of American Petroleum Institute)

| 1 Tank Diameter (ft) | 2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl) | 3 Tank Height (ft) | | | | | | | | |
|-------------------------------|--|-------------------------------------|---------|---------|---------|---------|---------|----------|----------|----------|
| | | 4 12 | 5 18 | 6 24 | 7 30 | 8 36 | 9 42 | 10 48 | 11 54 | 12 60 |
| | | Number of Courses in Completed Tank | | | | | | | | |
| 10 | 14.0 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| 15 | 31.5 | 170 | 250 | 335 | 420 | 505 | ... | ... | ... | ... |
| 20 | 56.0 | 380 | 565 | 755 | 945 | 1,130 | ... | ... | ... | ... |
| 25 | 87.4 | 670 | 1,010 | 1,340 | 1,680 | 2,010 | 2,350 | 2,690 | ... | ... |
| 30 | 126 | 1,050 | 1,570 | 2,100 | 2,620 | 3,150 | 3,670 | 4,200 | 4,720 | 5,250 |
| 35 | 171 | 1,510 | 2,270 | 3,020 | 3,780 | 4,530 | 5,290 | 6,040 | 6,800 | 7,550 |
| 40 | 224 | 2,060 | 3,080 | 4,110 | 5,140 | 6,170 | 7,200 | 8,230 | 9,250 | 10,280 |
| 45 | 283 | 2,690 | 4,030 | 5,370 | 6,710 | 8,060 | 9,400 | 10,740 | 12,090 | 13,430 |
| 50 | 350 | 3,400 | 5,100 | 6,800 | 8,500 | 10,200 | 11,900 | 13,600 | 15,300 | 17,000 |
| 60 | 504 | 4,200 | 6,290 | 8,390 | 10,490 | 12,590 | 14,690 | 16,790 | 18,880 | 20,980 |
| 70 | 685 | 6,030 | 9,060 | 12,909 | 15,110 | 18,130 | 21,150 | 24,170 | 27,190 | 30,220 |
| 80 | 895 | 8,230 | 12,340 | 16,450 | 20,560 | 24,680 | 28,790 | 32,900 | 37,010 | 41,130 |
| 90 | 1,133 | 10,740 | 16,120 | 21,490 | 26,860 | 32,230 | 37,600 | 42,970 | 48,350 | 53,720 |
| 100 | 1,399 | 13,600 | 20,390 | 27,190 | 33,990 | 40,790 | 47,590 | 54,380 | 61,180 | 67,980 |
| 120 | 2,014 | 16,790 | 25,180 | 33,570 | 41,970 | 50,360 | 58,750 | 67,140 | 75,540 | 83,930 |
| 140 | 2,742 | ... | 36,260 | 48,340 | 60,430 | 72,510 | 84,600 | 96,690 | 108,800 | 120,900 |
| 160 | 3,581 | ... | 49,350 | 65,800 | 82,250 | 98,700 | 115,100 | 131,600 | 148,000 | 164,500 |
| 180 | 4,532 | ... | ... | ... | 107,400 | 128,900 | 150,400 | 171,900 | 193,400 | 214,900 |
| 200 | 5,595 | ... | ... | ... | 136,000 | 163,200 | 190,400 | 217,500 | 244,800 | 254,300 |
| 220 | 6,770 | ... | ... | ... | 167,900 | 201,400 | 235,000 | 268,600 | 284,500 | D = 174 |
| | | | | | 203,100 | 243,700 | 284,400 | 322,300 | D = 194 | |

The approximate capacities shown are based on the formula:
 Capacity (42-gal bbl) = 0.14D³H, where D = listed tank diameter and H = listed tank height.
 Capacities and diameters below the heavy lines (cols. 9-11) are maximum for the tank heights shown, on the basis of the 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

346

5. Tebal dinding

Tebal dinding tangki penyimpanan dihitung dengan persamaan berikut :

$$t_s = \frac{\rho \cdot (H - 1) \cdot D}{24 \cdot f \cdot E} + C \dots\dots\dots 6$$

t_s = Tebal dinding tangki [in]

ρ = Rapat massa cairan [lb/ft³]

H = Tinggi tangki [ft]

D = Diameter tangki [ft]

f = Allowable stress [psi]

C = Faktor korosi [in]

E = Efisiensi sambungan

Berdasarkan Brownell dan Young (1959), halaman 253, bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel 283 Grade C* dengan alasan:

1. Tangki tidak mengandung cairan yang mematkan.
2. Suhu operasinya adalah -20 – 650°F.
3. Tebal *plate*-nya tidak lebih dari 5/8 in.

$$\rho = 780,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$= 48,74 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$D = 45 \text{ ft}$$

$$H = 42 \text{ ft}$$

$$f = 12650 \text{ psi} \quad [\text{Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251}]$$

$$E = 0,8 \quad [\text{Tabel 13.2 Brownell dan Young (1959), hal. 254}]$$

$$C = 0,125 \text{ in} \quad [\text{Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), hal. 985}]$$

Sehingga tebal dinding menara :

$$t_s = \frac{48,74 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \cdot (42\text{ft} - 1) \cdot 45 \text{ ft}}{24 \cdot 12650 \text{ psi} \cdot 0,85} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,4734 \text{ in}$$

Lebar plat yang dipakai yaitu ukuran standar 6 ft, sehingga untuk ketinggian yang berbeda maka tebal plat yang digunakan juga berbeda

| Plat ke- | H (ft) | t_s (in) |
|----------|--------|------------|
| 1 | 42 | 0,4734 |
| 2 | 36 | 0,4224 |
| 3 | 30 | 0,3715 |
| 4 | 24 | 0,3025 |
| 5 | 18 | 0,2695 |
| 6 | 12 | 0,2185 |
| 7 | 6 | 0,1875 |
| 8 | 0 | 0,1875 |

6. Tebal Head

Tebal *head* dihitung dengan persamaan 13.46 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 990 :

$$t_h = \frac{P_v \cdot D}{2 \cdot f \cdot E - 0,1 P_v} + C \dots\dots\dots 7$$

t_h = Tebal *head*

P_v = Tekanan perancangan

$$= 120\% \times P_{\text{operasi}} \dots\dots\dots 8$$

$$= 120\% \times 1 \text{ atm} \times \frac{14,6959 \text{ psi}}{\text{atm}}$$

$$= 17,64 \text{ psi}$$

D = Diameter tangki

$$= 540 \text{ in}$$

f = *allowable stress*

$$= 12650 \text{ psi} \quad [\text{Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251}]$$

E = efisiensi sambungan

$$= 0,85 \quad [\text{Towler dan Sinnott (2008), hal.991}]$$

C = faktor korosi

$$= 0,125 \text{ in} \quad [\text{Towler dan Sinnott (2008), hal.985}]$$

Sehingga tebal *head* :

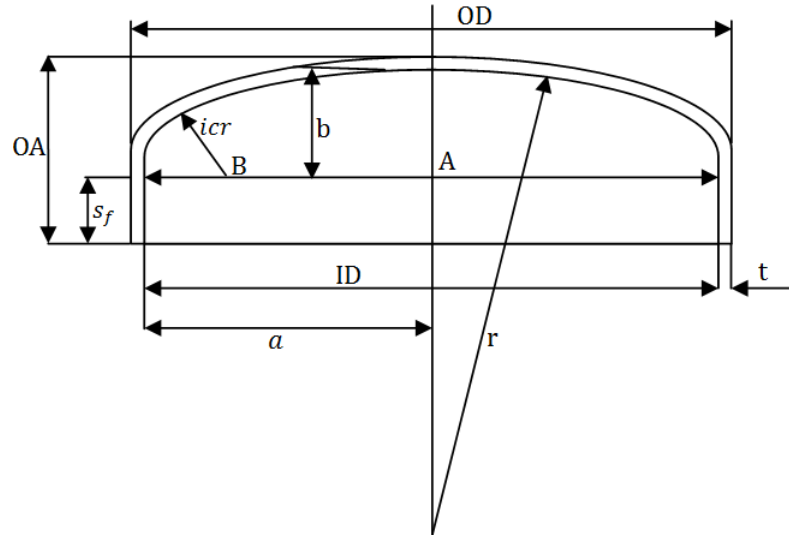
$$t_h = \frac{17,64 \text{ psi} \cdot 540 \text{ in}}{2 \cdot 12650 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 17,64 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,5680 \text{ in}$$

Dipilih tebal *head* standar = 5/8 in = 0,625 in

$$= 0,0159 \text{ m}$$

7. Tinggi Head



Gambar 2. Design Head

t_h = Tebal head [m]

icr = Jari-jari sudut internal [m]

s_f = Flange lurus [m]

r = Jari-jari kelengkungan [m]

OA = Tinggi penutup [m]

Tinggi tutup reaktor dihitung dengan :

$$OA = s_f + b + t_h \dots\dots\dots 9$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \dots\dots\dots 10$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr \dots\dots\dots 11$$

$$BC = r - icr \dots\dots\dots 12$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) halaman 88, diperoleh nilai s_f pada t_h standar 3/16 yaitu berkisar antara 1½ - 4.

Dipilih $s_f = 3,5 \text{ in} = 0,09 \text{ m}$

Diketahui

$r = 540 \text{ in} = 13,72 \text{ m}$

$$i_{cr} = 1,88 \text{ in} = 0,05 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh :

$$AB = \left(\frac{13,72}{2} - 0,05 \right) \text{ m} = 6,81 \text{ m}$$

$$BC = (13,72 - 0,05) \text{ m} = 13,67 \text{ m}$$

$$b = 13,72 \text{ m} - \sqrt{(13,67 \text{ m})^2 - (6,81 \text{ m})^2}$$
$$= 1,87 \text{ m}$$

Sehingga tinggi *head* :

$$OA = 0,09 \text{ m} + 1,87 \text{ m} + 0,0159 \text{ m}$$
$$= 1,97 \text{ m}$$

8. Tinggi Total

$$H_T = H \text{ tangki} + H \text{ head} \dots\dots\dots 13$$
$$= 12,80 + 1,97 \text{ m}$$
$$= 14,77$$

KESIMPULAN**T-01**

Tugas : Menyimpan bahan baku $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm

Jenis : Tangki silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal

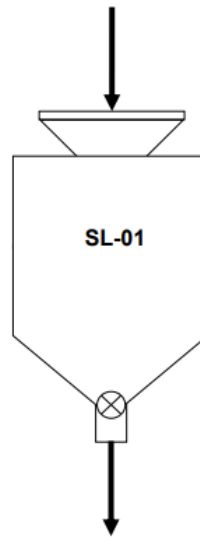
| | |
|---------------------------|--|
| Tekanan | = 1 atm |
| Suhu | = 30°C |
| Bahan | = <i>Carbon steel SA 283 grade C</i> |
| Volume cairan | = $1483,94 \text{ m}^3$ |
| Volume tangki | = 11900 bbl = $1891,95 \text{ m}^3$ |
| Diameter tangki | = 45 ft = 13,72 m |
| Tinggi tangki | = 42 ft = 12,80 m |
| Tinggi head | = 1,97 m |
| Tinggi total | = 14,77 m |
| Tebal tangki bagian bawah | = 0,4734 in = 0,0120 m |
| Tebal head | = 0,625 in = 0,0159 m |
| Waktu tinggal | = 30 hari |

SILO 1**SL-01**

Tugas : Menyimpan bahan baku C_6H_5OH pada suhu $30^\circ C$ dan tekanan 1 atm

Jenis : Silinder tegak dengan bagian bawah konis dan bagian atas tertutup

Sketsa :



Gambar 1. Silo penyimpan bahan baku C_6H_5OH

Kondisi operasi

Suhu, $T = 30^\circ C = 303 K$

Tekanan, $P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$

Komposisi Umpan

Tabel 1. Komposisi umpan akumulator

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|------------------|-----------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| C_6H_5OH | 94,11 | 5209,02 | 55,35 | 0,9990 | 0,9948 |
| H_2O | 18,01 | 5,21 | 0,29 | 0,0010 | 0,0052 |
| Total | | 5214,23 | 55,64 | 1,0000 | 1,0000 |

1. Tekanan uap

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine. Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data Konstanta Antoine masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|----------------------------------|---------|-------------|---------|------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 23,5332 | -3,4961E+03 | -4,8990 | 1,2160E-04 | 9,6537E-13 |
| H ₂ O | 29,8605 | -3,1522E+03 | -7,3037 | 2,4247E-09 | 1,8090E-06 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \text{Log}_{10} T + DT + ET^2 \dots\dots\dots 1$$

$$P_i = 10^{(A+B/T+C \text{Log}_{10} T+DT+ET^2)} \dots\dots\dots 2$$

Dengan :

P_i : Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B, ..., E : Konstanta Antoine

T : Temperatur [K]

Nilai tekanan uap

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 180,14^\circ\text{C} = 329,55 \text{ K}$$

Tabel 3. Kondisi operasi campuran

| Komponen | Mol | x_F | P_i | $K = P_i/P$ | $y = x.k$ |
|------------------------------------|--------------|---------------|---------|-------------|---------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 55,35 | 0,9948 | 724,72 | 0,95 | 0,9486 |
| H ₂ O | 0,29 | 0,0052 | 7504,17 | 9,87 | 0,0514 |
| Total | 55,64 | 1,0000 | | | 1,0000 |

Dengan demikian, dapat disimpulkan bahwa penyimpanan pada suhu 30°C dapat dilakukan dan tekanan 1 atm masih dalam keadaan cair.

2. Densitas padatan

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4 Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|----------------------------------|---------|---------|---------|--------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| H ₂ O | 0,34710 | 0,27400 | 0,28571 | 647,13 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 3$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n: Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis [K]

Tabel 5. Data densitas masing-masing komponen

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|----------------------------------|----------------|----------------|--------|-------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 5209,02 | 0,9990 | 1,0655 | 1,0644 |
| H ₂ O | 5,21 | 0,0010 | 1,0203 | 0,0010 |
| Total | 5214,23 | 1,0000 | | 1,0654 |

$$\text{Sehingga } \rho = 1,0654 \frac{\text{kg}}{\text{liter}}$$

$$\rho = 1065,40 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

3. Volume silo

Laju alir volumetrik

$$q = \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \dots\dots\dots 4$$

$$= \frac{5214,23 \text{ Kg/jam}}{1065,40 \text{ Kg/m}^3}$$

$$= 4,89 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Waktu tinggal di tangki penyimpanan dirancang selama 9 hari, atau :

$$t = 9 \text{ hari} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}}$$

$$= 216 \text{ jam}$$

Sehingga volume akumulator dapat dihitung sebagai berikut :

$$V_{\text{padatan}} = q \times t \dots\dots\dots 5$$

$$= 4,96 \text{ m}^3/\text{jam} \times 216 \text{ jam}$$

$$= 1057,09 \text{ m}^3$$

Volume evaporator dirancang 20% lebih dari volume cairan untuk keamanan, sehingga :

$$V = 120\% \times V_{\text{padatan}} \dots\dots\dots 6$$

$$= 120\% \times 1057,09 \text{ m}^3$$

$$= 1268,51 \text{ m}^3$$

$$= 44797,03 \text{ ft}^3$$

4. Dimensi Silo

Karena tangki berukuran besar, maka dipilih $H = 4 D$

Volume silinder

$$V_s = \frac{\pi}{4} D^2 H \dots\dots\dots 7$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 4.D$$

$$= \pi \cdot D^3$$

Volume konis

$$V_k = \frac{\pi}{12} \cdot D^2 \cdot H_k \dots\dots\dots 8$$

Sudut konis = 45°

$$\begin{aligned}
 H_k &= 0,5 \cdot D \cdot \tan 45^\circ \dots\dots\dots 9 \\
 &= 0,5 \cdot D \cdot 1 \\
 &= 0,5 \cdot D
 \end{aligned}$$

Sehingga volume konis :

$$\begin{aligned}
 V_k &= \pi \cdot D^2 \cdot 0,5 \cdot D \\
 &= \frac{\pi}{12} \cdot 0,8660 D^3
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 V_T &= V_s + V_k \dots\dots\dots 10 \\
 1268,51 \text{ m}^3 &= \pi \cdot D^3 + \frac{\pi}{12} \cdot 0,5 D^3 \\
 1268,51 \text{ m}^3 &= 3,27 D^3 \\
 D^3 &= 387,63 \text{ m}^3 \\
 D &= 7,29 \text{ m}^3 \\
 H &= 29,17 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

5. Tebal dinding

Tebal dinding akumulator dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell and Young (1959), halaman 254 :

$$t = \frac{r_i \cdot P_v}{f \cdot E - 0,6 P_v} + C \dots\dots\dots 11$$

| | | |
|-------|---|-------|
| t_s | = Tebal dinding menara | [in] |
| r_i | = Jari-jari dalam menara | [in] |
| P_v | = Tekanan perancangan menurut alat ukur | [psi] |
| f | = <i>Allowable stress</i> | [psi] |
| E | = Efisiensi sambungan | |
| C | = Faktor korosi | [in] |

Berdasarkan Brownell dan Young (1959), halaman 253, bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel 283 Grade C* dengan alasan:

1. Tangki tidak mengandung cairan yang mematkan.
2. Suhu operasinya adalah $-20 - 650^{\circ}\text{F}$.
3. Tebal *plate*-nya tidak lebih dari $5/8$ in.

Tekanan perancangan :

$$P_v = 120\% \times P_{\text{operasi}} \dots\dots\dots 12$$

$$= 120\% \times 1 \text{ atm} \times \frac{14,6959 \text{ psi}}{\text{atm}}$$

$$= 17,64 \text{ psi}$$

$$r_i = 7,29 \text{ m}$$

$$= 143,53 \text{ in}$$

$$f = 12650 \text{ psi} \quad [\text{Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251}]$$

$$E = 0,85 \quad [\text{Tabel 13.2 Brownell dan Young (1959), hal. 254}]$$

$$C = 0,125 \text{ in} \quad [\text{Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), hal. 985}]$$

Sehingga tebal dinding menara :

$$t_s = \frac{143,53 \text{ in} \times 17,64 \text{ psi}}{12650 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 17,64 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,3606 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal dinding standar} = 3/8 \text{ in} = 0,375 \text{ in}$$

$$= 0,0100 \text{ m}$$

6. Tebal *Head*

Tebal *head* dihitung dengan persamaan 13.46 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 990 :

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P_v \cdot R_c}{f \cdot E - 0,1 P_v} + C \dots\dots\dots 13$$

Keterangan :

$$t_h = \text{Tebal head}$$

P_v = Tekanan

$$= 17,64$$

R_c = *Crown Radius*

$$= 287,06 \text{ in}$$

f = *allowable stress*

$$= 12650 \text{ psi} \quad [\text{Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251}]$$

E = efisiensi sambungan

$$= 1,00 \quad [\text{Towler dan Sinnott (2008), hal.991}]$$

C = faktor korosi

$$= 0,125 \text{ in} \quad [\text{Towler dan Sinnott (2008), hal.985}]$$

Sehingga tebal *head* :

$$t_h = \frac{0,885 \times 17,64 \text{ psi} \times 287,06 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 1 - 0,1 \times 17,64 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,4792 \text{ in}$$

Dipilih tebal *head* standar = $\frac{1}{2} \text{ in} = 0,5 \text{ in}$

$$= 0,0127 \text{ m}$$

7. Dimensi Konis

Tinggi konis

$$H_k = 0,5 \cdot D \cdot \tan 45^\circ$$

$$= 0,5 \cdot 7,29 \text{ m} \cdot 1$$

$$= 3,65 \text{ m}$$

Tebal konis

$$t_c = \frac{P_v \cdot D}{2 \cdot \cos \alpha (f \cdot E - 0,6 \cdot P_v)} + C \dots \dots \dots 14$$

Keterangan :

T_c = Tebal konis

P_v = Tekanan perancangan

$$= 17,64$$

D = diameter silo

$$= 287,06 \text{ in}$$

f = *allowable stress*

$$= 12650 \text{ psi} \quad [\text{Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251}]$$

E = efisiensi sambungan

$$= 10,85 \quad [\text{Towler dan Sinnott (2008), hal.991}]$$

C = faktor korosi

$$= 0,125 \text{ in} \quad [\text{Towler dan Sinnott (2008), hal.985}]$$

Sehingga tebal *head* :

$$t_c = \frac{17,64 \text{ psi} \cdot 287,06 \text{ in}}{2 \cdot \cos 45^\circ (12650 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 17,64 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,4582 \text{ in}$$

Dipilih tebal konis standar = $\frac{1}{2}$ in = 0,5 in

$$= 0,0127 \text{ m}$$

Luas konis

Dari tabel 13.3, Brownell dan Young (1959), halaman 259, diperoleh :

$$\frac{P}{f \cdot E} = \frac{17,64}{12650 \cdot 0,85} = 0,0016$$

Sehingga diperoleh Δ (*critical value*) = 16,20

Luas konis dapat dihitung menggunakan persamaan 13.16, Brownell dan Young (1959), halaman 259 :

$$A = \frac{P}{f \cdot E} \left(\frac{d^2 \cdot \tan \alpha}{8} \right) \left(1 - \frac{\Delta \text{ deg}}{\alpha \text{ deg}} \right) \dots\dots\dots 15$$

$$A = \frac{17,64 \text{ psi}}{12650 \text{ psi} \cdot 0,85} \left(\frac{(287,06)^2 \cdot \tan 45^\circ}{8} \right) \left(1 - \frac{16,20}{45} \right)$$

$$= 10,81 \text{ in}^2$$

KESIMPULAN**SL-01**

Tugas : Menyimpan bahan baku C_6H_5OH pada suhu $30^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm

Jenis : Silinder tegak dengan bagian bawah konis dan bagian atas tertutup

Tekanan = 1 atm

Suhu = $30^{\circ}C$

Bahan = *Carbon steel SA 283 grade C*

Volume padatan = $1057,09 \text{ m}^3$

Volume silo = $1268,51 \text{ m}^3$

Diameter silinder = 7,29 m

Tinggi silinder = 29,17 m

Tinggi konis = 3,65 m

Tebal silinder = 0,3750 in
= 0,0100 m

Tebal head = 0,5000 in
= 0,0127 m

Tebal konis = 0,5000 in
= 0,0127 m

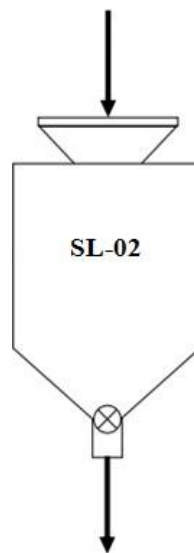
Waktu tinggal = 9 hari

SILO 2**SL-02**

Tugas : Menyimpan produk $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ (s) pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm

Jenis : Silinder tegak dengan bagian bawah konis dan bagian atas tertutup

Sketsa :



Gambar 1. Silo penyimpanan produk $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$

Kondisi operasi

Suhu, $T = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$

Tekanan, $P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$

Komposisi Umpan

Tabel 1. Komposisi umpan akumulator

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|--|--------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 94,11 | 12,62 | 0,13 | 0,0020 | 0,9948 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | 228,29 | 6300,51 | 27,60 | 0,9980 | 0,0052 |
| Total | | 6313,13 | 27,73 | 1,0000 | 1,0000 |

1. Tekanan uap

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine. Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data Konstanta Antoine masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|--|----------|-------------|----------|------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 23,5332 | -3,4961E+03 | -4,8990 | 1,2160E-04 | 9,6537E-13 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 172,1183 | -1,4667E+04 | -54,8540 | 1,1985E-02 | 9,7628E-12 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \text{Log}_{10} T + DT + ET^2 \dots\dots\dots 1$$

$$P_i = 10^{(A+B/T+C \text{Log}_{10} T+DT+ET^2)} \dots\dots\dots 2$$

Dengan :

P_i : Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B, ..., E : Konstanta Antoine

T : Temperatur [K]

Nilai tekanan uap

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 355,66^\circ\text{C} = 628,66 \text{ K}$$

Tabel 3. Kondisi operasi campuran

| Komponen | Mol | x _F | P _i | K = P _i /P | y = x.k |
|--|--------------|----------------|----------------|-----------------------|---------------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,13 | 0,9948 | 21828,74 | 28,72 | 0,1389 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 27,60 | 0,0052 | 675,58 | 0,87 | 0,8611 |
| Total | 27,73 | 1,0000 | | | 1,0000 |

Dengan demikian, dapat disimpulkan bahwa penyimpanan pada suhu 30°C dapat dilakukan dan tekanan 1 atm masih dalam keadaan cair.

2. Densitas padatan

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4 Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|--|---------|---------|---------|--------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,33722 | 0,28100 | 0,28571 | 849,00 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 3$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n: Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis [K]

Tabel 5. Data densitas masing-masing komponen

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|--|----------------|----------------|--------|-------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 12,62 | 0,9980 | 1,0655 | 0,0021 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6300,51 | 0,0020 | 1,0325 | 1,0304 |
| Total | 6313,13 | 1,0000 | | 1,0325 |

$$\text{Sehingga } \rho = 1,0325 \frac{\text{kg}}{\text{liter}}$$

$$\rho = 1032,50 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

3. Volume silo

Laju alir volumetrik

$$q = \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \dots\dots\dots 4$$

$$= \frac{6313,13 \text{ Kg/jam}}{1032,50 \text{ Kg/m}^3}$$

$$= 6,11 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Waktu tinggal di tangki penyimpanan dirancang selama 9 hari, atau :

$$t = 7 \text{ hari} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}}$$

$$= 168 \text{ jam}$$

Sehingga volume akumulator dapat dihitung sebagai berikut :

$$V_{\text{padatan}} = q \times t \dots\dots\dots 5$$

$$= 6,11 \text{ m}^3/\text{jam} \times 168 \text{ jam}$$

$$= 1027,18 \text{ m}^3$$

Volume evaporator dirancang 20% lebih dari volume cairan untuk keamanan, sehingga :

$$V = 120\% \times V_{\text{padatan}} \dots\dots\dots 6$$

$$= 120\% \times 1027,18 \text{ m}^3$$

$$= 1232,61 \text{ m}^3$$

4. Dimensi Silo

Karena tangki berukuran besar, maka dipilih $H = 4 D$

Volume silinder

$$V_s = \frac{\pi}{4} D^2 H \dots\dots\dots 7$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 4.D$$

$$= \pi \cdot D^3$$

Volume konis

$$V_k = \frac{\pi}{12} \cdot D^2 \cdot H_k \dots\dots\dots 8$$

$$\text{Sudut konis} = 45^\circ$$

$$\begin{aligned}
 H_k &= 0,5 \cdot D \cdot \tan 45^\circ \dots\dots\dots 9 \\
 &= 0,5 \cdot D \cdot 1 \\
 &= 0,5 \cdot D
 \end{aligned}$$

Sehingga volume konis :

$$\begin{aligned}
 V_k &= \pi \cdot D^2 \cdot 0,5 \cdot D \\
 &= \frac{\pi}{12} \cdot 0,8660 D^3
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 V_T &= V_s + V_k \dots\dots\dots 10 \\
 1232,61 \text{ m}^3 &= \pi \cdot D^3 + \frac{\pi}{12} \cdot 0,5 D^3 \\
 1232,61 \text{ m}^3 &= 3,27 D^3 \\
 D^3 &= 313,88 \text{ m}^3 \\
 D &= 6,80 \text{ m} \\
 H &= 27,18 \text{ m}
 \end{aligned}$$

5. Tebal dinding

Tebal dinding akumulator dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell and Young (1959), halaman 254 :

$$t = \frac{r_i \cdot P_v}{f \cdot E - 0,6 P_v} + C \dots\dots\dots 11$$

| | | |
|-------|---|-------|
| t_s | = Tebal dinding menara | [in] |
| r_i | = Jari-jari dalam menara | [in] |
| P_v | = Tekanan perancangan menurut alat ukur | [psi] |
| f | = <i>Allowable stress</i> | [psi] |
| E | = Efisiensi sambungan | |
| C | = Faktor korosi | [in] |

Berdasarkan Brownell dan Young (1959), halaman 253, bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel 283 Grade C* dengan alasan:

1. Tangki tidak mengandung cairan yang mematkan.
2. Suhu operasinya adalah $-20 - 650^{\circ}\text{F}$.
3. Tebal *plate*-nya tidak lebih dari $5/8$ in.

Tekanan perancangan :

$$P_v = 120\% \times P_{\text{operasi}} \dots\dots\dots 12$$

$$= 120\% \times 1 \text{ atm} \times \frac{14,6959 \text{ psi}}{\text{atm}}$$

$$= 17,64 \text{ psi}$$

$$r_i = 6,80 \text{ m}$$

$$= 133,78 \text{ in}$$

$$f = 12650 \text{ psi} \quad [\text{Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251}]$$

$$E = 0,85 \quad [\text{Tabel 13.2 Brownell dan Young (1959), hal. 254}]$$

$$C = 0,125 \text{ in} \quad [\text{Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), hal. 985}]$$

Sehingga tebal dinding menara :

$$t_s = \frac{133,78 \text{ in} \times 17,64 \text{ psi}}{12650 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 17,64 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,3446 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal dinding standar} = 3/8 \text{ in} = 0,375 \text{ in}$$

$$= 0,0100 \text{ m}$$

6. Tebal *Head*

Tebal *head* dihitung dengan persamaan 13.46 Towler, G. dan Sinnott, R. (2008), halaman 990 :

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P_v \cdot R_c}{f \cdot E - 0,1 P_v} + C \dots\dots\dots 13$$

Keterangan :

$$t_h = \text{Tebal head}$$

P_v = Tekanan

$$= 17,64$$

R_c = *Crown Radius*

$$= 267,56 \text{ in}$$

f = *allowable stress*

$$= 12650 \text{ psi} \quad [\text{Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251}]$$

E = efisiensi sambungan

$$= 1,00 \quad [\text{Towler dan Sinnott (2008), hal.991}]$$

C = faktor korosi

$$= 0,125 \text{ in} \quad [\text{Towler dan Sinnott (2008), hal.985}]$$

Sehingga tebal *head* :

$$t_h = \frac{0,885 \times 17,64 \text{ psi} \times 267,56 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 1 - 0,1 \times 17,64 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,4552 \text{ in}$$

Dipilih tebal *head* standar = $\frac{1}{2}$ in = 0,5 in

$$= 0,0127 \text{ m}$$

7. Dimensi Konis

Tinggi konis

$$H_k = 0,5 \cdot D \cdot \tan 45^\circ$$

$$= 0,5 \cdot 6,80 \text{ m} \cdot 1$$

$$= 3,40 \text{ m}$$

Tebal konis

$$t_c = \frac{P_v \cdot D}{2 \cdot \cos \alpha (f \cdot E - 0,6 \cdot P_v)} + C \dots \dots \dots 14$$

Keterangan :

T_c = Tebal konis

P_v = Tekanan perancangan

$$= 17,64$$

D = diameter silo

$$= 267,56 \text{ in}$$

f = *allowable stress*

$$= 12650 \text{ psi} \quad [\text{Tabel 13.1 Brownell dan Young (1959), hal. 251}]$$

E = efisiensi sambungan

$$= 0,85 \quad [\text{Towler dan Sinnott (2008), hal.991}]$$

C = faktor korosi

$$= 0,125 \text{ in} \quad [\text{Towler dan Sinnott (2008), hal.985}]$$

Sehingga tebal *head* :

$$t_c = \frac{17,64 \text{ psi} \cdot 267,56 \text{ in}}{2 \cdot \cos 45^\circ (12650 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 17,64 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,4356 \text{ in}$$

Dipilih tebal konis standar = $\frac{1}{2}$ in = 0,5 in

$$= 0,0127 \text{ m}$$

Luas konis

Dari tabel 13.3, Brownell dan Young (1959), halaman 259, diperoleh :

$$\frac{P}{f \cdot E} = \frac{17,64}{12650 \cdot 0,85} = 0,0016$$

Sehingga diperoleh Δ (*critical value*) = 16,20

Luas konis dapat dihitung menggunakan persamaan 13.16, Brownell dan Young (1959), halaman 259 :

$$A = \frac{P}{f \cdot E} \left(\frac{d^2 \cdot \tan \alpha}{8} \right) \left(1 - \frac{\Delta \text{ deg}}{\alpha \text{ deg}} \right) \dots\dots\dots 15$$

$$A = \frac{17,64 \text{ psi}}{12650 \text{ psi} \cdot 0,85} \left(\frac{(267,56)^2 \cdot \tan 45^\circ}{8} \right) \left(1 - \frac{16,20}{45} \right)$$

$$= 9,39 \text{ in}^2$$

KESIMPULAN**SL-02**

Tugas : Menyimpan bahan baku C_6H_5OH pada suhu $30^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm

Jenis : Silinder tegak dengan bagian bawah konis dan bagian atas tertutup

Tekanan = 1 atm

Suhu = $30^{\circ}C$

Bahan = *Carbon steel SA 283 grade C*

Volume padatan = $1027,18 \text{ m}^3$

Volume silo = $1232,61 \text{ m}^3$

Diameter silinder = 6,80 m

Tinggi silinder = 27,18 m

Tinggi konis = 3,40 m

Tebal silinder = 0,3750 in
= 0,0100 m

Tebal head = 0,5000 in
= 0,0127 m

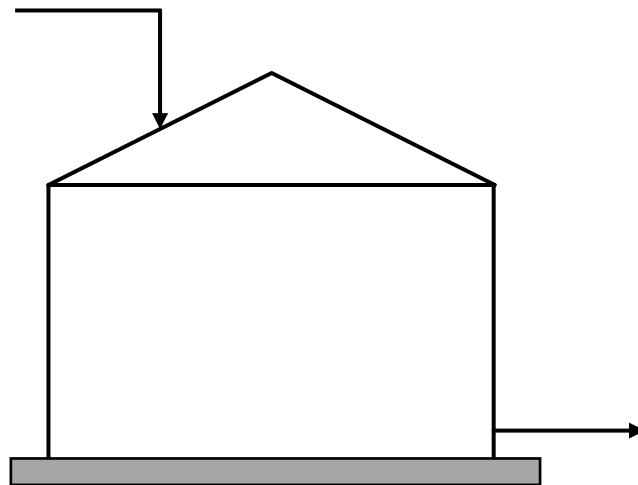
Tebal konis = 0,5000 in
= 0,0127 m

Waktu tinggal = 7 hari

TANGKI LIMBAH
(TL-01)

Tugas : Menyimpan limbah hasil bawah menara distilasi 1 (MD-01)

Jenis : Silinder tegak dengan alas datar dan tutup *conical roof*



Gambar 1. Tangki limbah (TL-01)

Kondisi penyimpanan

Suhu operasi, $T = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303,00\text{ K}$

Tekanan, $P = 1\text{ atm} = 14,70\text{ psi}$

Komposisi Umpan masuk

Tabel 1. Komposisi umpan masuk

| Komponen | BM | kg/jam | kmol/jam | %berat | %mol |
|---------------------------------|-------|---------------|--------------|---------------|---------------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 58,08 | 1,20 | 0,07 | 0,0024 | 0,0024 |
| H_2O | 18,01 | 507,09 | 28,16 | 0,9942 | 0,9942 |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 94,11 | 1,77 | 0,10 | 0,0035 | 0,0035 |
| Total | | 510,07 | 28,32 | 1,0000 | 1,0000 |

1. Komposisi Umpan masuk

Berdasarkan Yaws, 1999, diketahui data Konstanta Antoine masing masing komponen :

Tabel 2. Data Konstanta Antoine masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|------------------------------------|---------|-------------|---------|-----------|----------|
| (CH ₃) ₂ CO | 28,5884 | -2,4690E+03 | -7,3510 | 2,803E-10 | 2,74E-06 |
| H ₂ O | 29,8605 | -3,1522E+03 | -7,3037 | 2,425E-09 | 1,81E-06 |
| C ₆ H ₅ OH | 23,5332 | -3,4961E+03 | -4,8990 | 1,216E-04 | 9,65E-13 |

$$\log_{10} P_i = A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2 \dots\dots\dots$$

$$P_i = 10^{(A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2)} \dots\dots\dots$$

Dengan : P_i = Tekanan Uap Jenuh (mmHg)

A, B, \dots, E = Konstanta Antoine

T = Temperatur (K)

Nilai tekanan uap

$$P = 760 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$$

$$T = 52,04 \text{ }^\circ\text{C} = 325,04 \text{ K}$$

Tabel 3. Kondisi operasi campuran

| Komponen | kmol/jam | x_F | P_i | $k = P_i/P$ | $y = x \cdot k$ |
|------------------------------------|--------------|---------------|--------|----------------|-----------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,07 | 0,0024 | 655,05 | 0,86191 | 0,0020 |
| H ₂ O | 28,16 | 0,9942 | 101,71 | 0,13383 | 0,1330 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,10 | 0,0035 | 3,24 | 0,00427 | 0,0000 |
| Total | 28,32 | 1,0000 | | 1,00000 | 1,0000 |

Dengan demikian dapat disimpulkan bahwa penyimpanan limbah pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dapat dilakukan dan masih dalam keadaan cair.

2. Densitas

Berdasarkan Yaws, C. L., 1999, diketahui data untuk densitas masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data untuk densitas air

| Komponen | A | B | n | Tc |
|------------------------------------|---------|---------|---------|--------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,27728 | 0,25760 | 0,29903 | 508,20 |
| H ₂ O | 0,34710 | 0,27400 | 0,28600 | 647,13 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |

$$\rho = AB \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, dan n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis [K]

Tabel 5. Data densitas untuk air

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|------------------------------------|---------------|----------------|--------|-------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 1,20 | 0,0024 | 0,7534 | 0,0018 |
| H ₂ O | 507,09 | 0,9942 | 1,0023 | 0,9964 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,77 | 0,0035 | 1,0471 | 0,0036 |
| Total | 510,07 | 1,0000 | | 1,0019 |

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } \rho &= 1,0019 \text{ kg/L} \\ &= 1001,9 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

3. Komposisi Umpan masuk

Laju alir volumetrik

$$\begin{aligned} q &= \frac{\text{laju alir massa}}{\text{densitas air}} \dots\dots\dots 1 \\ &= \frac{510,07 \text{ kg/jam}}{1001,9 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,51 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Waktu tinggal di tangki dirancang selama 10 hari, atau :

$$\begin{aligned} t &= 10 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari} \\ &= 240 \text{ jam} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} V_{\text{liquid}} &= q \times t \dots\dots\dots 2 \\ &= 0,51 \text{ m}^3/\text{jam} \times 240 \text{ jam} \\ &= 122,19 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Volume Tangki

Dirancang angka keamanan 20%

$$\begin{aligned} V_t &= 120\% \times \text{Volume Cairan} \dots\dots\dots 3 \\ &= 120\% \times 122,19 \text{ m}^3 \\ &= 146,63 \text{ m}^3 \\ &= 5178,06 \text{ ft} \\ &= 922,25 \text{ bbl} \end{aligned}$$

3. Dimensi Tangki

a. Diameter dan Tinggi Tangki

Berdasarkan *Appendix E* item 1 "Process Equipment Design" (Brownel & Young, 1959) diambil volume standar tangki sebesar :

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 922,25 \text{ bbl} \\ &= 146,63 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dengan :

$$\text{Diameter} = 15 \text{ ft} = 4,57 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 30 \text{ ft} = 9,14 \text{ m}$$

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses Recommended by API Standard 12 C

(Courtesy of American Petroleum Institute)

| 1 Tank Diameter (ft) | 2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl) | 3 Tank Height (ft) | | | | | | | | |
|-------------------------------|--|-------------------------------------|---------|---------|---------|---------|---------|----------|----------|----------|
| | | 4 12 | 5 18 | 6 24 | 7 30 | 8 36 | 9 42 | 10 48 | 11 54 | 12 60 |
| | | Number of Courses in Completed Tank | | | | | | | | |
| | | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| 10 | 14.0 | 170 | 250 | 335 | 420 | 505 | ... | ... | ... | ... |
| 15 | 31.5 | 380 | 565 | 755 | 945 | 1,130 | ... | ... | ... | ... |
| 20 | 56.0 | 670 | 1,010 | 1,340 | 1,660 | 2,010 | 2,350 | 2,690 | ... | ... |
| 25 | 87.4 | 1,050 | 1,570 | 2,100 | 2,620 | 3,150 | 3,670 | 4,200 | 4,720 | 5,250 |
| 30 | 126 | 1,510 | 2,270 | 3,020 | 3,780 | 4,530 | 5,290 | 6,040 | 6,800 | 7,550 |
| 35 | 171 | 2,060 | 3,080 | 4,110 | 5,140 | 6,170 | 7,200 | 8,230 | 9,250 | 10,280 |
| 40 | 224 | 2,690 | 4,030 | 5,370 | 6,710 | 8,060 | 9,400 | 10,740 | 12,090 | 13,430 |
| 45 | 283 | 3,400 | 5,100 | 6,800 | 8,500 | 10,200 | 11,900 | 13,600 | 15,300 | 17,000 |
| 50 | 350 | 4,200 | 6,290 | 8,390 | 10,490 | 12,590 | 14,690 | 16,790 | 18,880 | 20,980 |
| 60 | 504 | 6,030 | 9,060 | 12,909 | 15,110 | 18,130 | 21,150 | 24,170 | 27,190 | 30,220 |
| 70 | 685 | 8,230 | 12,340 | 16,450 | 20,560 | 24,680 | 28,790 | 32,900 | 37,010 | 41,130 |
| 80 | 895 | 10,740 | 16,120 | 21,490 | 26,860 | 32,230 | 37,600 | 42,970 | 48,350 | 53,720 |
| 90 | 1,133 | 13,600 | 20,390 | 27,190 | 33,990 | 40,790 | 47,590 | 54,380 | 61,180 | 67,980 |
| 100 | 1,399 | 16,790 | 25,180 | 33,570 | 41,970 | 50,360 | 58,750 | 67,140 | 75,540 | 83,930 |
| 120 | 2,014 | ... | 36,260 | 48,340 | 60,430 | 72,510 | 84,600 | 96,690 | 108,800 | 120,900 |
| 140 | 2,742 | ... | 49,350 | 65,800 | 82,250 | 98,700 | 115,100 | 131,600 | 148,000 | 164,500 |
| 160 | 3,581 | ... | ... | ... | 107,400 | 128,900 | 150,400 | 171,900 | 193,400 | 214,900 |
| 180 | 4,532 | ... | ... | ... | 136,000 | 163,200 | 190,400 | 217,500 | 244,800 | 254,300 |
| 200 | 5,595 | ... | ... | ... | 167,900 | 201,400 | 235,000 | 268,600 | 284,500 | D = 174 |
| 220 | 6,770 | ... | ... | ... | 203,100 | 243,700 | 284,400 | 322,300 | D = 194 | |

The approximate capacities shown are based on the formula:
Capacity (42-gal bbl) = 0.14D³H, where D = listed tank diameter and H = listed tank height.
Capacities and diameters below the heavy lines (cols. 9-11) are maximum for the tank heights shown, on the basis of the 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

346

b. Tebal dinding tangki

Tebal plat dinding tangki dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{\rho \cdot (H - 1) \cdot D}{24 \cdot f \cdot E} + C \dots\dots\dots 4$$

Keterangan :

- ρ = Rapat massa cairan, lb/ft³
- H = Tinggi tangki, ft
- D = Diameter tangki, ft
- f = Maximum allowable stress, psi
- E = Efisiensi pengelasan
- C = Minimum corrosion allowance, in

Dipilih bahan konstruksi *carbon steel SA-283 grade C* dengan :

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm}$$

Tangki dirancang dapat menerima tekanan 20% lebih tinggi dari tekanan operasi, maka :

$$P_{\text{overdesign}} = 1,20 \text{ atm}$$

$$= 17,64 \text{ psi}$$

$$\rho = 1001,9 \text{ kg/m}^3$$

$$= 62,54 \text{ lb/ft}^3$$

Sehingga tebal tangki :

$$t_{s1} = \frac{62,54 \text{ lb/ft}^3 \times \left(\frac{30 \text{ ft}}{24} - \frac{1}{12} \right) \times 15 \text{ ft}}{12650 \text{ psi} \times 0,85} + 0,125$$

$$= 0,2304 \text{ in}$$

Lebar plat yang dipakai yaitu ukuran standar 6 ft, sehingga untuk ketinggian yang berbeda maka tebal plat yang digunakan juga berbeda

| Plat ke- | H (ft) | ts (in) |
|----------|--------|---------|
| 1 | 30 | 0,2304 |
| 2 | 24 | 0,2086 |
| 3 | 18 | 0,1875 |
| 4 | 12 | 0,1875 |
| 5 | 6 | 0,1875 |
| 6 | 0 | 0,1875 |

c. Tebal tutup tangki

Untuk menghitung tebal tutup digunakan persamaan 13.10, "Process Equipment Design", Brownell & Young, 1959, halaman 256 :

$$t_h = \frac{P \cdot D}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} \dots\dots\dots 5$$

Dimana :

$$P = 17,64 \text{ psi}$$

$$D = 15 \text{ ft}$$

$$= 180 \text{ in}$$

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 0,85$$

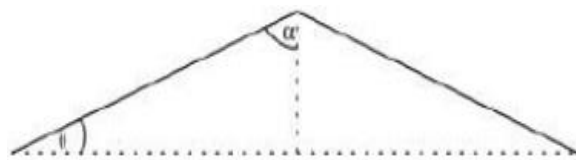
$$c = 0,125 \text{ in}$$

Sehingga tebal *head* :

$$t_h = \frac{17,64 \text{ psi} \times 180 \text{ in}}{2 \times 12650 \text{ psi} \times 0,85 - 0,2 \times 17,64 \text{ psi}} + 0,125$$

$$= 0,2727 \text{ in}$$

$$t_h \text{ standar} = 0,3125 \text{ in}$$

d. Tinggi atap tangki

Gambar 2. Desain *conical head*

Digunakan persamaan 4.5 dari "Process Equipment Design", Brownell & Young, 1959, halaman 64 :

$$\sin \theta = \frac{D}{430 \cdot Th} \dots\dots\dots 6$$

Dengan hubungan

θ = Sudut *cone roof* terhadap horizontal

D = Diameter tangki, ft

t_r = Tebal *cone roof*, in

P = Tekanan, psi

$$t_r = 0,313 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \sin \theta &= \frac{15 \text{ ft}}{430 \times 0,3125 \text{ in}} \\ &= 0,11 \end{aligned}$$

$$\theta = 6,41^\circ$$

$$\tan \theta = 0,11$$

$$\tan \theta = \frac{H}{r}$$

$$H = \frac{\tan \theta \times D}{2} \dots\dots\dots 7$$

$$H = \frac{0,11 \times 15 \text{ ft}}{2}$$

$$= 0,84 \text{ ft}$$

$$= 0,26 \text{ m}$$

e. Tinggi tangki total

$$\text{Tinggi tangki total} = \text{Tinggi tangki} + \text{Tinggi head}$$

$$= 9,14 \text{ m} + 0,26 \text{ m}$$

$$= 9,40 \text{ m}$$

KESIMPULAN**TL-01**

Tugas : Menyimpan limbah hasil bawah menara distilasi 1 (MD-01)

Jenis : Silinder tegak dengan alas datar dan tutup *conical roof*

Suhu, T = 30 °C

Tekanan, P = 1 atm

Bahan = *Carbon steel SA 283 grade C*

Volume cairan = 122,19

Volume tangki = 146,63

Diameter tangki = 4,57 m

= 15,00 ft

Tinggi tangki = 9,14 m

= 30,00 ft

Tinggi *head* = 0,26 m

= 0,84 ft

Tebal tangki = 0,2304 in

Tebal *head* = 0,3125 in

Waktu tinggal = 10 hari

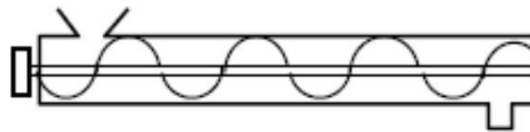
ALAT KECIL

ALAT KECIL

SCREW CONVEYOR 1**SC-01**

Tugas : Memindahkan bahan baku fenol dari gudang menuju *bucket elevator* (BE-01)

Jenis : Horizontal *screw conveyor*



Gambar 1. *Screw Conveyor 1* (SC-01)

Kondisi operasi

Suhu, $T = 30^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$

Tekanan, $P = 1\text{ atm} = 760\text{ mmHg}$

Komposisi Umpan

Tabel 1. Komposisi umpan akumulator

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|---------------------------------|-------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 94,11 | 5209,02 | 55,35 | 0,9990 | 0,9948 |
| H_2O | 18,01 | 5,21 | 0,29 | 0,0010 | 0,0052 |
| Total | | 5214,23 | 55,64 | 1,0000 | 1,0000 |

1. Densitas padatan

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|---------------------------------|---------|---------|---------|--------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| H_2O | 0,34710 | 0,27400 | 0,28571 | 647,13 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n: Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

T_c : Temperatur kritis [K]

Tabel 3. Data densitas masing-masing komponen

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|----------------------------------|----------------|----------------|--------|-------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 5209,02 | 0,9990 | 1,0655 | 1,0644 |
| H ₂ O | 5,21 | 0,0010 | 1,0230 | 0,0010 |
| Total | 5214,23 | 1,0000 | | 1,0654 |

$$\text{Sehingga } \rho = 1,0654 \frac{\text{kg}}{\text{liter}}$$

$$\rho = 1065,40 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

2. Dimensi *screw conveyor*

Laju alir volumetrik

$$q = \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \dots\dots\dots 2$$

$$= \frac{5214,23 \text{ Kg/jam}}{1065,40 \text{ Kg/m}^3}$$

$$= 4,89 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 172,83 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Dimensi *screw conveyor* dipilih pada ukuran standar, berdasarkan tabel 5.4.

Walas, S. M., 1990, halaman 79 :

TABLE 5.4. Sizing Data for Screw Conveyors^a

(a) Diameter (rpm and cuft/hr)

| Diam. of Conveyer, Inches | Δ Max. Lump Size, Inches | Maximum Recommended Speed R.P.M. | Capacities, Cubic Feet Per Hour | | Maximum Recommended Speed R.P.M. | Capacities, Cubic Feet Per Hour | |
|---------------------------|--------------------------|---|---------------------------------|---------------|--|---------------------------------|---------------|
| | | | At Maximum Recommended Speed | At One R.P.M. | | At Maximum Recommended Speed | At One R.P.M. |
| | | Loading of Materials in Trough Class I—45% Full | | | Loading of Materials in Trough Class II—30% Full | | |
| 6 | 1/4 | 165 | 375 | 2.27 | 120 | 180 | 1.5 |
| 9 | 1 1/2 | 150 | 1200 | 8.0 | 100 | 560 | 5.6 |
| 12 | 2 | 140 | 2700 | 19.3 | 90 | 1200 | 18.3 |
| 14 | 2 1/2 | 130 | 4000 | 30.8 | 85 | 1790 | 21.1 |
| 16 | 3 | 120 | 5600 | 46.6 | 80 | 2510 | 31.4 |
| 18 | 3 | 115 | 7600 | 66.1 | 75 | 3400 | 45.4 |
| 20 | 3 1/2 | 105 | 9975 | 95.0 | 70 | 4340 | 62.1 |

Gambar 2. Data ukuran untuk *screw conveyor*

Sehingga diketahui :

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas, } F_v &= 375 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 10,62 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter } \textit{conveyor}, D &= 6 \text{ in} \\ &= 0,15 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan putar maks} = 165 \text{ rpm}$$

Berdasarkan Brown, G. G., 1978, halaman 52, panjang standar *screw conveyor* berkisar antara 8-12 ft, dipilih :

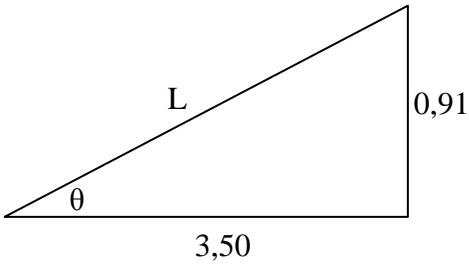
$$\begin{aligned} \text{Panjang standar, } L &= 12 \text{ ft} \\ &= 3,66 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Sudut kemiringan, } \theta = 15^\circ$$

$$\text{Jarak dari } \textit{layout} = 3,5 \text{ m}$$

$$\sin \theta = \frac{H}{\text{jarak}} \dots\dots\dots 3$$

$$\begin{aligned} H &= \sin \theta \times \text{jarak} \dots\dots\dots 4 \\ &= \sin 15^\circ \times 3,5 \text{ m} \\ &= 0,91 \text{ m} \end{aligned}$$



$$L^2 = H^2 + J^2 \dots\dots\dots 5$$

$$L^2 = (0,91 \text{ m})^2 + (3,50 \text{ m})^2$$

$$L^2 = 13,7 \text{ m}^2$$

$$L = 3,62 \text{ m}$$

$$L = 11,83 \text{ ft}$$

Dari perhitungan di atas, panjang *screw conveyor* = 11,83, sehingga total *screw conveyor* yang digunakan yaitu 1 buah.

3. Daya Penggerak

a. Friction H. P. Calculation (FHP)

$$FHP = \frac{DF \times HBF \times L \times S}{1000000} \dots\dots\dots 6$$

Keterangan :

FHP : Daya yang dibutuhkan untuk menggerakkan *conveyor* kosong

DF : *Diameter factor*

HBF : *Hanger bearing factor*

L : Panjang *conveyor* (ft)

S : Kecepatan *conveyor* (RPM)

DIAMETER FACTORS

| Diameter | Factor |
|----------|--------|
| 4 | 12 |
| 6 | 18 |
| 9 | 31 |
| 10 | 37 |
| 12 | 55 |
| 14 | 78 |
| 16 | 106 |
| 18 | 135 |
| 20 | 165 |
| 24 | 235 |

Gambar 1. *Diameter factor*

HANGER BEARING FACTORS

| Bearing Type | Bearing Factor | Bearing Class |
|---|----------------|---------------|
| Ball | 1.0 | I |
| Babbit Bronze * Graphite Bronze Plastic, laminated fabric-base Nylon * Bronze, oil-impregnated Wood | 1.7 | II |
| * Plastic, graphite- impregnated * Nylon * Teflon | 2.0 | III |
| * Hard Iron * Hard-Surfaced | 4.4 | IV |

Gambar 4. Hanger bearing factor

Diketahui :

$$DF = 12$$

$$HBF = 4,4 \text{ (untuk tipe bearing hard iron)}$$

$$L = 11,83 \text{ ft}$$

$$S = 165 \text{ rpm}$$

Sehingga *Friction H. P.* dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} FHP &= \frac{12 \times 4,4 \times 11,83 \text{ ft} \times 165 \text{ RPM}}{1000000} \\ &= 0,15 \text{ Hp} \end{aligned}$$

b. Material H. P. Calculation

$$\text{MHP} = \frac{\text{CP} \times \text{MF} \times \text{L}}{1000000} \dots\dots\dots 7$$

Keterangan :

MHP : Daya yang dibutuhkan untuk memindahkan bahan

CP : Kapasitas *conveyor* (lb/jam)

MF : *Material Factor*

L : Panjang *conveyor* (ft)

Diketahui :

$$\text{CP} = 5214,23 \text{ kg/jam}$$

$$= 11495,43 \text{ lb/jam}$$

$$\text{MF} = 4,4$$

$$\text{L} = 11,83 \text{ ft}$$

Sehingga *Material H. P.* data dihitung :

$$\text{MHP} = \frac{11495,43 \text{ lb/jam} \times 4,4 \times 11,83 \text{ ft}}{1000000}$$

$$= 0,5982 \text{ Hp}$$

Karena nilai MHP < 5 HP, maka perlu dilakukan koreksi harga HP menggunakan grafik :



Gambar 5. Grafik untuk koreksi MHP

Sehingga nilai MHP yang terkoreksi adalah :

$$\text{MHP} = 1,37 \text{ Hp}$$

c. Total Shaft H. P. Calculation

$$\text{TSHP} = \text{FHP} + \text{MHP} \dots\dots\dots 8$$

Keterangan :

TSHP : Total daya yang dibutuhkan

FHP : Daya yang dibutuhkan untuk menggerakkan *conveyor* kosong

MHP : Daya yang dibutuhkan untuk memindahkan bahan

Sehingga *Total Shaft H. P.* dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{TSHP} &= 0,15 \text{ Hp} + 1,37 \text{ Hp} \\ &= 1,52 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor yang digunakan = 85%, sehingga :

$$\text{HP} = \frac{1,52 \text{ Hp}}{85\%} = 1,79 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E. volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi, maka :

$$\text{HP} = 2 \text{ Hp}$$

KESIMPULAN**SC-01**

Tugas : Memindahkan bahan baku fenol dari gudang menuju *bucket elevator* (BE-01)

Jenis : Horizontal *screw conveyor*

Kapasitas = 5214,24

Diameter = 6 in

= 0,15 m

Panjang = 11,83 ft

= 3,61 m

Panjang standar = 12 ft

= 3,66 m

Kecepatan putar maks. = 165 RPM

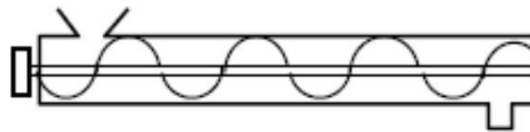
Tenaga motor standar = 2 Hp

Jumlah = 1

SCREW CONVEYOR 2**SC-02**

Tugas : Memindahkan bahan baku fenol dari silo 1 (SL-01) menuju *bucket elevator* (BE-02)

Jenis : Horizontal *screw conveyor*



Gambar 1. *Screw Conveyor 1 (SC-02)*

Kondisi operasi

Suhu, $T = 30^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$

Tekanan, $P = 1\text{ atm} = 760\text{ mmHg}$

Komposisi Umpan

Tabel 1. Komposisi umpan akumulator

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|---------------------------------|-------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 94,11 | 5209,02 | 55,35 | 0,9990 | 0,9948 |
| H_2O | 18,01 | 5,21 | 0,29 | 0,0010 | 0,0052 |
| Total | | 5214,23 | 55,64 | 1,0000 | 1,0000 |

1. Densitas padatan

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|---------------------------------|---------|---------|---------|--------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| H_2O | 0,34710 | 0,27400 | 0,28571 | 647,13 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n: Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

T_c : Temperatur kritis [K]

Tabel 3. Data densitas masing-masing komponen

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|----------------------------------|----------------|----------------|--------|-------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 5209,02 | 0,9990 | 1,0655 | 1,0644 |
| H ₂ O | 5,21 | 0,0010 | 1,0230 | 0,0010 |
| Total | 5214,23 | 1,0000 | | 1,0654 |

Sehingga $\rho = 1,0654 \frac{\text{kg}}{\text{liter}}$

$$\rho = 1065,40 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

2. Dimensi *screw conveyor*

Laju alir volumetrik

$$q = \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \dots\dots\dots 2$$

$$= \frac{5214,23 \text{ Kg/jam}}{1065,40 \text{ Kg/m}^3}$$

$$= 4,89 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 172,83 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Dimensi *screw conveyor* dipilih pada ukuran standar, berdasarkan tabel 5.4.

Walas, S. M., 1990, halaman 79 :

TABLE 5.4. Sizing Data for Screw Conveyors^a

(a) Diameter (rpm and cuft/hr)

| Diam. of Conveyer, Inches | Δ Max. Lump Size, Inches | Maximum Recommended Speed R.P.M. | Capacities, Cubic Feet Per Hour | | Maximum Recommended Speed R.P.M. | Capacities, Cubic Feet Per Hour | |
|---------------------------|--------------------------|---|---------------------------------|---------------|--|---------------------------------|---------------|
| | | | At Maximum Recommended Speed | At One R.P.M. | | At Maximum Recommended Speed | At One R.P.M. |
| | | Loading of Materials in Trough Class I—45% Full | | | Loading of Materials in Trough Class II—30% Full | | |
| 6 | 1/4 | 165 | 375 | 2.27 | 120 | 180 | 1.5 |
| 9 | 1 1/2 | 150 | 1200 | 8.0 | 100 | 560 | 5.6 |
| 12 | 2 | 140 | 2700 | 19.3 | 90 | 1200 | 18.3 |
| 14 | 2 1/2 | 130 | 4000 | 30.8 | 85 | 1790 | 21.1 |
| 16 | 3 | 120 | 5600 | 46.6 | 80 | 2510 | 31.4 |
| 18 | 3 | 115 | 7600 | 66.1 | 75 | 3400 | 45.4 |
| 20 | 3 1/2 | 105 | 9975 | 95.0 | 70 | 4340 | 62.1 |

Gambar 2. Data ukuran untuk *screw conveyor*

Sehingga diketahui :

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas, } F_v &= 375 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 10,62 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter } conveyor, D &= 6 \text{ in} \\ &= 0,15 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan putar maks} = 165 \text{ rpm}$$

Berdasarkan Brown, G. G., 1978, halaman 52, panjang standar *screw conveyor* berkisar antara 8-12 ft, dipilih :

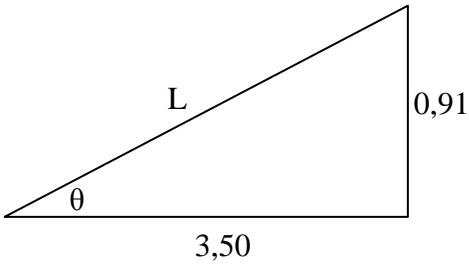
$$\begin{aligned} \text{Panjang standar, } L &= 12 \text{ ft} \\ &= 3,66 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Sudut kemiringan, } \theta = 15^\circ$$

$$\text{Jarak dari } layout = 3,5 \text{ m}$$

$$\sin \theta = \frac{H}{\text{jarak}} \dots\dots\dots 3$$

$$\begin{aligned} H &= \sin \theta \times \text{jarak} \dots\dots\dots 4 \\ &= \sin 15^\circ \times 3,5 \text{ m} \\ &= 0,91 \text{ m} \end{aligned}$$



$$L^2 = H^2 + J^2 \dots\dots\dots 5$$

$$L^2 = (0,91 \text{ m})^2 + (3,50 \text{ m})^2$$

$$L^2 = 13,7 \text{ m}^2$$

$$L = 3,62 \text{ m}$$

$$L = 11,83 \text{ ft}$$

Dari perhitungan di atas, panjang *screw conveyor* = 11,83, sehingga total *screw conveyor* yang digunakan yaitu 1 buah.

3. Daya Penggerak

a. Friction H. P. Calculation (FHP)

$$FHP = \frac{DF \times HBF \times L \times S}{1000000} \dots\dots\dots 6$$

Keterangan :

- FHP : Daya yang dibutuhkan untuk menggerakkan *conveyor* kosong
- DF : *Diameter factor*
- HBF : *Hanger bearing factor*
- L : Panjang *conveyor* (ft)
- S : Kecepatan *conveyor* (RPM)

DIAMETER FACTORS

| Diameter | Factor |
|----------|--------|
| 4 | 12 |
| 6 | 18 |
| 9 | 31 |
| 10 | 37 |
| 12 | 55 |
| 14 | 78 |
| 16 | 106 |
| 18 | 135 |
| 20 | 165 |
| 24 | 235 |

Gambar 1. *Diameter factor*

HANGER BEARING FACTORS

| Bearing Type | Bearing Factor | Bearing Class |
|---|----------------|---------------|
| Ball | 1.0 | I |
| Babbit Bronze * Graphite Bronze Plastic, laminated fabric-base Nylon * Bronze, oil-impregnated Wood | 1.7 | II |
| * Plastic, graphite- impregnated * Nylon * Teflon | 2.0 | III |
| * Hard Iron * Hard-Surfaced | 4.4 | IV |

Gambar 4. Hanger bearing factor

Diketahui :

$$DF = 12$$

$$HBF = 4,4 \text{ (untuk tipe bearing hard iron)}$$

$$L = 11,83 \text{ ft}$$

$$S = 165 \text{ rpm}$$

Sehingga *Friction H. P.* dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} FHP &= \frac{12 \times 4,4 \times 11,83 \text{ ft} \times 165 \text{ RPM}}{1000000} \\ &= 0,15 \text{ Hp} \end{aligned}$$

b. Material H. P. Calculation

$$\text{MHP} = \frac{\text{CP} \times \text{MF} \times \text{L}}{1000000} \dots\dots\dots 7$$

Keterangan :

MHP : Daya yang dibutuhkan untuk memindahkan bahan

CP : Kapasitas *conveyor* (lb/jam)

MF : *Material Factor*

L : Panjang *conveyor* (ft)

Diketahui :

$$\text{CP} = 5214,23 \text{ kg/jam}$$

$$= 11495,43 \text{ lb/jam}$$

$$\text{MF} = 4,4$$

$$\text{L} = 11,83 \text{ ft}$$

Sehingga *Material H. P.* data dihitung :

$$\text{MHP} = \frac{11495,43 \text{ lb/jam} \times 4,4 \times 11,83 \text{ ft}}{1000000}$$

$$= 0,5982 \text{ Hp}$$

Karena nilai MHP < 5 HP, maka perlu dilakukan koreksi harga HP menggunakan grafik :



Gambar 5. Grafik untuk koreksi MHP

Sehingga nilai MHP yang terkoreksi adalah :

$$\text{MHP} = 1,37 \text{ Hp}$$

c. Total Shaft H. P. Calculation

$$\text{TSHP} = \text{FHP} + \text{MHP} \dots\dots\dots 8$$

Keterangan :

TSHP : Total daya yang dibutuhkan

FHP : Daya yang dibutuhkan untuk menggerakkan *conveyor* kosong

MHP : Daya yang dibutuhkan untuk memindahkan bahan

Sehingga *Total Shaft H. P.* dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{TSHP} &= 0,15 \text{ Hp} + 1,37 \text{ Hp} \\ &= 1,52 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor yang digunakan = 85%, sehingga :

$$\text{HP} = \frac{1,52 \text{ Hp}}{85\%} = 1,79 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E. volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi, maka :

$$\text{HP} = 2 \text{ Hp}$$

KESIMPULAN**SC-02**

Tugas : Memindahkan bahan baku fenol dari silo 1 (SL-01) menuju *bucket elevator*
(BE-02)

Jenis : Horizontal *screw conveyor*

Kapasitas = 5214,24

Diameter = 6 in

= 0,15 m

Panjang = 11,83 ft

= 3,61 m

Panjang standar = 12 ft

= 3,66 m

Kecepatan putar maks. = 165 RPM

Tenaga motor standar = 2 Hp

Jumlah = 1

SCREW CONVEYOR 3**SC-03**

Tugas : Memindahkan C_6H_5OH dan $(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2$ dari *centrifuge* (CF-01) menuju *bucket elevator* 3 (BE-03)

Jenis : Horizontal *screw conveyor*



Gambar 1. *Screw Conveyor 2* (SC-03)

Kondisi operasi

Suhu, $T = 153,55^{\circ}C = 426,55 K$

Tekanan, $P = 1 atm = 760 mmHg$

Komposisi Umpan

Tabel 1. Komposisi umpan akumulator

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|-----------------------------|--------|---------|-------|---------------|---------------|
| C_6H_5OH | 94,11 | 2550,70 | 27,10 | 0,2879 | 0,4951 |
| $(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2 (l)$ | 228,29 | 33,02 | 0,15 | 0,0037 | 0,0027 |
| $(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2 (s)$ | 228,29 | 6273,80 | 27,48 | 0,7084 | 0,5022 |
| Total | | 8856,89 | 54,73 | 1,0000 | 1,0000 |

1. Densitas padatan

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|-------------------------|---------|---------|---------|--------|
| C_6H_5OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| $(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2$ | 0,33722 | 0,28100 | 0,28571 | 849,00 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n: Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

T_c : Temperatur kritis [K]

Tabel 3. Data densitas masing-masing komponen

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|--|----------------|----------------|--------|-------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 2550,70 | 0,2879 | 0,9561 | 0,2753 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (l) | 33,02 | 0,0037 | 0,9540 | 0,0036 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ (s) | 6273,80 | 0,7084 | 0,9540 | 0,6757 |
| Total | 8856,89 | 1,0000 | | 0,9546 |

Sehingga $\rho = 0,9546 \frac{\text{kg}}{\text{liter}}$

$$\rho = 954,60 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

1. Dimensi *screw conveyor*

Laju alir volumetrik

$$q = \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \dots\dots\dots 2$$

$$= \frac{8856,89 \text{ Kg/jam}}{954,60 \text{ Kg/m}^3}$$

$$= 9,28 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 327,66 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Dimensi *screw conveyor* dipilih pada ukuran standar, berdasarkan tabel 5.4.

Walas, S. M., 1990, halaman 79 :

TABLE 5.4. Sizing Data for Screw Conveyors^a

(a) Diameter (rpm and cuft/hr)

| Diam. of Conveyer, Inches | Δ Max. Lump Size, Inches | Maximum Recommended Speed R.P.M. | Capacities, Cubic Feet Per Hour | | Maximum Recommended Speed R.P.M. | Capacities, Cubic Feet Per Hour | |
|---------------------------|--------------------------|---|---------------------------------|---------------|--|---------------------------------|---------------|
| | | | At Maximum Recommended Speed | At One R.P.M. | | At Maximum Recommended Speed | At One R.P.M. |
| | | Loading of Materials in Trough Class I—45% Full | | | Loading of Materials in Trough Class II—30% Full | | |
| 6 | 1/4 | 165 | 375 | 2.27 | 120 | 180 | 1.5 |
| 9 | 1 1/2 | 150 | 1200 | 8.0 | 100 | 560 | 5.6 |
| 12 | 2 | 140 | 2700 | 19.3 | 90 | 1200 | 18.3 |
| 14 | 2 1/2 | 130 | 4000 | 30.8 | 85 | 1790 | 21.1 |
| 16 | 3 | 120 | 5600 | 46.6 | 80 | 2510 | 31.4 |
| 18 | 3 | 115 | 7600 | 66.1 | 75 | 3400 | 45.4 |
| 20 | 3 1/2 | 105 | 9975 | 95.0 | 70 | 4340 | 62.1 |

Gambar 2. Data ukuran untuk *screw conveyor*

Sehingga diketahui :

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas, Fv} &= 375 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 10,62 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter conveyor, D} &= 6 \text{ in} \\ &= 0,15 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan putar maks} = 165 \text{ rpm}$$

Berdasarkan Brown, G. G., 1978, halaman 52, panjang standar *screw conveyor* berkisar antara 8-12 ft, dipilih :

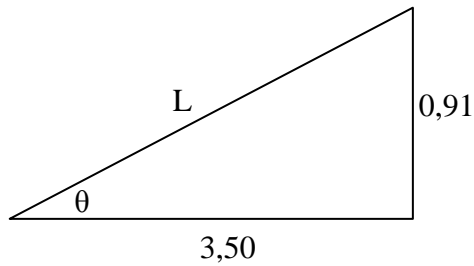
$$\begin{aligned} \text{Panjang standar, L} &= 12 \text{ ft} \\ &= 3,66 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Sudut kemiringan, } \theta = 15^\circ$$

$$\text{Jarak dari layout} = 3,5 \text{ m}$$

$$\sin \theta = \frac{H}{\text{jarak}} \dots\dots\dots 3$$

$$\begin{aligned} H &= \sin \theta \times \text{jarak} \dots\dots\dots 4 \\ &= \sin 15^\circ \times 3,5 \text{ m} \\ &= 0,91 \text{ m} \end{aligned}$$



$$L^2 = H^2 + J^2 \dots\dots\dots 5$$

$$L^2 = (0,91 \text{ m})^2 + (3,50 \text{ m})^2$$

$$L^2 = 13,7 \text{ m}^2$$

$$L = 3,62 \text{ m}$$

$$L = 11,83 \text{ ft}$$

Dari perhitungan di atas, panjang *screw conveyor* = 11,83, sehingga total *screw conveyor* yang digunakan yaitu 1 buah.

2. Daya Penggerak

a. Friction H. P. Calculation (FHP)

$$FHP = \frac{DF \times HBF \times L \times S}{1000000} \dots\dots\dots 6$$

Keterangan :

FHP : Daya yang dibutuhkan untuk menggerakkan *conveyor* kosong

DF : *Diameter factor*

HBF : *Hanger bearing factor*

L : Panjang *conveyor* (ft)

S : Kecepatan *conveyor* (RPM)

DIAMETER FACTORS

| Diameter | Factor |
|----------|--------|
| 4 | 12 |
| 6 | 18 |
| 9 | 31 |
| 10 | 37 |
| 12 | 55 |
| 14 | 78 |
| 16 | 106 |
| 18 | 135 |
| 20 | 165 |
| 24 | 235 |

Gambar 1. *Diameter factor*

HANGER BEARING FACTORS

| Bearing Type | Bearing Factor | Bearing Class |
|---|----------------|---------------|
| Ball | 1.0 | I |
| Babbit Bronze * Graphite Bronze Plastic, laminated fabric-base Nylon * Bronze, oil-impregnated Wood | 1.7 | II |
| * Plastic, graphite- impregnated * Nylon * Teflon | 2.0 | III |
| * Hard Iron * Hard-Surfaced | 4.4 | IV |

Gambar 4. Hanger bearing factor

Diketahui :

$$DF = 12$$

$$HBF = 4,4 \text{ (untuk tipe bearing hard iron)}$$

$$L = 11,83 \text{ ft}$$

$$S = 165 \text{ rpm}$$

Sehingga *Friction H. P.* dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} FHP &= \frac{12 \times 4,4 \times 11,83 \text{ ft} \times 165 \text{ RPM}}{1000000} \\ &= 0,15 \text{ Hp} \end{aligned}$$

b. Material H. P. Calculation

$$\text{MHP} = \frac{\text{CP} \times \text{MF} \times \text{L}}{1000000} \dots\dots\dots 7$$

Keterangan :

MHP : Daya yang dibutuhkan untuk memindahkan bahan

CP : Kapasitas *conveyor* (lb/jam)

MF : *Material Factor*

L : Panjang *conveyor* (ft)

Diketahui :

$$\text{CP} = 8856,89 \text{ kg/jam}$$

$$= 19526,19 \text{ lb/jam}$$

$$\text{MF} = 4,4$$

$$\text{L} = 11,83 \text{ ft}$$

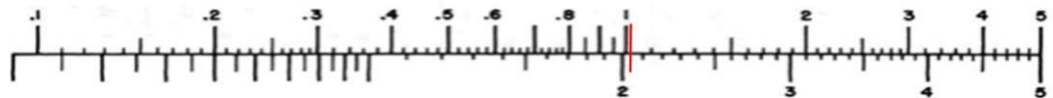
Sehingga *Material H. P.* data dihitung :

$$\text{MHP} = \frac{19525,47 \text{ lb/jam} \times 4,4 \times 11,83 \text{ ft}}{1000000}$$

$$= 1,02 \text{ Hp}$$

Karena nilai MHP < 5 HP, maka perlu dilakukan koreksi harga HP

menggunakan grafik :



Gambar 5. Grafik untuk koreksi MHP

Sehingga nilai MHP yang terkoreksi adalah :

$$\text{MHP} = 2,04 \text{ Hp}$$

c. Total Shaft H. P. Calculation

$$\text{TSHP} = \text{FHP} + \text{MHP} \dots\dots\dots 8$$

Keterangan :

TSHP : Total daya yang dibutuhkan

FHP : Daya yang dibutuhkan untuk menggerakkan *conveyor* kosong

MHP : Daya yang dibutuhkan untuk memindahkan bahan

Sehingga *Total Shaft H. P.* dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{TSHP} &= 0,15 \text{ Hp} + 2,04 \text{ Hp} \\ &= 2,19 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor yang digunakan = 85%, sehingga :

$$\text{HP} = \frac{2,19 \text{ Hp}}{85\%} = 2,58 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E. volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi, maka :

$$\text{HP} = 3 \text{ Hp}$$

KESIMPULAN**SC-03**

Tugas : Memindahkan C_6H_5OH dan $(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2$ dari *centrifuge* (CF-01)
menuju *bucket elevator* 3 (BE-03)

Jenis : Horizontal *screw conveyor*

Kapasitas = 5214,24

Diameter = 6 in
= 0,15 m

Panjang = 11,83 ft
= 3,61 m

Panjang standar = 12 ft
= 3,66 m

Kecepatan putar maks. = 165 RPM

Tenaga motor standar = 3 Hp

Jumlah = 1

SCREW CONVEYOR 4**SC-04**

Tugas : Memindahkan produk $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ dari *prilling tower* (PT-01) menuju *bucket elevator* 4 (BE-04)

Jenis : Horizontal *screw conveyor*



Gambar 1. *Screw Conveyor* 4 (SC-04)

Kondisi operasi

Suhu, $T = 30^\circ\text{C} = 303\text{ K}$

Tekanan, $P = 1\text{ atm} = 760\text{ mmHg}$

Komposisi Umpan

Tabel 1. Komposisi umpan akumulator

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|--|--------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 94,11 | 12,62 | 0,13 | 0,0020 | 0,9948 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | 228,29 | 6300,51 | 27,60 | 0,9980 | 0,0052 |
| Total | | 6313,13 | 27,73 | 1,0000 | 1,0000 |

1. Densitas padatan

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|--|---------|---------|---------|--------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | 0,33722 | 0,28100 | 0,28571 | 849,00 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n: Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

T_c : Temperatur kritis [K]

Tabel 3. Data densitas masing-masing komponen

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|---|----------------|----------------|--------|-------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 12,62 | 0,9980 | 1,0655 | 0,0021 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) | 6300,51 | 0,0020 | 1,0325 | 1,0304 |
| Total | 6313,13 | 1,0000 | | 1,0325 |

$$\text{Sehingga } \rho = 1,0325 \frac{\text{kg}}{\text{liter}}$$

$$\rho = 1032,50 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

1. Dimensi *screw conveyor*

Laju alir volumetrik

$$q = \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \dots\dots\dots 2$$

$$= \frac{6313,13 \text{ Kg/jam}}{1032,50 \text{ Kg/m}^3}$$

$$= 6,11 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 215,92 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Dimensi *screw conveyor* dipilih pada ukuran standar, berdasarkan tabel 5.4.

Walas, S. M., 1990, halaman 79 :

TABLE 5.4. Sizing Data for Screw Conveyors^a

(a) Diameter (rpm and cuft/hr)

| Diam. of Conveyer, Inches | Δ Max. Lump Size, Inches | Maximum Recommended Speed R.P.M. | Capacities, Cubic Feet Per Hour | | Maximum Recommended Speed R.P.M. | Capacities, Cubic Feet Per Hour | |
|---------------------------|--------------------------|---|---------------------------------|---------------|--|---------------------------------|---------------|
| | | | At Maximum Recommended Speed | At One R.P.M. | | At Maximum Recommended Speed | At One R.P.M. |
| | | Loading of Materials in Trough Class I—45% Full | | | Loading of Materials in Trough Class II—30% Full | | |
| 6 | 1/4 | 165 | 375 | 2.27 | 120 | 180 | 1.5 |
| 9 | 1 1/2 | 150 | 1200 | 8.0 | 100 | 560 | 5.6 |
| 12 | 2 | 140 | 2700 | 19.3 | 90 | 1200 | 18.3 |
| 14 | 2 1/2 | 130 | 4000 | 30.8 | 85 | 1790 | 21.1 |
| 16 | 3 | 120 | 5600 | 46.6 | 80 | 2510 | 31.4 |
| 18 | 3 | 115 | 7600 | 66.1 | 75 | 3400 | 45.4 |
| 20 | 3 1/2 | 105 | 9975 | 95.0 | 70 | 4340 | 62.1 |

Gambar 2. Data ukuran untuk *screw conveyor*

Sehingga diketahui :

Kapasitas, Fv = 375 ft³/jam
 = 10,62 m³/jam

Diameter *conveyor*, D = 6 in
 = 0,15 m

Kecepatan putar maks = 165 rpm

Berdasarkan Brown, G. G., 1978, halaman 52, panjang standar *screw conveyor* berkisar antara 8-12 ft, dipilih :

Panjang standar, L = 12 ft
 = 3,66 m

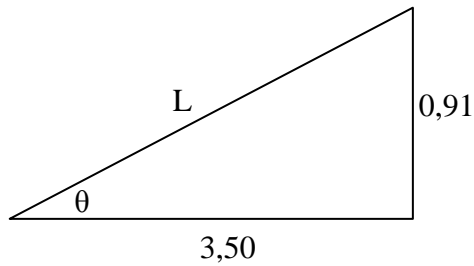
Sudut kemiringan, θ = 15°

Jarak dari *layout* = 3,5 m

$$\sin \theta = \frac{H}{\text{jarak}} \dots\dots\dots 3$$

$$H = \sin \theta \times \text{jarak} \dots\dots\dots 4$$

= sin 15° x 3,5 m
 = 0,91 m



$$L^2 = H^2 + J^2 \dots\dots\dots 5$$

$$L^2 = (0,91 \text{ m})^2 + (3,50 \text{ m})^2$$

$$L^2 = 13,7 \text{ m}^2$$

$$L = 3,62 \text{ m}$$

$$L = 11,83 \text{ ft}$$

Dari perhitungan di atas, panjang *screw conveyor* = 11,83, sehingga total *screw conveyor* yang digunakan yaitu 1 buah.

2. Daya Penggerak

a. Friction H. P. Calculation (FHP)

$$FHP = \frac{DF \times HBF \times L \times S}{1000000} \dots\dots\dots 6$$

Keterangan :

FHP : Daya yang dibutuhkan untuk menggerakkan *conveyor* kosong

DF : *Diameter factor*

HBF : *Hanger bearing factor*

L : Panjang *conveyor* (ft)

S : Kecepatan *conveyor* (RPM)

DIAMETER FACTORS

| Diameter | Factor |
|----------|--------|
| 4 | 12 |
| 6 | 18 |
| 9 | 31 |
| 10 | 37 |
| 12 | 55 |
| 14 | 78 |
| 16 | 106 |
| 18 | 135 |
| 20 | 165 |
| 24 | 235 |

Gambar 1. *Diameter factor*

HANGER BEARING FACTORS

| Bearing Type | Bearing Factor | Bearing Class |
|---|----------------|---------------|
| Ball | 1.0 | I |
| Babbit Bronze * Graphite Bronze Plastic, laminated fabric-base Nylon * Bronze, oil-impregnated Wood | 1.7 | II |
| * Plastic, graphite- impregnated * Nylon * Teflon | 2.0 | III |
| * Hard Iron * Hard-Surfaced | 4.4 | IV |

Gambar 4. Hanger bearing factor

Diketahui :

$$DF = 12$$

$$HBF = 4,4 \text{ (untuk tipe bearing hard iron)}$$

$$L = 11,83 \text{ ft}$$

$$S = 165 \text{ rpm}$$

Sehingga *Friction H. P.* dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{FHP} &= \frac{12 \times 4,4 \times 11,83 \text{ ft} \times 165 \text{ RPM}}{1000000} \\ &= 0,15 \text{ Hp} \end{aligned}$$

b. Material H. P. Calculation

$$\text{MHP} = \frac{\text{CP} \times \text{MF} \times \text{L}}{1000000} \dots\dots\dots 7$$

Keterangan :

MHP : Daya yang dibutuhkan untuk memindahkan bahan

CP : Kapasitas *conveyor* (lb/jam)

MF : *Material Factor*

L : Panjang *conveyor* (ft)

Diketahui :

$$\text{CP} = 6313,13 \text{ kg/jam}$$

$$= 13918,07 \text{ lb/jam}$$

$$\text{MF} = 4,4$$

$$\text{L} = 11,83 \text{ ft}$$

Sehingga *Material H. P.* data dihitung :

$$\text{MHP} = \frac{13918,07 \text{ lb/jam} \times 4,4 \times 11,83 \text{ ft}}{1000000}$$

$$= 0,72 \text{ Hp}$$

Karena nilai MHP < 5 HP, maka perlu dilakukan koreksi harga HP

menggunakan grafik :



Gambar 5. Grafik untuk koreksi MHP

Sehingga nilai MHP yang terkoreksi adalah :

$$\text{MHP} = 1,72 \text{ Hp}$$

c. Total Shaft H. P. Calculation

$$\text{TSHP} = \text{FHP} + \text{MHP} \dots\dots\dots 8$$

Keterangan :

TSHP : Total daya yang dibutuhkan

FHP : Daya yang dibutuhkan untuk menggerakkan *conveyor* kosong

MHP : Daya yang dibutuhkan untuk memindahkan bahan

Sehingga *Total Shaft H. P.* dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{TSHP} &= 0,15 \text{ Hp} + 1,72 \text{ Hp} \\ &= 1,87 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor yang digunakan = 85%, sehingga :

$$\text{HP} = \frac{1,87 \text{ Hp}}{85\%} = 2,21 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E. volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi, maka :

$$\text{HP} = 3 \text{ Hp}$$

KESIMPULAN**SC-04**

Tugas : Memindahkan produk $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ dari *prilling tower* (PT-01)
menuju *bucket elevator* 4 (BE-04)

Jenis : Horizontal *screw conveyor*

Kapasitas = 5214,24

Diameter = 6 in

= 0,15 m

Panjang = 11,83 ft

= 3,61 m

Panjang standar = 12 ft

= 3,66 m

Kecepatan putar maks. = 165 RPM

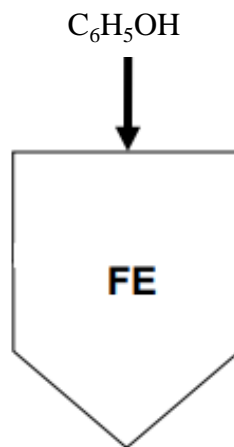
Tenaga motor standar = 3 Hp

Jumlah = 1

FEEDER 1**FE-01**

Tugas : Menampung bahan baku padatan C_6H_5OH dari *bucket elevator* 1

Tipe alat : Silinder tegak dengan *flat head* dan tutup bawah konis



Gambar 1. Feeder (FE-01)

1. Komposisi Umpan masuk

Tabel 1. Komposisi umpan masuk

| Komponen | BM | kg/jam | kmol/jam | %berat | %mol |
|--------------|-------|----------------|---------------|---------------|---------------|
| C_6H_5OH | 94,11 | 5209,02 | 289,23 | 0,9990 | 0,9990 |
| H_2O | 18,01 | 5,21 | 0,29 | 0,0010 | 0,0010 |
| Total | | 5214,23 | 289,52 | 1,0000 | 1,0000 |

2. Dimensi *feeder*

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal} &= 10 \text{ menit} \\ &= 0,1667 \text{ jam} \end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas, } M = 869,04 \text{ kg}$$

$$\text{Densitas, } \rho = 1065,4 \text{ kg/m}^3$$

Dipakai *feeder* bentuk konis dengan sudut 45°

$$\begin{aligned} \text{Volume padatan yang ditampung} &= \frac{M}{\rho} \\ &= \frac{869,04 \text{ kg}}{1065,4 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,82 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi konis (t)} &= 0,5 \cdot D \tan (45^\circ) \dots\dots\dots 1 \\ &= 0,5 \cdot D \cdot 1,00 \\ &= 0,5 \cdot D \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume konis} &= \frac{1}{3} \times \text{luas alas} \times \text{tinggi} \dots\dots\dots 2 \\ &= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D^2 (0,5D)^2 \end{aligned}$$

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot H \dots\dots\dots 3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D^2 (0,5D)^2 + \frac{\pi}{4} D^2 \cdot H \dots\dots\dots 4 \\ &= \frac{2 \cdot \pi}{4} D^3 + \frac{\pi}{24} D^3 \\ &= \frac{13}{24} \pi \cdot D^3 \end{aligned}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{24 \cdot V_t}{13 \cdot \pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{24 \cdot 0,82 \text{ m}^3}{13 \cdot 3,14}}$$

$$D = 0,78 \text{ m} = 30,81 \text{ in}$$

$$H = 1,57 \text{ m} = 61,62 \text{ in}$$

3. Tebal dinding tangki

Tebal dinding tangki dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E + 0,4 P} + C \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

- P = Tekanan perancangan, psi
- r = Jari-jari tangki, in
- f = *Maximum allowable stress*, psi
- E = Efisiensi pengelasan
- C = *Minimum corrosion allowance* , in

$$r = 15,41 \text{ in}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm}$$

Tangki dirancang dapat menerima tekanan 20% lebih tinggi dari tekanan operasi, maka :

$$P_{\text{overdesign}} = 1,20 \text{ atm}$$

$$= 17,64 \text{ psi}$$

Dipilih bahan konstruksi *carbon steel SA-283 grade C* dengan :

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

Sehingga tebal tangki :

$$t_s = \frac{17,64 \text{ psi} \times 15,41 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 0,85 - 0,4 \times 17,64 \text{ psi}} + 0,125$$

$$= 0,1503 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Dipilih tebal dinding standar} &= 0,1875 \text{ in} \\ &= 0,0048 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Dimensi Konikal

$$\begin{aligned} \text{Tinggi konis (t)} &= 0,5 \cdot 0,78 \text{ m} \\ &= 0,39 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga tinggi total :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= H + t \dots\dots\dots 6 \\ &= 1,57 \text{ m} + 0,39 \text{ m} \\ &= 1,96 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Tebal *conical bottom*

Tebal *conical bottom* dihitung dengan persamaan :

$$t_c = \frac{P \times D}{2 \cdot \cos \alpha \cdot (f \times E - 0,6 \times P)} + C \dots\dots\dots 7$$

$$P = 17,64 \text{ psi}$$

$$D = 30,81 \text{ in}$$

$$\alpha = 30^\circ$$

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

Sehingga tebal *conical bottom* :

$$t_c = \frac{17,64 \text{ psi} \times 30,81 \text{ in}}{2 \times \cos 30^\circ (12650 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 17,64 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$
$$= 0,1542 \text{ in}$$

Dipilih tebal *conical bottom* standar = 0,1875 in

KESIMPULAN**FE-01**

Tugas : Menampung bahan baku padatan C_6H_5OH dari *bucket elevator* 1

Tipe alat : Silinder tegak dengan *flat head* dan tutup bawah konis

Volume padatan = 0,82 m³

Diameter (D) = 0,78 m

Tinggi (H) = 1,57 m

Tinggi konis (t) = 0,39 m

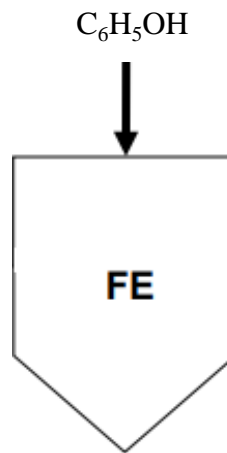
Tebal dinding = 0,1875 in

Tebal *conical bottom* = 0,1875 in

FEEDER 2**FE-02**

Tugas : Menampung hasil fase padat *centrifuge* (CF-01) dari *bucket elevator* 2

Tipe alat : Silinder tegak dengan *flat head* dan tutup bawah konis



Gambar 1. Feeder (FE-02)

1. Komposisi Umpan masuk

Tabel 1. Komposisi umpan masuk

| Komponen | BM | kg/jam | kmol/jam | %berat | %mol |
|-----------------------------|--------|----------------|---------------|--------------|--------------|
| C_6H_5OH | 94,11 | 2550,08 | 141,59 | 0,2879 | 0,2879 |
| $(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2$ (l) | 228,29 | 33,02 | 1,83 | 0,0037 | 0,0037 |
| $(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2$ (s) | 229,29 | 6273,79 | 348,35 | 0,7084 | 0,7084 |
| Total | | 8856,89 | 491,78 | 1,000 | 1,000 |

2. Dimensi *feeder*

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal} &= 1 \text{ menit} \\ &= 0,1667 \text{ jam} \end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas, } M = 1476,15 \text{ kg}$$

$$\text{Densitas, } \rho = 954,6 \text{ kg/m}^3$$

Dipakai *feeder* bentuk konis dengan sudut 45°

$$\begin{aligned} \text{Volume padatan yang ditampung} &= \frac{M}{\rho} \\ &= \frac{1476,10 \text{ kg}}{954,6 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1,55 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi konis (t)} &= 0,5 \cdot D \tan (45^\circ) \dots\dots\dots 1 \\ &= 0,5 \cdot D \cdot 1,00 \\ &= 0,5 \cdot D \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume konis} &= \frac{1}{3} \times \text{luas alas} \times \text{tinggi} \dots\dots\dots 2 \\ &= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D^2 (0,5D)^2 \end{aligned}$$

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot H \dots\dots\dots 3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D^2 (0,5D)^2 + \frac{\pi}{4} D^2 \cdot H \dots\dots\dots 4 \\ &= \frac{2 \cdot \pi}{4} D^3 + \frac{\pi}{24} D^3 \end{aligned}$$

$$= \frac{13}{24} \pi \cdot D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{24 \cdot V_t}{13 \cdot \pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{24 \cdot 1,55 \text{ m}^3}{1 \cdot 3,4}}$$

$$D = 0,97 \text{ m} = 38,13 \text{ in}$$

$$H = 1,94 \text{ m} = 76,27 \text{ in}$$

3. Tebal dinding tangki

Tebal dinding tangki dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E + 0,4 P} + C \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

- P = Tekanan perancangan, psi
- r = Jari-jari tangki, in
- f = *Maximum allowable stress*, psi
- E = Efisiensi pengelasan
- C = *Minimum corrosion allowance* , in

$$r = 19,07 \text{ in}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm}$$

Tangki dirancang dapat menerima tekanan 20% lebih tinggi dari tekanan operasi, maka :

$$P_{\text{overdesign}} = 1,20 \text{ atm}$$

$$= 17,64 \text{ psi}$$

Dipilih bahan konstruksi *carbon steel SA-283 grade C* dengan :

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

Sehingga tebal tangki :

$$t_s = \frac{17,64 \text{ psi} \times 19,07 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 0,85 - 0,4 \times 17,64 \text{ psi}} + 0,125$$

$$= 0,1563 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal dinding standar} = 0,1875 \text{ in}$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

4. Dimensi Konikal

$$\text{Tinggi konis (t)} = 0,5 \cdot 0,78 \text{ m}$$

$$= 0,48 \text{ m}$$

Sehingga tinggi total :

$$\text{Tinggi total} = H + t \dots\dots\dots 6$$

$$= 1,94 \text{ m} + 0,48 \text{ m}$$

$$= 2,42 \text{ m}$$

4. Tebal *conical bottom*

Tebal *conical bottom* dihitung dengan persamaan :

$$t_c = \frac{P \times D}{2 \cdot \cos \alpha \cdot (f \times E - 0,6 \times P)} + C \dots\dots\dots 7$$

$$P = 17,64 \text{ psi}$$

$$D = 38,13 \text{ in}$$

$$\alpha = 30^\circ$$

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

Sehingga tebal *conical bottom* :

$$t_c = \frac{17,64 \text{ psi} \times 38,13 \text{ in}}{2 \times \cos 30^\circ (12650 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 17,64 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$
$$= 0,1612 \text{ in}$$

Dipilih tebal *conical bottom* standar = 0,1875 in

KESIMPULAN**FE-02**

Tugas : Menampung bahan baku padatan C_6H_5OH dari *bucket elevator* 1

Tipe alat : Silinder tegak dengan *flat head* dan tutup bawah konis

Volume padatan = 1,55 m³

Diameter (D) = 0,97 m

Tinggi (H) = 1,94 m

Tinggi konis (t) = 0,48 m

Tebal dinding = 0,1875 in

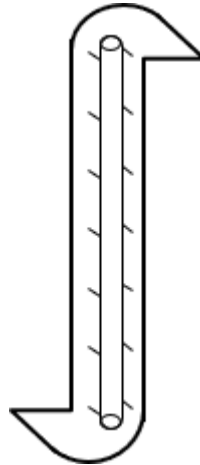
Tebal *conical bottom* = 0,1875 in

BUCKET ELEVATOR 1**BE-01**

Tugas : Menaikkan bahan baku C_6H_5OH dari *screw conveyor* 1 (SC-01) menuju silo 1 (SL-01)

Tipe alat : *Bucket elevator (Centrifugal – discharge spaced bucket)*

Skema :



Gambar 1. *Bucket elevator* 1 (BE-01)

Kondisi operasi

Suhu, $T = 30^{\circ}C = 303\text{ K}$

Tekanan, $P = 1\text{ atm} = 760\text{ mmHg}$

1. Komposisi Umpan

Tabel 1. Komposisi umpan akumulator

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|--------------|-------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| C_6H_5OH | 94,11 | 5209,02 | 55,35 | 0,9990 | 0,9948 |
| H_2O | 18,01 | 5,21 | 0,29 | 0,0010 | 0,0052 |
| Total | | 5214,23 | 55,64 | 1,0000 | 1,0000 |

2. Dimensi *Bucket Elevator*

TABLE 21-8 Bucket-Elevator Specifications for Centrifugal-Discharge Buckets on Belt, Malleable-Iron, or Steel Buckets*

| Size of bucket, in (mm), and bucket spacing, in (mm)† | Elevator centers, ft‡ | Capacity, tons/h (metric tons/h)§ | Size of lumps handled, in (mm)¶ | Bucket speed, ft/min (m/min) | r/min, head shaft | hp required at head shaft | Additional hp/ft for intermediate lengths | Head | Tail | Head | Tail | Belt width, in |
|---|-----------------------|-----------------------------------|---------------------------------|------------------------------|-------------------|---------------------------|---|-------|-------|------|------|----------------|
| 6 × 4 × 4¼ – 12 | 25 | 14 (12.7) | ¾ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 1.0 | 0.02 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 20 | 14 | 7 |
| | 50 | 14 (12.7) | ¾ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 1.6 | 0.02 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 20 | 14 | 7 |
| (152 × 102 × 108) – (305) | 75 | 14 (12.7) | ¾ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 2.1 | 0.02 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 20 | 14 | 7 |
| 8 × 5 × 5½ – 14 | 25 | 27 (24.5) | 1 (25.4) | 225 (68.6) | 43 | 1.6 | 0.04 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 20 | 14 | 9 |
| | 50 | 30 (27.2) | 1 (25.4) | 260 (79.2) | 41 | 3.5 | 0.05 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 24 | 14 | 9 |
| (203 × 127 × 140) – (356) | 75 | 30 (27.2) | 1 (25.4) | 260 (79.2) | 41 | 4.8 | 0.05 | 2½/₁₆ | 1½/₁₆ | 24 | 14 | 9 |
| 10 × 6 × 6¼ – 16 | 25 | 45 (40.8) | 1½ (32.0) | 225 (68.6) | 43 | 3.0 | 0.063 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 20 | 16 | 11 |
| | 50 | 52 (47.2) | 1½ (32.0) | 260 (79.2) | 41 | 5.2 | 0.07 | 2½/₁₆ | 1½/₁₆ | 24 | 16 | 11 |
| (254 × 152 × 159) – (406) | 75 | 52 (47.2) | 1½ (32.0) | 260 (79.2) | 41 | 7.2 | 0.07 | 2½/₁₆ | 1½/₁₆ | 24 | 16 | 11 |
| 12 × 7 × 7¼ – 18 | 25 | 75 (68.1) | 1½ (38.1) | 260 (79.2) | 41 | 4.7 | 0.1 | 2½/₁₆ | 1½/₁₆ | 24 | 18 | 13 |
| | 50 | 84 (76.3) | 1½ (38.1) | 300 (91.4) | 38 | 8.9 | 0.115 | 2½/₁₆ | 1½/₁₆ | 30 | 18 | 13 |
| (305 × 178 × 184) – (457) | 75 | 84 (76.3) | 1½ (38.1) | 300 (91.4) | 38 | 11.7 | 0.115 | 3½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 18 | 13 |
| 14 × 7 × 7¼ – 18 | 25 | 100 (90.8) | 1¾ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 7.3 | 0.14 | 2½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 18 | 15 |
| | 50 | 100 (90.8) | 1¾ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 11.0 | 0.14 | 3½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 18 | 15 |
| (355 × 179 × 184) – (457) | 75 | 100 (90.8) | 1¾ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 14.3 | 0.14 | 3½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 18 | 15 |
| 16 × 8 × 8½ – 18 | 25 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 300 (91.4) | 38 | 8.5 | 0.165 | 2½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 20 | 18 |
| | 50 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 300 (91.4) | 38 | 12.6 | 0.165 | 3½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 20 | 18 |
| (406 × 203 × 216) – (457) | 75 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 400 (121.9) | 38 | 16.7 | 0.165 | 3½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 20 | 18 |

*From Stephens-Adamson Division, Allis-Chalmers Corporation.

†Bucket size given: width × projection × depth. Assumed bucket linear speed is 150 ft/min (45.7 m/min).

‡Elevator centers to nearest SI equivalent are 25 ft ≈ 8 m, 50 ft ≈ 15 m, and 75 ft ≈ 23 m.

§Capacities and horsepowers are given for materials having bulk densities of 100 lb/ft³ (1602 kg/m³). For other densities these will vary in direct proportion: a 50-lb/ft³ material will reduce the capacity and horsepower required by 50 percent.

¶If the amount of lump product is less than 15 percent of the total, lump size may be twice that given.

Berdasarkan tabel 21-8 *Perry's Chemical Handbook 7th edition*, halaman 21-15, didapatkan spesifikasi *bucket elevator* sebagai berikut :

Ukuran *bucket* = 6 in x 4 in

Bucket spacing = 4,25 – 12 in

Kapasitas maks. = 14 ton/jam

Putaran *head shaft* = 43 rpm

Kecepatan = 225 ft/menit

Tinggi *bucket* = 50 ft

Tinggi alat = 107,65 ft

$$\begin{aligned} \text{Jumlah } bucket &= \frac{\text{Tinggi alat}}{\text{Tinggi elevator}} \\ &= \frac{107,65 \text{ ft}}{50 \text{ ft}} = 2,15 \text{ buah} \\ &= 3 \text{ buah} \end{aligned}$$

Daya poros = 1,6 Hp

Rasio daya/tinggi = 0,02

Lebar *belt* = 7 in

3. Daya *Bucket Elevator*

Tinggi *bucket* standar = 50 ft

Tinggi alat = 107,65 ft

Power head shaft = 1,6 Hp

Penambahan tenaga = 0,02 Hp/ft

Daya Bucket Elevator dihitung menggunakan persamaan berikut :

Daya = Hps + Penambahan tenaga (Tinggi alat – Tinggi *bucket* standar)..... 1

$$= 1,6 \text{ Hp} + 0,02 \text{ Hp/ft} (107,65 \text{ ft} - 50 \text{ ft})$$

$$= 2,75 \text{ ft}$$

Jika efisiensi 80%, maka :

$$\text{Daya} = \frac{2,75 \text{ ft}}{80\%}$$

$$= 3,44 \text{ ft}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd *edition*, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor insuksi adalah:

$$P = 5 \text{ Hp}$$

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar 2. Daya motor standar

KESIMPULAN

BE-01

Tugas : Menaikkan bahan baku C_6H_5OH dari *screw conveyor* 1 (SC-01) menuju silo 1 (SL-01).

Tipe alat : *Bucket elevator (Centrifugal – discharge spaced bucket)*

Dimensi *bucket* :

Ukuran *bucket* = 6 in x 4 in

Bucket spacing = 4,25 – 12 in

Tinggi *bucket* = 50 ft

Jumlah bucket = 3

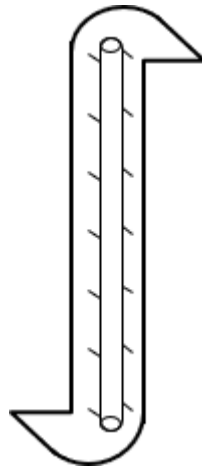
Daya = 5 Hp

BUCKET ELEVATOR 2**BE-02**

Tugas : Menaikkan bahan baku C_6H_5OH dari *screw conveyor* 2 (SC-02) menuju *feeder* 1 (FE-01).

Tipe alat : *Bucket elevator (Centrifugal – discharge spaced bucket)*

Skema :



Gambar 1. *Bucket elevator* 2 (BE-02)

Kondisi operasi

Suhu, $T = 30^{\circ}C = 303\text{ K}$

Tekanan, $P = 1\text{ atm} = 760\text{ mmHg}$

1. Komposisi Umpan

Tabel 1. Komposisi umpan akumulator

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|--------------|-------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| C_6H_5OH | 94,11 | 5209,02 | 55,35 | 0,9990 | 0,9948 |
| H_2O | 18,01 | 5,21 | 0,29 | 0,0010 | 0,0052 |
| Total | | 5214,23 | 55,64 | 1,0000 | 1,0000 |

2. Dimensi *Bucket Elevator*

TABLE 21-8 Bucket-Elevator Specifications for Centrifugal-Discharge Buckets on Belt, Malleable-Iron, or Steel Buckets*

| Size of bucket, in (mm), and bucket spacing, in (mm)† | Elevator centers, ft‡ | Capacity, tons/h (metric tons/h)§ | Size of lumps handled, in (mm)¶ | Bucket speed, ft/min (m/min) | r/min, head shaft | hp required at head shaft | Additional hp/ft for intermediate lengths | Head | Tail | Head | Tail | Belt width, in |
|---|-----------------------|-----------------------------------|---------------------------------|------------------------------|-------------------|---------------------------|---|-------|-------|------|------|----------------|
| 6 × 4 × 4¼ – 12 | 25 | 14 (12.7) | ¾ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 1.0 | 0.02 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 20 | 14 | 7 |
| | 50 | 14 (12.7) | ¾ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 1.6 | 0.02 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 20 | 14 | 7 |
| (152 × 102 × 108) – (305) | 75 | 14 (12.7) | ¾ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 2.1 | 0.02 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 20 | 14 | 7 |
| 8 × 5 × 5½ – 14 | 25 | 27 (24.5) | 1 (25.4) | 225 (68.6) | 43 | 1.6 | 0.04 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 20 | 14 | 9 |
| | 50 | 30 (27.2) | 1 (25.4) | 260 (79.2) | 41 | 3.5 | 0.05 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 24 | 14 | 9 |
| (203 × 127 × 140) – (356) | 75 | 30 (27.2) | 1 (25.4) | 260 (79.2) | 41 | 4.8 | 0.05 | 2½/₁₆ | 1½/₁₆ | 24 | 14 | 9 |
| 10 × 6 × 6¼ – 16 | 25 | 45 (40.8) | 1½ (32.0) | 225 (68.6) | 43 | 3.0 | 0.063 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 20 | 16 | 11 |
| | 50 | 52 (47.2) | 1½ (32.0) | 260 (79.2) | 41 | 5.2 | 0.07 | 2½/₁₆ | 1½/₁₆ | 24 | 16 | 11 |
| (254 × 152 × 159) – (406) | 75 | 52 (47.2) | 1½ (32.0) | 260 (79.2) | 41 | 7.2 | 0.07 | 2½/₁₆ | 1½/₁₆ | 24 | 16 | 11 |
| 12 × 7 × 7¼ – 18 | 25 | 75 (68.1) | 1½ (38.1) | 260 (79.2) | 41 | 4.7 | 0.1 | 2½/₁₆ | 1½/₁₆ | 24 | 18 | 13 |
| | 50 | 84 (76.3) | 1½ (38.1) | 300 (91.4) | 38 | 8.9 | 0.115 | 2½/₁₆ | 1½/₁₆ | 30 | 18 | 13 |
| (305 × 178 × 184) – (457) | 75 | 84 (76.3) | 1½ (38.1) | 300 (91.4) | 38 | 11.7 | 0.115 | 3½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 18 | 13 |
| 14 × 7 × 7¼ – 18 | 25 | 100 (90.8) | 1¾ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 7.3 | 0.14 | 2½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 18 | 15 |
| | 50 | 100 (90.8) | 1¾ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 11.0 | 0.14 | 3½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 18 | 15 |
| (355 × 179 × 184) – (457) | 75 | 100 (90.8) | 1¾ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 14.3 | 0.14 | 3½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 18 | 15 |
| 16 × 8 × 8½ – 18 | 25 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 300 (91.4) | 38 | 8.5 | 0.165 | 2½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 20 | 18 |
| | 50 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 300 (91.4) | 38 | 12.6 | 0.165 | 3½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 20 | 18 |
| (406 × 203 × 216) – (457) | 75 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 400 (121.9) | 38 | 16.7 | 0.165 | 3½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 20 | 18 |

*From Stephens-Adamson Division, Allis-Chalmers Corporation.

†Bucket size given: width × projection × depth. Assumed bucket linear speed is 150 ft/min (45.7 m/min).

‡Elevator centers to nearest SI equivalent are 25 ft ≈ 8 m, 50 ft ≈ 15 m, and 75 ft ≈ 23 m.

§Capacities and horsepowers are given for materials having bulk densities of 100 lb/ft³ (1602 kg/m³). For other densities these will vary in direct proportion: a 50-lb/ft³ material will reduce the capacity and horsepower required by 50 percent.

¶If the amount of lump product is less than 15 percent of the total, lump size may be twice that given.

Berdasarkan tabel 21-8 *Perry's Chemical Handbook 7th edition*, halaman 21-15, didapatkan spesifikasi *bucket elevator* sebagai berikut :

Ukuran *bucket* = 6 in x 4 in

Bucket spacing = 4,25 – 12 in

Kapasitas maks. = 14 ton/jam

Putaran *head shaft* = 43 rpm

Kecepatan = 225 ft/menit

Tinggi *bucket* = 25 ft

Tinggi alat = 25,50 ft

$$\begin{aligned} \text{Jumlah } \textit{bucket} &= \frac{\text{Tinggi alat}}{\text{Tinggi elevator}} \\ &= \frac{25,50 \text{ ft}}{50 \text{ ft}} = 0,51 \text{ buah} \\ &= 1 \text{ buah} \end{aligned}$$

Daya poros = 1,6 Hp

Rasio daya/tinggi = 0,02

Lebar *belt* = 7 in

3. Daya *Bucket Elevator*

Tinggi *bucket* standar = 50 ft

Tinggi alat = 25,51 ft

Power head shaft = 1,6 Hp

Penambahan tenaga = 0,02 Hp/ft

Daya *Bucket Elevator* dihitung menggunakan persamaan berikut :

Daya = Hps + Penambahan tenaga (Tinggi alat – Tinggi *bucket* standar)..... 1

$$= 1,6 \text{ Hp} + 0,02 \text{ Hp/ft} (25,51 \text{ ft} - 50 \text{ ft})$$

$$= 1,11 \text{ ft}$$

Jika efisiensi 80%, maka :

$$\text{Daya} = \frac{1,11 \text{ ft}}{80\%}$$

$$= 1,39 \text{ ft}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd *edition*, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor insuksi adalah:

$$P = 1,5 \text{ Hp}$$

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar 2. Daya motor standar

KESIMPULAN

BE-02

Tugas : Menaikkan bahan baku C_6H_5OH dari *screw conveyor* 2 (SC-02) menuju *feeder* 1 (FE-01).

Tipe alat : *Bucket elevator (Centrifugal – discharge spaced bucket)*

Dimensi *bucket* :

Ukuran *bucket* = 6 in x 4 in

Bucket spacing = 4,25 – 12 in

Tinggi *bucket* = 50 ft

Jumlah bucket = 1

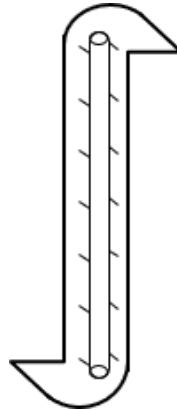
Daya = 1,5 Hp

BUCKET ELEVATOR 3**BE-03**

Tugas : Menaikkan hasil keluaran *centrifuge* (CF-01) dari *screw conveyor* 3 (SC-03) menuju *feeder* 2 (FE-02)

Tipe alat : *Bucket elevator (Centrifugal – discharge spaced bucket)*

Skema :



Gambar 1. *Bucket elevator* 3 (BE-03)

Kondisi operasi

Suhu, $T = 30^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$

Tekanan, $P = 1\text{ atm} = 760\text{ mmHg}$

1. Komposisi Umpan

Tabel 1. Komposisi umpan akumulator

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|--|--------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 94,11 | 2550,79 | 27,10 | 0,2879 | 0,4962 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2\text{(l)}$ | 228,29 | 33,02 | 0,15 | 0,0037 | 0,0027 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2\text{(s)}$ | 228,29 | 6273,80 | 27,48 | 0,7084 | 0,5011 |
| Total | | 8856,60 | 54,73 | 1,0000 | 1,0000 |

2. Dimensi *Bucket Elevator*

TABLE 21-8 Bucket-Elevator Specifications for Centrifugal-Discharge Buckets on Belt, Malleable-Iron, or Steel Buckets*

| Size of bucket, in (mm), and bucket spacing, in (mm)† | Elevator centers, ft‡ | Capacity, tons/h (metric tons/h)§ | Size of lumps handled, in (mm)¶ | Bucket speed, ft/min (m/min) | r/min, head shaft | hp required at head shaft | Additional hp/ft for intermediate lengths | Head | Tail | Head | Tail | Belt width, in |
|---|-----------------------|-----------------------------------|---------------------------------|------------------------------|-------------------|---------------------------|---|-------|-------|------|------|----------------|
| 6 × 4 × 4¼ – 12 | 25 | 14 (12.7) | ¾ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 1.0 | 0.02 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 20 | 14 | 7 |
| | 50 | 14 (12.7) | ¾ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 1.6 | 0.02 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 20 | 14 | 7 |
| (152 × 102 × 108) – (305) | 75 | 14 (12.7) | ¾ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 2.1 | 0.02 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 20 | 14 | 7 |
| 8 × 5 × 5½ – 14 | 25 | 27 (24.5) | 1 (25.4) | 225 (68.6) | 43 | 1.6 | 0.04 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 20 | 14 | 9 |
| | 50 | 30 (27.2) | 1 (25.4) | 260 (79.2) | 41 | 3.5 | 0.05 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 24 | 14 | 9 |
| (203 × 127 × 140) – (356) | 75 | 30 (27.2) | 1 (25.4) | 260 (79.2) | 41 | 4.8 | 0.05 | 2½/₁₆ | 1½/₁₆ | 24 | 14 | 9 |
| 10 × 6 × 6¼ – 16 | 25 | 45 (40.8) | 1½ (32.0) | 225 (68.6) | 43 | 3.0 | 0.063 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 20 | 16 | 11 |
| | 50 | 52 (47.2) | 1½ (32.0) | 260 (79.2) | 41 | 5.2 | 0.07 | 2½/₁₆ | 1½/₁₆ | 24 | 16 | 11 |
| (254 × 152 × 159) – (406) | 75 | 52 (47.2) | 1½ (32.0) | 260 (79.2) | 41 | 7.2 | 0.07 | 2½/₁₆ | 1½/₁₆ | 24 | 16 | 11 |
| 12 × 7 × 7¼ – 18 | 25 | 75 (68.1) | 1½ (38.1) | 260 (79.2) | 41 | 4.7 | 0.1 | 2½/₁₆ | 1½/₁₆ | 24 | 18 | 13 |
| | 50 | 84 (76.3) | 1½ (38.1) | 300 (91.4) | 38 | 8.9 | 0.115 | 2½/₁₆ | 1½/₁₆ | 30 | 18 | 13 |
| (305 × 178 × 184) – (457) | 75 | 84 (76.3) | 1½ (38.1) | 300 (91.4) | 38 | 11.7 | 0.115 | 3½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 18 | 13 |
| 14 × 7 × 7¼ – 18 | 25 | 100 (90.8) | 1¾ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 7.3 | 0.14 | 2½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 18 | 15 |
| | 50 | 100 (90.8) | 1¾ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 11.0 | 0.14 | 3½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 18 | 15 |
| (355 × 179 × 184) – (457) | 75 | 100 (90.8) | 1¾ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 14.3 | 0.14 | 3½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 18 | 15 |
| 16 × 8 × 8½ – 18 | 25 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 300 (91.4) | 38 | 8.5 | 0.165 | 2½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 20 | 18 |
| | 50 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 300 (91.4) | 38 | 12.6 | 0.165 | 3½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 20 | 18 |
| (406 × 203 × 216) – (457) | 75 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 400 (121.9) | 38 | 16.7 | 0.165 | 3½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 20 | 18 |

*From Stephens-Adamson Division, Allis-Chalmers Corporation.

†Bucket size given: width × projection × depth. Assumed bucket linear speed is 150 ft/min (45.7 m/min).

‡Elevator centers to nearest SI equivalent are 25 ft ≈ 8 m, 50 ft ≈ 15 m, and 75 ft ≈ 23 m.

§Capacities and horsepowers are given for materials having bulk densities of 100 lb/ft³ (1602 kg/m³). For other densities these will vary in direct proportion: a 50-lb/ft³ material will reduce the capacity and horsepower required by 50 percent.

¶If the amount of lump product is less than 15 percent of the total, lump size may be twice that given.

Berdasarkan tabel 21-8 *Perry's Chemical Handbook 7th edition*, halaman 21-15, didapatkan spesifikasi *bucket elevator* sebagai berikut :

Ukuran *bucket* = 6 in x 4 in

Bucket spacing = 4,25 – 12 in

Kapasitas maks. = 14 ton/jam

Putaran *head shaft* = 43 rpm

Kecepatan = 225 ft/menit

Tinggi *bucket* = 25 ft

Tinggi alat = 15,72 ft

$$\begin{aligned} \text{Jumlah } \textit{bucket} &= \frac{\text{Tinggi alat}}{\text{Tinggi elevator}} \\ &= \frac{15,72 \text{ ft}}{25 \text{ ft}} = 0,63 \text{ buah} \\ &= 1 \text{ buah} \end{aligned}$$

Daya poros = 1,6 Hp

Rasio daya/tinggi = 0,02

Lebar *belt* = 7 in

3. Daya *Bucket Elevator*

Tinggi *bucket* standar = 25 ft

Tinggi alat = 15,72 ft

Power head shaft = 1,6 Hp

Penambahan tenaga = 0,02 Hp/ft

Daya Bucket Elevator dihitung menggunakan persamaan berikut :

Daya = Hps + Penambahan tenaga (Tinggi alat – Tinggi *bucket* standar)..... 1

$$= 1,6 \text{ Hp} + 0,02 \text{ Hp/ft} (15,72 \text{ ft} - 25 \text{ ft})$$

$$= 1,41 \text{ ft}$$

Jika efisiensi 80%, maka :

$$\text{Daya} = \frac{1,41 \text{ ft}}{80\%}$$

$$= 1,77 \text{ ft}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd *edition*, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor insuksi adalah:

$$P = 2 \text{ Hp}$$

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar 2. Daya motor standar

KESIMPULAN

BE-03

Tugas : Menaikkan hasil keluaran *centrifuge* (CF-01) dari *screw conveyor* 3 (SC-03) menuju *feeder* 2 (FE-02)

Tipe alat : *Bucket elevator (Centrifugal – discharge spaced bucket)*

Dimensi *bucket* :

Ukuran *bucket* = 6 in x 4 in

Bucket spacing = 4,25 – 12 in

Tinggi *bucket* = 25 ft

Jumlah bucket = 1

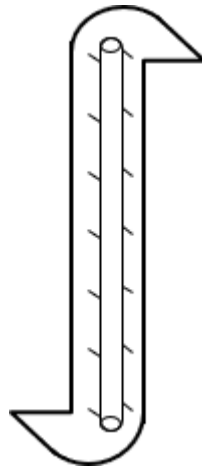
Daya = 2 Hp

BUCKET ELEVATOR 4**BE-04**

Tugas : Menaikkan bahan baku C_6H_5OH dari *screw conveyor* 4 (SC-04) menuju silo 2 (SL-02)

Tipe alat : *Bucket elevator (Centrifugal – discharge spaced bucket)*

Skema :



Gambar 1. *Bucket elevator* 4 (BE-04)

Kondisi operasi

Suhu, $T = 30^{\circ}C = 303 K$

Tekanan, $P = 1 atm = 760 mmHg$

1. Komposisi Umpan

Tabel 1. Komposisi umpan akumulator

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|-------------------------|--------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| C_6H_5OH | 94,11 | 12,62 | 0,13 | 0,0020 | 0,9948 |
| $(CH_3)_2C(C_6H_4OH)_2$ | 228,29 | 6300,51 | 27,60 | 0,9980 | 0,0052 |
| Total | | 6313,13 | 27,73 | 1,0000 | 1,0000 |

2. Dimensi *Bucket Elevator*

TABLE 21-8 Bucket-Elevator Specifications for Centrifugal-Discharge Buckets on Belt, Malleable-Iron, or Steel Buckets*

| Size of bucket, in (mm), and bucket spacing, in (mm)† | Elevator centers, ft‡ | Capacity, tons/h (metric tons/h)§ | Size of lumps handled, in (mm)¶ | Bucket speed, ft/min (m/min) | r/min, head shaft | hp required at head shaft | Additional hp/ft for intermediate lengths | Head | Tail | Head | Tail | Belt width, in |
|---|-----------------------|-----------------------------------|---------------------------------|------------------------------|-------------------|---------------------------|---|-------|-------|------|------|----------------|
| 6 × 4 × 4¼ – 12 | 25 | 14 (12.7) | ¾ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 1.0 | 0.02 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 20 | 14 | 7 |
| | 50 | 14 (12.7) | ¾ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 1.6 | 0.02 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 20 | 14 | 7 |
| (152 × 102 × 108) – (305) | 75 | 14 (12.7) | ¾ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 2.1 | 0.02 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 20 | 14 | 7 |
| 8 × 5 × 5½ – 14 | 25 | 27 (24.5) | 1 (25.4) | 225 (68.6) | 43 | 1.6 | 0.04 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 20 | 14 | 9 |
| | 50 | 30 (27.2) | 1 (25.4) | 260 (79.2) | 41 | 3.5 | 0.05 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 24 | 14 | 9 |
| (203 × 127 × 140) – (356) | 75 | 30 (27.2) | 1 (25.4) | 260 (79.2) | 41 | 4.8 | 0.05 | 2½/₁₆ | 1½/₁₆ | 24 | 14 | 9 |
| 10 × 6 × 6¼ – 16 | 25 | 45 (40.8) | 1½ (32.0) | 225 (68.6) | 43 | 3.0 | 0.063 | 1½/₁₆ | 1½/₁₆ | 20 | 16 | 11 |
| | 50 | 52 (47.2) | 1½ (32.0) | 260 (79.2) | 41 | 5.2 | 0.07 | 2½/₁₆ | 1½/₁₆ | 24 | 16 | 11 |
| (254 × 152 × 159) – (406) | 75 | 52 (47.2) | 1½ (32.0) | 260 (79.2) | 41 | 7.2 | 0.07 | 2½/₁₆ | 1½/₁₆ | 24 | 16 | 11 |
| 12 × 7 × 7¼ – 18 | 25 | 75 (68.1) | 1½ (38.1) | 260 (79.2) | 41 | 4.7 | 0.1 | 2½/₁₆ | 1½/₁₆ | 24 | 18 | 13 |
| | 50 | 84 (76.3) | 1½ (38.1) | 300 (91.4) | 38 | 8.9 | 0.115 | 2½/₁₆ | 1½/₁₆ | 30 | 18 | 13 |
| (305 × 178 × 184) – (457) | 75 | 84 (76.3) | 1½ (38.1) | 300 (91.4) | 38 | 11.7 | 0.115 | 3½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 18 | 13 |
| 14 × 7 × 7¼ – 18 | 25 | 100 (90.8) | 1¾ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 7.3 | 0.14 | 2½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 18 | 15 |
| | 50 | 100 (90.8) | 1¾ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 11.0 | 0.14 | 3½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 18 | 15 |
| (355 × 179 × 184) – (457) | 75 | 100 (90.8) | 1¾ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 14.3 | 0.14 | 3½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 18 | 15 |
| 16 × 8 × 8½ – 18 | 25 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 300 (91.4) | 38 | 8.5 | 0.165 | 2½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 20 | 18 |
| | 50 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 300 (91.4) | 38 | 12.6 | 0.165 | 3½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 20 | 18 |
| (406 × 203 × 216) – (457) | 75 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 400 (121.9) | 38 | 16.7 | 0.165 | 3½/₁₆ | 2½/₁₆ | 30 | 20 | 18 |

*From Stephens-Adamson Division, Allis-Chalmers Corporation.
 †Bucket size given: width × projection × depth. Assumed bucket linear speed is 150 ft/min (45.7 m/min).
 ‡Elevator centers to nearest SI equivalent are 25 ft ≈ 8 m, 50 ft ≈ 15 m, and 75 ft ≈ 23 m.
 §Capacities and horsepowers are given for materials having bulk densities of 100 lb/ft³ (1602 kg/m³). For other densities these will vary in direct proportion: a 50-lb/ft³ material will reduce the capacity and horsepower required by 50 percent.
 ¶If the amount of lump product is less than 15 percent of the total, lump size may be twice that given.

Berdasarkan tabel 21-8 *Perry's Chemical Handbook 7th edition*, halaman 21-15, didapatkan spesifikasi *bucket elevator* sebagai berikut :

- Ukuran *bucket* = 6 in x 4 in
- Bucket spacing* = 4,25 – 12 in
- Kapasitas maks. = 14 ton/jam
- Putaran *head shaft* = 43 rpm
- Kecepatan = 225 ft/menit
- Tinggi *bucket* = 50 ft
- Tinggi silo = 89,19 ft
- Jumlah *bucket* = $\frac{\text{Tinggi silo}}{\text{Tinggi elevator}} = \frac{89,19 \text{ ft}}{50 \text{ ft}} = 2 \text{ buah}$
- Daya poros = 1,6 Hp
- Rasio daya/tinggi = 0,02
- Lebar *belt* = 7 in

3. Daya *Bucket Elevator*

Tinggi *bucket* standar = 50 ft

Tinggi silo = 89,19 ft

Power head shaft = 1,6 Hp

Penambahan tenaga = 0,02 Hp/ft

Daya *Bucket Elevator* dihitung menggunakan persamaan berikut :

Daya = Hps + Penambahan tenaga (Tinggi silo – Tinggi *bucket* standar)..... 1

$$= 1,6 \text{ Hp} + 0,02 \text{ Hp/ft} (89,19 \text{ ft} - 50 \text{ ft})$$

$$= 2,38 \text{ ft}$$

Jika efisiensi 80%, maka :

$$\text{Daya} = \frac{2,38 \text{ ft}}{80\%}$$

$$= 2,98 \text{ ft}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd *edition*, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor insuksi adalah:

$$P = 3 \text{ Hp}$$

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar 2. Daya motor standar

KESIMPULAN

BE-04

Tugas : Menaikkan bahan baku C_6H_5OH dari *screw conveyor* 4 (SC-04) menuju silo 2 (SL-02)

Tipe alat : *Bucket elevator (Centrifugal – discharge spaced bucket)*

Dimensi *bucket* :

Ukuran *bucket* = 6 in x 4 in

Bucket spacing = 4,25 – 12 in

Tinggi *bucket* = 50 ft

Jumlah bucket = 2

Daya = 3 Hp

BLOWER**(BL-01)**

Fungsi : Menghembuskan udara pengering yang akan digunakan pada pada *prilling tower* (PT-01)

Jenis : *Centrifugal blower*

Kondisi operasi

Suhu, T = 30°C = 303 K

Tekanan, P = 1 atm = 760 mmHg

Berdasarkan tabel 17-8, *Perry's 7th edition*, 1997, halaman 17-48 , konsentrasi debu dalam udara di daerah industri adalah 0,1 – 2,0 gr/1000 ft³.

Kebutuhan udara = 85000 kg/jam

Kapasitas penyaring udara = Kebutuhan udara
= 85000 kg/jam

Densitas udara

$$\rho = \frac{P \times BM}{R \times T} \dots\dots\dots 1$$

$$\rho = \frac{1 \text{ atm} \times 28,97 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}{0,0821 \frac{\text{m}^3 \cdot \text{atm}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \times T}$$

$$= 1,17 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Kecepatan volumetrik udara (Q)

$$Q = \frac{\text{Kebutuhan udara}}{\text{Densitas udara}} \dots\dots\dots 2$$

$$Q = \frac{85000 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1,17 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 72950,98 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

Untuk faktor keamanan, laju alir volumetrik dirancang 20% berlebih, sehingga :

$$Q = 120\% \times 72950,98 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \dots\dots\dots 3$$

$$= 87541,17 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

$$= 51524,79 \frac{\text{ft}^3}{\text{menit}}$$

Daya Blower

Daya blower dihitung berdasarkan Mc. Cabe and Smith, 1985, halaman 189 :

$$P = \frac{0,0643 \cdot T_a \cdot \gamma \cdot Q}{520 \cdot (\gamma - 1) \cdot \eta} \left[\left(\frac{P_b}{P_a} \right)^{\frac{1-\gamma}{\gamma}} - 1 \right] \dots\dots\dots 4$$

Keterangan :

P : Daya blower (Hp)

T_a : Suhu operasi (R)

Q : Kecepatan volumetrik udara (ft³/jam)

η : Efisiensi volumetrik udara (%)

P_a : Tekanan masuk blower (psi)

P_b : Tekanan keluar blower (psi)

γ : Konstanta ratio kapasitas panas (C_p/C_v)

Jika diasumsikan *pressure drop* pada blower = 2 psi, maka :

$$P_a = 14,7 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 P_b &= P_a + \textit{pressure drop} \\
 &= 14,7 \text{ psi} + 2 \text{ psi} \\
 &= 16,7 \text{ psi} \\
 T_a &= 546 \text{ R} \\
 Q &= 51524,79 \text{ ft}^3/\text{menit} \\
 \eta &= 85\% \\
 C_p \text{ udara} &= 0,0292 \\
 C_v \text{ udara} &= 0,0206 \\
 \gamma &= C_p/C_v = 1,4038
 \end{aligned}$$

Sehingga daya blower :

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{0,0643 \cdot 546 \text{ R} \cdot 1,4038 \cdot 51524,79 \frac{\text{ft}^3}{\text{menit}}}{520 \cdot (1,4038 - 1) \cdot 0,85} \left[\left(\frac{16,7}{14,7} \right)^{\frac{1}{1,4038}} - 1 \right] \\
 &= 343,07 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd *edition*, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor insuksi adalah :

$$P = 350 \text{ Hp}$$

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1 \frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7 \frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

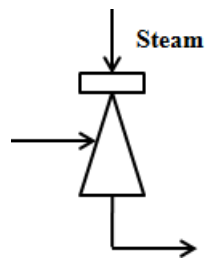
Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar 9. Daya motor standar

STEAM EJECTOR**EJ-01**

Fungsi : Membuat dan menjaga kondisi vakum pada stripper (ST-01)

Jenis : *Nozzle Ejector Single Stage* dengan *Condensor* berupa *Barometric Condensor*



Gambar 1. Skema *steam ejector*

Kondisi Operasi

Suhu, $T = 125,75^{\circ}\text{C}$

Tekanan, $P = 0,1510 \text{ atm}$

$\Delta P \text{ CD-04} = 0,0005 \text{ atm}$

$P \text{ suction} = P - \Delta P \text{ CD-04} \dots\dots\dots 1$
 $= 0,1510 \text{ atm} - 0,0005 \text{ atm}$
 $= 0,1505 \text{ atm}$
 $= 4,50 \text{ inHg}$

Dari Fig. 6-9 dan 6-11B, Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999 diperoleh :

1. Digunakan *steam ejector single stage* dengan *condenser* berupa *barometric condenser*.
2. Tekanan *motive steam*, diambil = 100 psig.

3. Untuk *suction pressure* 1-3 inHg, maka *air leakage* (bocoran udara) sebesar 25-30 lb/jam

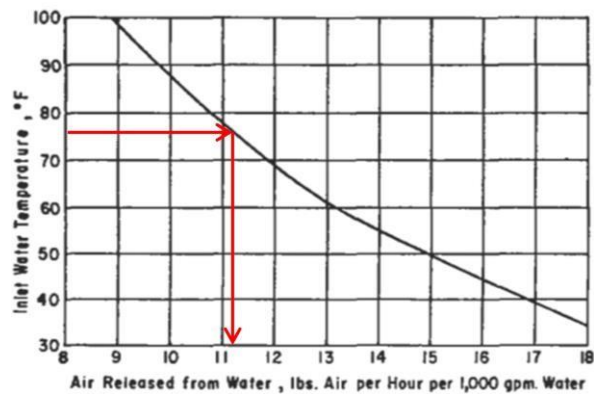
Diambil, *air leakage* = 30 lb/jam

Suhu air pendingin = 30°C

= 86°F

Berdasarkan Fig. 6-22, Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 368, diperoleh :

Udara yang dibebaskan air pendingin : 10,20 lb/jam



Gambar 2. Grafik untuk menentukan udara yang dibebaskan

Sehingga, total udara = 30 lb/jam + 10,20 lb/jam

= 40,20 lb/jam

Uap air yang menjenuhkan udara dalam ejector

$$W_v' = 0,62 \frac{P_v}{P_n} \dots\dots\dots 2$$

Keterangan :

W_v' : Uap air yang menjenuhkan udara

P_v : Tekanan uap yang diembunkan (uap air)

P_n : Tekanan gas yang tak mengembun (udara)

$$\begin{aligned}
 P_{suction} &= 4,50 \text{ inHg} \\
 \text{Temperatur kondensasi steam} &= 129,65^\circ\text{F} \\
 \text{Temperatur saat tekanan jenuh} &= \text{Temperatur kondensasi steam} - 7,5^\circ\text{F} \dots\dots\dots 3 \\
 &= 122,15^\circ\text{F} \\
 \text{Tekanan jenuh steam} &= 3,78 \text{ inHg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_n &= P_{suction} - P_v \dots\dots\dots 4 \\
 &= 4,50 \text{ inHg} - 3,78 \text{ inHg} \\
 &= 0,72 \text{ inHg}
 \end{aligned}$$

Sehingga uap air yang menjenuhkan udara :

$$\begin{aligned}
 W_v' &= 0,62 \frac{3,78 \text{ inHg}}{0,72 \text{ inHg}} \\
 &= 3,26 \frac{\text{lb uap air}}{\text{lb udara}}
 \end{aligned}$$

Jumlah uap air

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah uap air} &= W_v' \times \text{Jumlah udara} \dots\dots\dots 5 \\
 &= 1,77 \frac{\text{lb uap air}}{\text{lb udara}} \times 40,20 \frac{\text{lb udara}}{\text{jam}} \\
 &= 131,12 \frac{\text{lb uap air}}{\text{jam}}
 \end{aligned}$$

Laju massa campuran total

$$\begin{aligned}
 \text{Laju massa campuran total} &= \text{Laju massa uap air} + \text{Laju massa udara} \dots\dots\dots 6 \\
 &= 131,12 \text{ lb/jam} + 40,20 \text{ lb/jam} \\
 &= 171,32 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

Suhu campuran (udara dan uap air) keluar ejector

Suhu campuran keluar *ejector* dihitung menggunakan persamaan 6-1 , Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 361, sebagai berikut :

$$t_m = \frac{(W_s \cdot C_{ps} \cdot T_s) + (W_a \cdot C_{pa} \cdot T_a)}{(W_s \cdot C_{ps}) + (W_a \cdot C_{pa})} \dots\dots\dots 7$$

Keterangan :

W_s = Laju alir massa *steam* = 131,12 lb/jam

C_{ps} = Kapasitas panas spesifik *steam* = 0,451 BTU/(lb.°F)

T_s = Temperatur *steam* pada *suction pressure* = 129,65°F

W_a = Laju alir massa udara = 40,20 lb/jam

C_{pa} = Kapasitas panas spesifik udara = 0,24 BTU/(lb.°F)

T_a = Temperatur udara pada *suction pressure* = 258,34°F

Sehingga suhu campuran keluar *ejector* :

$$t_m = \frac{(131,12 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \cdot 0,451 \frac{\text{BTU}}{\text{lb.}^\circ\text{F}} \cdot 129,65^\circ\text{F}) + (40,20 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \cdot 0,24 \frac{\text{BTU}}{\text{lb.}^\circ\text{F}} \cdot 258,34^\circ\text{F})}{(131,12 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \cdot 0,451 \frac{\text{BTU}}{\text{lb.}^\circ\text{F}}) + (40,20 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \cdot 0,24 \frac{\text{BTU}}{\text{lb.}^\circ\text{F}})}$$

$$= 147,80^\circ\text{F}$$

$$= 64,33^\circ\text{C}$$

Ukuran ejector

$P_{suction}$ = 4,50 inHg

Kapasitas = 171,32 lb/jam

Berdasarkan Fig. 6-28A, Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 375, diperoleh :

Ukuran *ejector* = 3 in

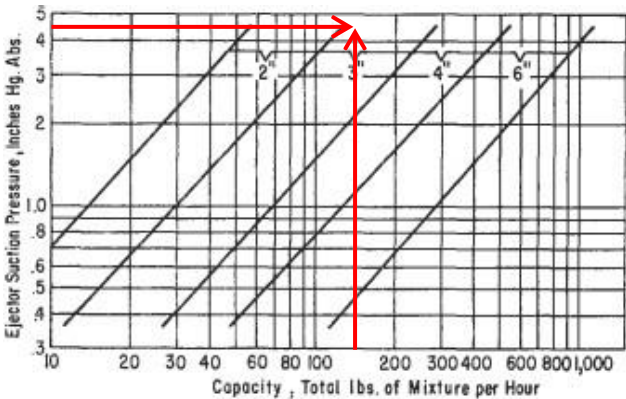


Figure 6-28A. Ejector size, single stage—typical. By permission, Worthington Corp.

Gambar 3. Grafik untuk menentukan ukuran *ejector*

Kebutuhan steam

$$W_s = W_s' W_m \cdot K \cdot F \dots\dots\dots 8$$

Keterangan :

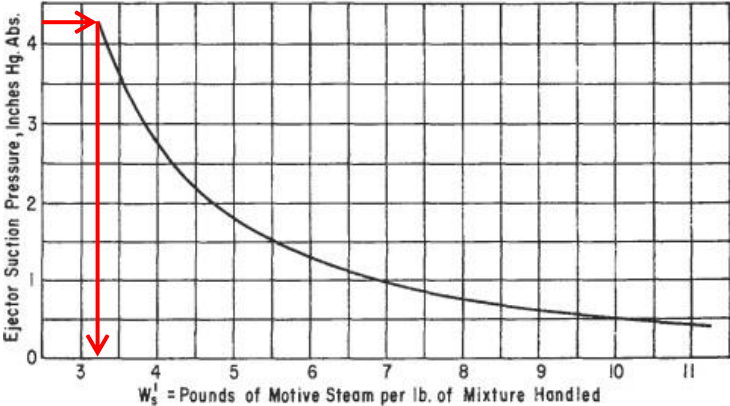
W_m = Laju alir massa campuran (lb/jam)

K = Faktor beban non *condensable*

F = Faktor tekanan *steam*

Berdasarkan Fig. 6-28B, Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 375, diperoleh :

$$W_s' = 3,20$$

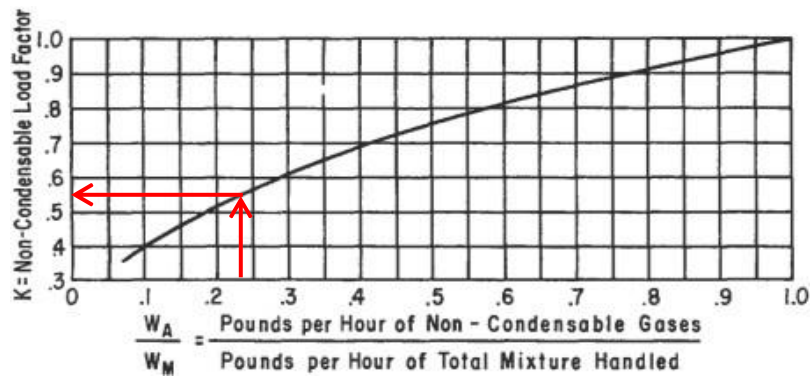


Gambar 4. Grafik untuk menentukan W_s'

Berdasarkan Fig. 6-28C, Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 376, diperoleh :

$$\frac{W_A}{W_M} = \frac{40,20 \text{ lb/jam}}{171,32 \text{ lb/jam}} = 0,23$$

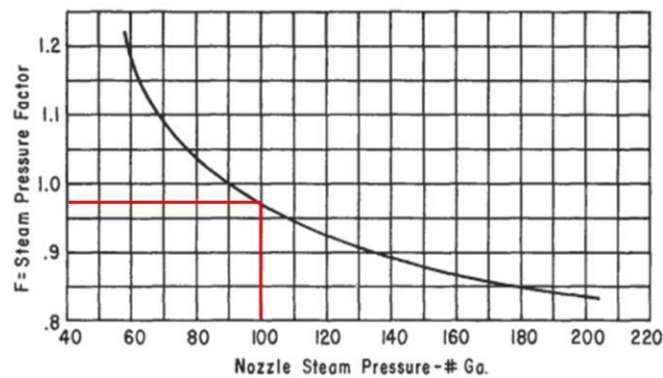
$$K = 0,55$$



Gambar 5. Grafik untuk menentukan faktor beban non *condensable*

Berdasarkan Fig. 6-28D, Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 376, diperoleh :

$$F = 0,97$$



Gambar 6. Grafik untuk menentukan faktor tekanan *steam*

Sehingga kebutuhan steam :

$$\begin{aligned} W_s &= 3,20 \cdot 171,32 \text{ lb/jam} \cdot 0,55 \cdot 0,97 \\ &= 294,29 \text{ lb/jam} = 133,49 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

KESIMPULAN**EJ-01**

Fungsi : Membuat dan menjaga kondisi vakum pada stripper (ST-01)

Jenis : *Nozzle Ejector Single Stage* dengan *Condensor* berupa *Barometric Condensor*

Suhu udara masuk = 125,75°C

P suction = 4,50 inHg

Suhu campuran keluar = 64,33°C

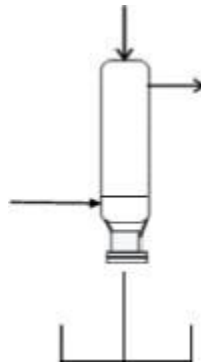
Kebutuhan *steam* = 133,49 kg/jam

Ukuran *ejector* = 3 in

BAROMETRIC CONDENSOR**BC-01**

Fungsi : Mengembunkan *steam* dari *steam ejector* dan mengubah tekanan vakum filtrat menjadi atmosferik

Skema alat :



Gambar 1. Skema alat *barometric condensor*

Kondisi operasi steam masuk *ejector*

Laju alir massa = 133,49 kg/jam

Tekanan = 100 psi
= 689,47 kPa

Suhu = 164,33°C

Entalpi pengembunan = 2762,78 kJ/kg

Suhu campuran (uap dan air) masuk *barometric condensor* = 64,33°C
= 147,80°F

Suhu air pendingin = 30°C

Panas Pengembunan

$Q = \text{Laju alir massa} \times \text{Entalpi pengembunan} \dots\dots\dots 1$
 $= 133,49 \text{ kg/jam} \times 2762,78 \text{ kJ/kg}$
 $= 368791,43 \text{ kJ/jam} = 349546,78 \text{ BTU/jam}$

Jumlah Air Pendingin

Jumlah air pendingin dihitung menggunakan persamaan 14.4, Kern, D. Q., 1983, halaman 396 :

$$Gpm = \frac{Q}{500 (T_s - t_w - t_a)} \dots\dots\dots 2$$

Keterangan :

| | |
|---|---------------------|
| Q = Panas pengembunan | = 349546,78 BTU/jam |
| T _s = Temperatur jenuh dari campuran masuk kondensor | = 147,80°F |
| t _w = Temperatur air pendingin | = 86°F |
| t _a = <i>Degree of approach</i> | = 5°F |

Sehingga jumlah air pendingin :

$$Gpm = \frac{349546,78 \frac{BTU}{jam}}{500 (147,80°F - 86°F - 5°F)}$$

$$= 12,31 \text{ gpm}$$

$$= 2,80 \frac{m^3}{jam}$$

Condensor tail pipe digunakan bersama dengan condenser, dipasang dengan panjang kaki tertentu ke dalam bak penampung air. Untuk memindahkan air dan kondensat dari kondensor tanpa kehilangan kevakumannya, diperlukan tinggi kaki cairan yang dijaga dengan *hydrostatic head* Δz yang sama dengan tekanan vakum dan atmosfer.



Gambar 3. Skema *condenser tail pipe*

Persamaan Bernoulli :

$$-ws = \Delta z + \frac{\Delta v^2}{2 \cdot gc} + \frac{\Delta P}{\gamma} + \Sigma F \dots\dots\dots 3$$

Dimana :

$$-ws = 0$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 \cdot gc} = 0$$

$$\Sigma F = 0$$

$$\gamma = 0$$

Sehingga :

$$0 = \Delta z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} \dots\dots\dots 4$$

Dimana :

$$\Delta z = Z_B - Z_A$$

$$\Delta P = P_B - P_A$$

$$P_A = 4,50 \text{ inHg} = 1554,64 \text{ kg/m}^2$$

$$P_B = 1 \text{ atm} = 10332,27 \text{ kg/m}^2$$

Sehingga :

$$\frac{(1554,64 - 10332,27) \frac{\text{kg}}{\text{m}^2}}{1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0 - Z_A$$

$$Z_A = 8,78 \text{ m}$$

Menentukan Suhu Air Keluar *Barometric Condensor*

Suhu campuran masuk BC-01 = 147,80°F

Temperature *approach* :

$$\text{Terminal difference} = 5^\circ\text{F}$$

$$\text{Exit air or non condensable} = 5^\circ\text{F}$$

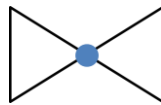
$$\begin{aligned}\text{Suhu air keluar dari BC-01} &= \text{Suhu campuran masuk} - \textit{Terminal difference} \\ &= 147,80^{\circ}\text{F} - 5^{\circ}\text{F} \\ &= 142,80^{\circ}\text{F} = 61,55^{\circ}\text{C}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Suhu udara keluar dari BC-01} &= \text{Suhu air dingin} + \textit{Exit air or non condensable} \\ &= 86^{\circ}\text{F} + 5^{\circ}\text{F} \\ &= 91^{\circ}\text{F} = 32,78^{\circ}\text{C}\end{aligned}$$

EXPANTION VALVE**(EX-01)**

Fungsi : Menurunkan tekanan keluar reaktor (R-01) sebelum masuk evaporator (EV-01)

Jenis : *Globe valve*



Gambar 1. *Expantion valve*

Kondisi operasi

T = 70,06°C

Pin = 2,72 atm

Pout = 1,14 atm

1. Komposisi Umpan

Tabel 1. Komposisi fluida panas

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|--|-----------|-----------------|---------------|---------------|---------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 58,08 | 400,33 | 6,90 | 0,0115 | 0,0195 |
| C ₆ H ₅ OH | 94,11 | 27271,78 | 289,78 | 0,7836 | 0,8167 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 228,29 | 6604,00 | 28,93 | 0,1898 | 0,0815 |
| H ₂ O | 18,01 | 525,78 | 29,20 | 0,0151 | 0,0843 |
| Total | | 34802,29 | 354,81 | 1,0000 | 1,0000 |

2. Densitas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|--|---------|---------|---------|--------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,27728 | 0,25760 | 0,29903 | 508.20 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,33722 | 0,28100 | 0,28571 | 849,00 |
| H ₂ O | 0,34710 | 0,27400 | 0,28571 | 647,13 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis [K]

Tabel 3. Data densitas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|--|-----------------|----------------|--------|-------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 400,33 | 0,0115 | 0,7309 | 0,0084 |
| C ₆ H ₅ OH | 27271,78 | 0,7836 | 1,0318 | 0,8085 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6604,00 | 0,1898 | 1,0079 | 0,1913 |
| H ₂ O | 525,78 | 0,0151 | 0,9853 | 0,0149 |
| Total | 34802,29 | 1,0000 | | 1,0231 |

$$\text{Sehingga } \rho = 1,0231 \frac{\text{kg}}{\text{L}}$$

$$\rho = 1023,10 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

3. Viskositas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|--|----------|------------|-------------|-------------|
| (CH ₃) ₂ CO | -7,2126 | 9,0305E+02 | 1,8385E-02 | -2,0353E-05 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2629E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1,2831 | 1,1047E-03 | -89645E-04 | 2,3595E-07 |
| H ₂ O | -10,2158 | 1,7925E+03 | 1,7730E-03 | -1,2631E-05 |

$$\text{Log}_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 2$$

$$\mu = 10^{(A + B/T + C + DT^2)} \dots\dots\dots 3$$

Keterangan :

μ : Viskositas campuran [cP]

A, B, ..., D : Konstanta

T : Temperatur [K]

Tabel 5. Data viskositas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|--|-----------------|----------------|-------|------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 400,33 | 0,0115 | 0,21 | 0,0025 |
| C ₆ H ₅ OH | 27271,78 | 0,7836 | 2,34 | 1,8338 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6604,00 | 0,1898 | 12,12 | 2,2994 |
| H ₂ O | 525,78 | 0,0151 | 0,40 | 0,0061 |
| Total | 34802,29 | 1,0000 | | 4,1418 |

Sehingga $\mu = 4,1418$ cP

$$\mu = 4,14 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}$$

4. Perancangan pipa

Pipa umpan masuk

Fase = Cair

$$G = 34802,29 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$\begin{aligned}
 \rho &= 1023,10 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \\
 &= 63,87 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \\
 Q &= \frac{G}{\rho} = \frac{34802,29 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1023,10 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \dots\dots\dots 4 \\
 &= 34,02 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0,33 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}
 \end{aligned}$$

Diameter pipa dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M., 1990, halaman 100 sebagai berikut :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

D_{opt} : Diameter dalam pipa (in)

Q : Laju alir volumetrik(ft^3/s)

ρ : Densitas (lb/ft^3)

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 D_{\text{opt}} &= 3,9 \cdot \left(0,33 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \cdot \left(63,87 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13} \\
 &= 4,09 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 11, Kern, D. Q., 1983, halaman 844 diperoleh :

$$\text{NPS} = 6$$

$$\text{Sch. No.} = 40$$

$$\text{OD} = 6,625 \text{ in} = 0,1683 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 6,605 \text{ in} = 0,1541 \text{ m}$$

$$\text{At} = 28,90 \text{ in}^2 = 0,0186 \text{ m}^2$$

Pipa keluaran

Fase = Cair

$$G = 34802,29 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$\rho = 1023,10 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$= 63,87 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$Q = \frac{G}{\rho} = \frac{34802,29 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1023,10 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 34,02 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0,33 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M., 1990, halaman 100 sebagai berikut :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

Keterangan :

D_{opt} : Diameter dalam pipa (in)

Q : Laju alir volumetrik (ft^3/s)

ρ : Densitas (lb/ft^3)

Sehingga :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \cdot \left(0,33 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \cdot \left(63,87 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13}$$

$$= 4,09 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 11, Kern, D. Q., 1983, halaman 844 diperoleh :

$$\text{NPS} = 6$$

$$\text{Sch. No.} = 40$$

$$\text{OD} = 6,625 \text{ in} = 0,1683 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 6,605 \text{ in} = 0,1541 \text{ m}$$

$$\text{At} = 28,90 \text{ in}^2 = 0,0186 \text{ m}^2$$

Dipilih bahan pipa : *Commercial Steel*

Kecepatan linier

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} v &= \frac{Q}{A_t} \dots\dots\dots 6 \\ &= \frac{0,33 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \cdot 3600 \frac{\text{jam}}{\text{s}}}{0,0186 \text{ m}^2} \\ &= 0,51 \frac{\text{m}}{\text{s}} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

Bilangan *Reynold* dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \cdot v \cdot \text{ID}}{\mu} \dots\dots\dots 7 \\ &= \frac{1023,10 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,51 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 0,1541 \text{ m}}{4,14 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \\ &= 19285,18 \end{aligned}$$

KESIMPULAN**EX-01**

Fungsi : Menurunkan tekanan keluar reaktor (R-01) sebelum masuk evaporator (EV-01)

Jenis : *Globe valve*

Kapasitas : 34802,29 kg/jam

Ukuran pipa :

$$\text{ODin} = 6,625 \text{ in} = 0,1683 \text{ m}$$

$$\text{IDin} = 6,605 \text{ in} = 0,1541 \text{ m}$$

$$\text{At in} = 28,90 \text{ in}^2 = 0,0186 \text{ m}$$

$$\text{ODout} = 6,625 \text{ in} = 0,1683 \text{ m}$$

$$\text{IDout} = 6,605 \text{ in} = 0,1541 \text{ m}$$

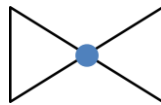
$$\text{At out} = 28,90 \text{ in}^2 = 0,0186 \text{ m}$$

Bahan pipa : *Commercial Steel*

EXPANTION VALVE**(EX-02)**

Fungsi : Menurunkan tekanan keluar bawah evaporator (EV-01) sebelum masuk kristalizer (KR-01)

Jenis : *Globe valve*



Gambar 1. *Expantion valve*

Kondisi operasi

T = 153,48°C

Pin = 1,12 atm

Pout = 1 atm

1. Komposisi Umpan

Tabel 1. Komposisi fluida panas

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|--|--------|-----------------|---------------|---------------|---------------|
| C ₆ H ₅ OH | 94,11 | 25500,77 | 270,97 | 0,7943 | 0,9035 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 228,29 | 6604,00 | 28,93 | 0,2057 | 0,0965 |
| Total | | 32104,77 | 354,81 | 1,0000 | 1,0000 |

2. Densitas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|--|---------|---------|---------|--------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,33722 | 0,28100 | 0,28571 | 849,00 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

T_c : Temperatur kritis [K]

Tabel 3. Data densitas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|--|-----------------|----------------|--------|-------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 25500,77 | 0,7943 | 0,9562 | 0,7595 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6604,00 | 0,2057 | 0,9540 | 0,1962 |
| Total | 32104,77 | 1,0000 | | 0,9557 |

$$\text{Sehingga } \rho = 0,9557 \frac{\text{kg}}{\text{L}}$$

$$\rho = 955,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

3. Viskositas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|--|---------|------------|-------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2629E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1,2831 | 1,1047E-03 | -89645E-04 | 2,3595E-07 |

$$\text{Log}_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 2$$

$$\mu = 10^{(A + B/T + C + DT^2)} \dots\dots\dots 3$$

Keterangan :

μ : Viskositas campuran [cP]

A, B, ..., D : Konstanta

T : Temperatur [K]

Tabel 5. Data viskositas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|--|-----------------|----------------|------|--------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 25500,77 | 0,7943 | 0,58 | 0,4594 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6604,00 | 0,2057 | 8,40 | 1,7278 |
| Total | 32104,77 | 1,0000 | | 2,1872 |

Sehingga $\mu = 2,1872 \text{ cP}$

$$\mu = 2,19 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}$$

4. Perancangan pipa

Pipa umpan masuk

Fase = Cair

$$G = 32104,77 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$\begin{aligned} \rho &= 955,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \\ &= 59,67 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \end{aligned}$$

$$Q = \frac{G}{\rho} = \frac{32104,77 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{955,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \dots\dots\dots 4$$

$$= 33,59 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0,33 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M., 1990, halaman 100 sebagai berikut :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

D_{opt} : Diameter dalam pipa (in)

Q : Laju alir volumetrik(ft^3/s)

ρ : Densitas (lb/ft^3)

Sehingga :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \cdot \left(0,33 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \cdot \left(59,67 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13}$$

$$= 4,03 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 11, Kern, D. Q., 1983, halaman 844 diperoleh :

$$\text{NPS} = 6$$

$$\text{Sch. No.} = 40$$

$$\text{OD} = 6,625 \text{ in} = 0,1683 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 6,605 \text{ in} = 0,1541 \text{ m}$$

$$\text{At} = 28,90 \text{ in}^2 = 0,0186 \text{ m}^2$$

Pipa keluaran

Fase = Cair

$$G = 32104,77 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$\rho = 955,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$= 59,67 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$Q = \frac{G}{\rho} = \frac{32104,77 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{955,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 33,59 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0,33 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M., 1990, halaman 100 sebagai berikut :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

Keterangan :

D_{opt} : Diameter dalam pipa (in)

Q : Laju alir volumetrik(ft^3/s)

ρ : Densitas (lb/ft^3)

Sehingga :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot \left(0,33 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \cdot \left(59,67 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13}$$

$$= 4,03 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 11, Kern, D. Q., 1983, halaman 844 diperoleh :

NPS = 6

Sch . No. = 40

OD = 6,625 in = 0,1683 m

ID = 6,605 in = 0,1541 m

At = 28,90 in^2 = 0,0186 m

Dipilih bahan pipa : *Commercial Steel*

Kecepatan linier

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$v = \frac{Q}{A_t} \dots \dots \dots 6$$

$$= \frac{0,33 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \cdot 3600 \frac{\text{jam}}{\text{s}}}{0,0186 \text{ m}^2}$$

$$= 0,50 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Bilangan Reynold

Bilangan *Reynold* dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \cdot v \cdot ID}{\mu} \dots\dots\dots 7 \\ &= \frac{955,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,50 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 0,1541 \text{ m}}{2,19 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \\ &= 33688,96 \end{aligned}$$

KESIMPULAN**EX-02**

Fungsi : Menurunkan tekanan keluar bawah evaporator (EV-01) sebelum masuk kristalizer (KR-01)

Jenis : *Globe valve*

Kapasitas : 32104,77 kg/jam

Ukuran pipa :

$$\text{ODin} = 6,625 \text{ in} = 0,1683 \text{ m}$$

$$\text{IDin} = 6,605 \text{ in} = 0,1541 \text{ m}$$

$$\text{At in} = 28,90 \text{ in}^2 = 0,0186 \text{ m}$$

$$\text{ODout} = 6,625 \text{ in} = 0,1683 \text{ m}$$

$$\text{IDout} = 6,605 \text{ in} = 0,1541 \text{ m}$$

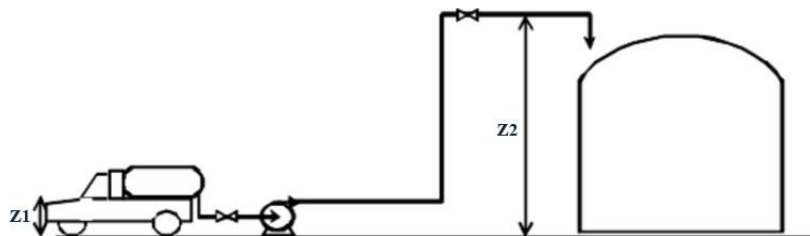
$$\text{At out} = 28,90 \text{ in}^2 = 0,0186 \text{ m}$$

Bahan pipa : *Commercial Steel*

POMPA 1**(P-01)**

Tugas : Mengalirkan bahan baku $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ dari tangki mobil menuju tangki penyimpanan (T-01) .

Jenis : *Centrifugal Pump-Single Stage*



Gambar 1. Skema aliran pompa

Data :

Volume mobil tangki = 3200 L

Waktu pengosongan = 30 menit = 0,5 jam

Tinggi tangki penyimpanan (T-01) = 14,77 m

1. Komposisi umpan masuk

Suhu, $T = 30^\circ\text{C} = 313\text{ K}$

Tekanan, $P = 1\text{ atm} = 760\text{ mmHg}$

Tabel 1. Komposisi fluida panas

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|----------------------------|-------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 58,08 | 1604,13 | 27,62 | 0,9975 | 0,9904 |
| H_2O | 18,01 | 4,83 | 0,27 | 0,0025 | 0,0096 |
| Total | | 1608,96 | 27,89 | 1,0000 | 1,0000 |

2. Densitas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|------------------------------------|---------|---------|---------|--------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,27728 | 0,25760 | 0,29903 | 508.20 |
| H ₂ O | 0,34710 | 0,27400 | 0,28571 | 647,13 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis [K]

Tabel 3. Data densitas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|------------------------------------|----------------|----------------|--------|-------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 1604,13 | 0,9975 | 0,7799 | 0,7776 |
| H ₂ O | 4,83 | 0,0025 | 1,0230 | 0,0031 |
| Total | 1608,96 | 1,0000 | | 0,7807 |

$$\text{Sehingga } \rho = 0,7807 \frac{\text{kg}}{\text{L}}$$

$$\rho = 780,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

3. Viskositas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|------------------------------------|----------|------------|------------|-------------|
| (CH ₃) ₂ CO | -7,2126 | 9,0305E+02 | 1,8385E-02 | -2,0353E-05 |
| H ₂ O | -10,2158 | 1,7925E+03 | 1,7730E-03 | -1,2631E-05 |

$$\text{Log}_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 2$$

$$\mu = 10^{(A + B/T + C + DT^2)} \dots\dots\dots 3$$

Keterangan :

μ : Viskositas campuran [cP]

A, B, ..., D : Konstanta

T : Temperatur [K]

Tabel 5. Data viskositas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | xF | μ | xF x μ |
|------------------------------------|----------------|---------------|-------|---------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 1604,13 | 0,9975 | 0,30 | 0,2941 |
| H ₂ O | 4,83 | 0,0025 | 0,82 | 0,0025 |
| Total | 1608,96 | 1,0000 | | 0,2966 |

Sehingga $\mu = 0,2966$ cP

$$\mu = 2,97 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}$$

4. Kecepatan Massa aliran

Massa cairan dalam tangki

Massa cairan dalam tangki = Volume tangki mobil x Densitas.....4

$$= 32000 \text{ L} \times 0,7807 \frac{\text{kg}}{\text{L}}$$

$$= 24981,16 \text{ kg}$$

Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = \frac{\text{Volume tangki mobil}}{\text{Waktu pengosongan}} \dots\dots\dots 5$$

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{32000 \text{ L}}{0,5 \text{ jam}} \\
 &= 64000 \frac{\text{L}}{\text{jam}} = 17,78 \frac{\text{L}}{\text{s}} = 0,0178 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \\
 &= 0,63 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \\
 &= 281,78 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Laju alir massa

Laju alir massa = Laju alir volumetrik x Densitas 6

$$\begin{aligned}
 &= 64000 \frac{\text{L}}{\text{jam}} \times 0,7807 \frac{\text{kg}}{\text{L}} \\
 &= 49962,33 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \\
 &= 13,88 \frac{\text{kg}}{\text{s}}
 \end{aligned}$$

5. Menentukan Titik Pemompaan

Titik *suction* 1

Tinggi *suction head* = 1,00 m

Tekanan permukaan cairan *suction head* = 1,00 atm

Titik *suction* 2

Tinggi *discharge head* = 14,77 m

Tekanan permukaan cairan *discharge head* = 1,00 atm

6. Pemilihan Pipa

$$\begin{aligned}
 Q &= 0,63 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \\
 \rho &= 787,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 48,74 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}
 \end{aligned}$$

Diameter pipa dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M., 1990, halaman 100 sebagai berikut :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \dots\dots\dots 7$$

Keterangan :

D_{opt} : Diameter dalam pipa (in)

Q : Laju alir volumetrik(ft^3/s)

ρ : Densitas (lb/ft^3)

Sehingga :

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9 \cdot \left(0,63 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \cdot \left(48,74 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13} \\ &= 5,24 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 11, Kern, D. Q., 1983, halaman 844 diperoleh :

NPS = 6

Sch . No. = 40

OD = 6,625 in = 0,1683 m

ID = 6,605 in = 0,1541 m

At = 28,9 in^2 = 0,0186 m^2

7. Kecepatan Linier

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} v_1 &= \frac{Q}{A_t} \dots\dots\dots 8 \\ &= \frac{0,0178 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,0186 \text{ m}^2} \\ &= 0,95 \frac{\text{m}}{\text{s}} \end{aligned}$$

$$v_1 = v_2$$

$$v_2 = 0,95 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

8. Bilangan *Reynold*

Bilangan *Reynold* dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \cdot v \cdot \text{ID}}{\mu} \dots\dots\dots 9 \\ &= \frac{780,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,95 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 0,1541 \text{ m}}{2,97 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \\ &= 386640,74 \end{aligned}$$

9. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan pipa : *Commercial Steel*

Dari Fig. 126 dan Fig 126, Brown, G. G. 1950 halaman 141, diperoleh :

$$\text{Kekasaran relatif, } \frac{\varepsilon}{D} = 0,00031$$

$$\text{Faktor friksi} = 0,017$$

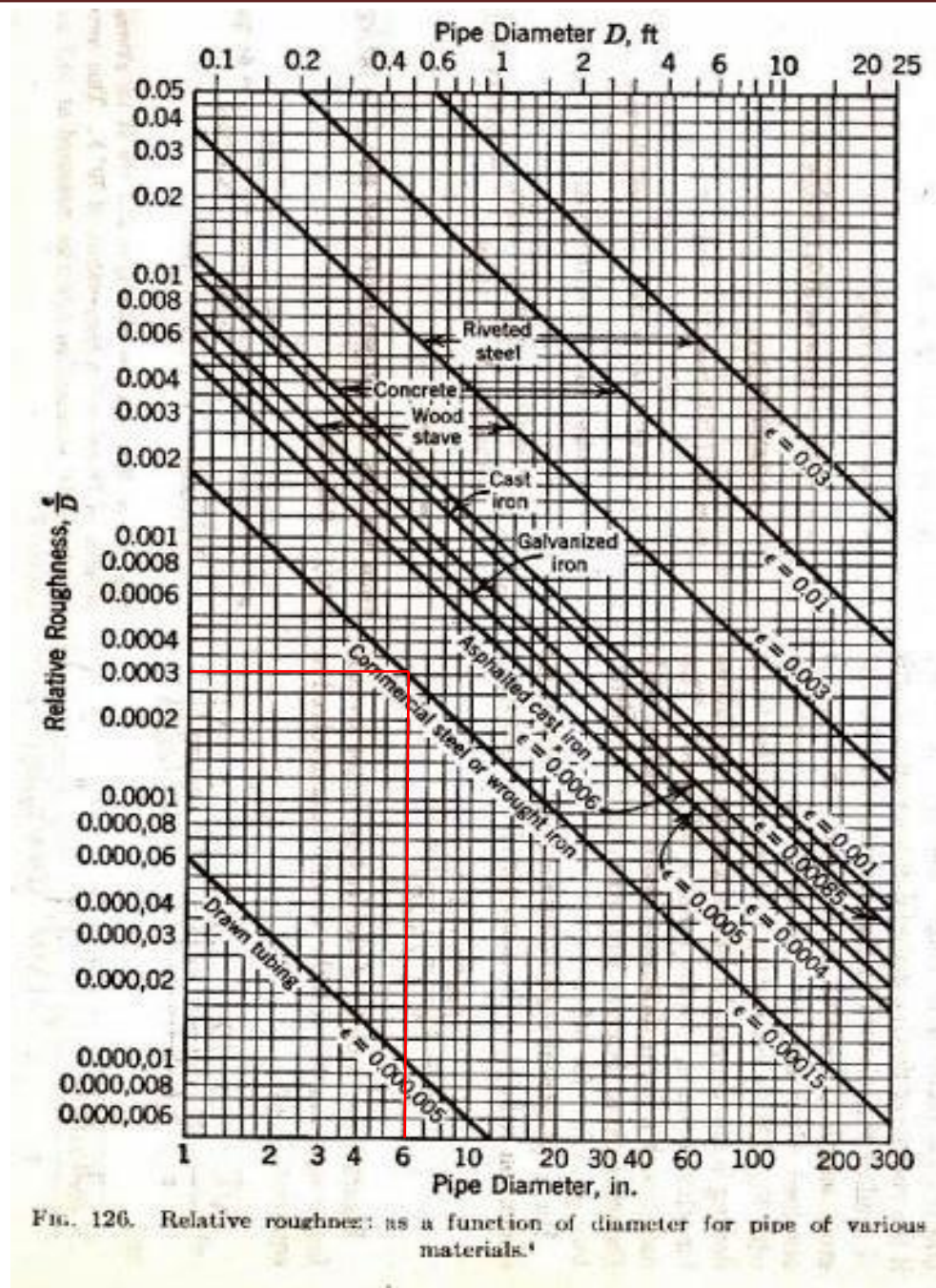
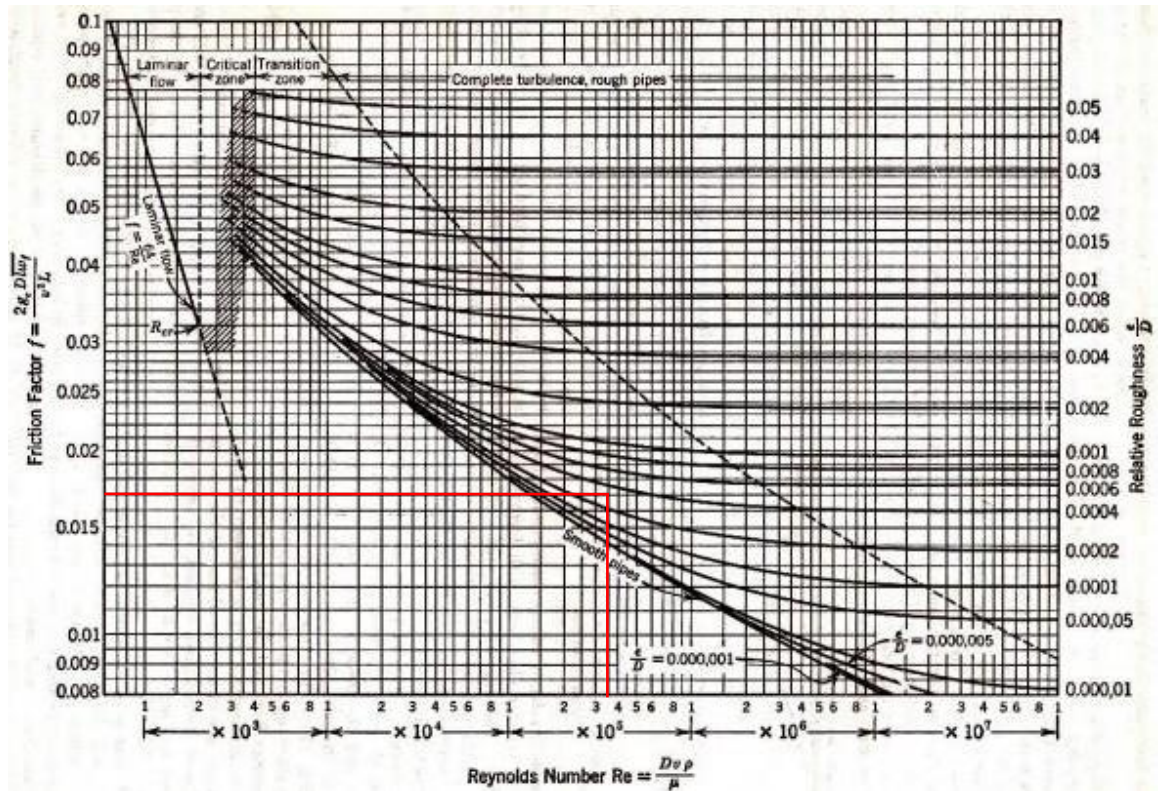


FIG. 126. Relative roughness: as a function of diameter for pipe of various materials.¹

Gambar 2. Grafik hubungan antara diameter pipa dengan kekasaran relatif



Gambar 3. Grafik hubungan antara bilangan *Reynold* dengan faktor friksi

10. Panjang Ekuivalen Pipa

Penentuan panjang ekuivalen pipa diperoleh dari Fig. 127 Brown, G. G., 1950, halaman 141, sehingga diperoleh :

Tabel 6. Data panjang ekuivalen pipa

| Keterangan | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|-------------------------------|--------|---------|------------------|-----------------|
| <i>Sudden Enlargment</i> | 1 | 16,5 | 16,5 | 5,03 |
| <i>Sudden Contraction</i> | 1 | 7 | 7 | 2,13 |
| <i>Check valve</i> | 1 | 40 | 40 | 12,19 |
| <i>Globe valve</i> | 1 | 140 | 140 | 42,67 |
| <i>Elbow</i> | 4 | 14 | 56 | 17,07 |
| Panjang pipa lurus (L) | | | | 14,77 |
| Total panjang (L+Le) | | | | 93,86 |

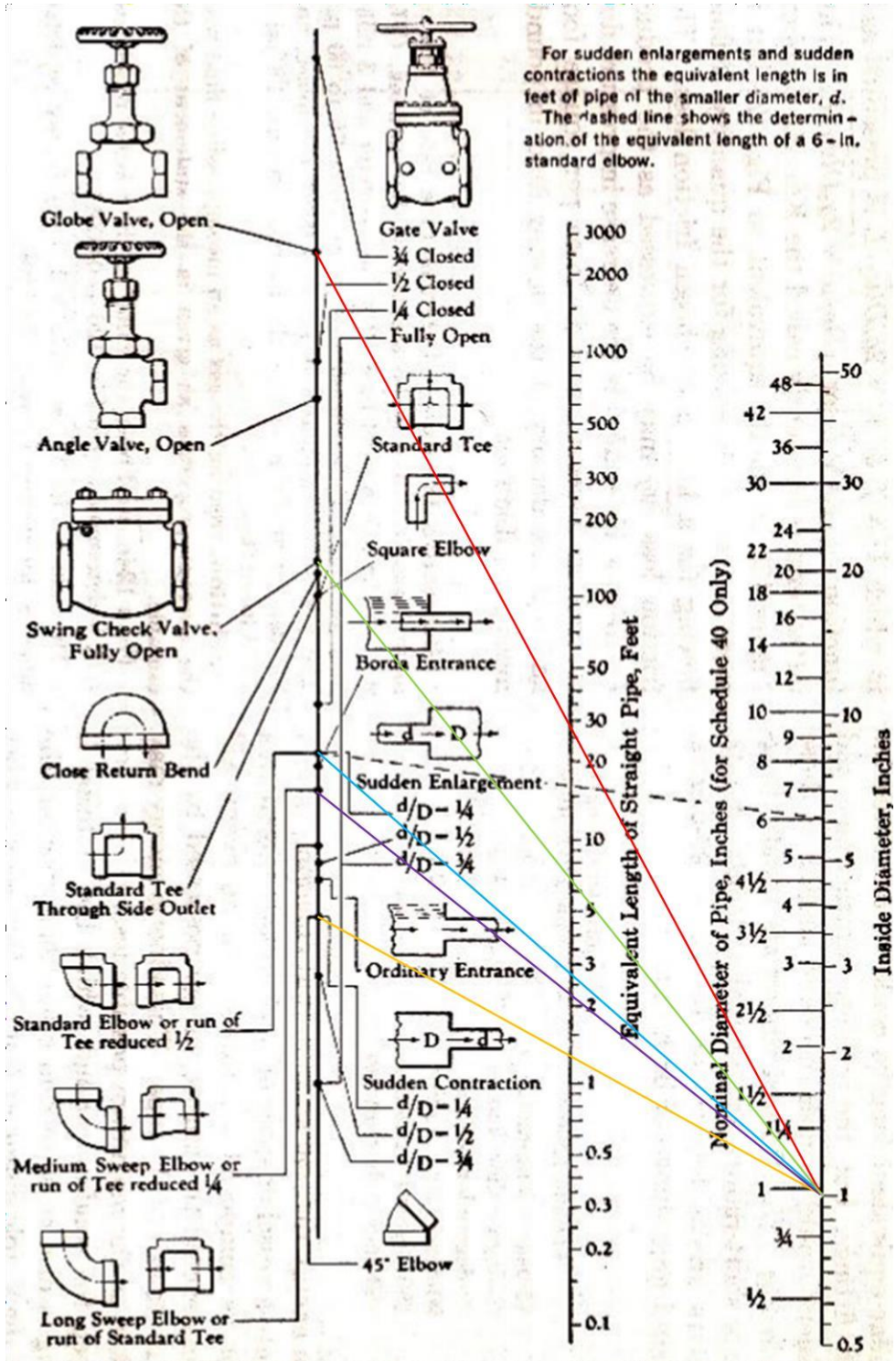


FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (Crane Co.)

Gambar 4. Diagram data panjang ekivalen

11. Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan *Bernoulli* sebagai berikut :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2.g} - H_f + H = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2.g} \dots\dots\dots 10$$

Keterangan :

g : Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

H : Head pompa (m)

H_f : Head karena friksi (m)

P_1 : Tekanan pada titik 1 (*suction*) (Pa)

P_2 : Tekanan pada titik 2 (*discharge*) (Pa)

v_1 : Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

v_2 : Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

z_1 : Elevasi titik 1 (m)

z_2 : Elevasi titik 2 (m)

Pressure Head

$$\gamma = \rho . g \dots\dots\dots 11$$

$$= 780,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$= 7650,48 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}$$

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \dots\dots\dots 12$$

$$= \frac{(1 \text{ atm} - 1 \text{ atm}) 101325 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{7650,48 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} \dots\dots\dots 13 \\
 &= \frac{(0,95 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 - (0,95 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \dots\dots\dots 14 \\
 &= 14,77 \text{ m} - 1 \text{ m} \\
 &= 13,77 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f \cdot v_1^2 \cdot (L + L_e)}{2 \cdot g \cdot ID} \dots\dots\dots 15 \\
 &= \frac{0,017 \cdot (0,95 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 \cdot (93,86 \text{ m})}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 0,1541 \text{ m}} \\
 &= 0,48 \text{ m} \\
 &= 1,58 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Total head

$$\begin{aligned}
 H &= H_p + H_v + H_s + H_f \dots\dots\dots 16 \\
 &= 0 \text{ m} + 0 \text{ m} + 13,77 \text{ m} + 0,48 \text{ m} \\
 &= 14,25 \text{ m} \\
 &= 46,76 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

12. Jenis Pompa

$$Q = 64 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

$$H = 14,35 \text{ m}$$

Berdasarkan Fig. 5.10 Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 245, diperoleh :

Jenis pompa = *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran pompa = 3500 rpm

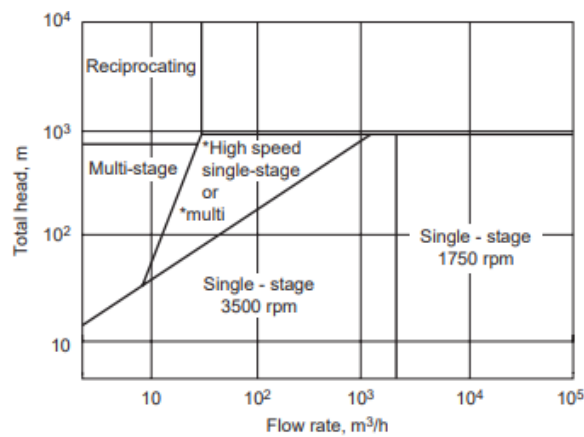


Figure 5.10. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Gambar 5. Diagram jenis pompa

13. Jenis Impeller

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194 jenis impeller untuk pompa sentrifugal, *single suction*, ditentukan berdasarkan nilai *specific head* menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}} \dots\dots\dots 17$$

Keterangan :

N_s : *Spesific speed*

N : Putaran pompa = 3500 rpm

Q : Laju alir volumetrik = 281,78 gpm

H : *Head* pompa = 46,76 ft

Sehingga nilai *specific head* :

$$N_s = \frac{3500 \cdot \sqrt{4,71 \text{ gpm}}}{(46,76 \text{ ft})^{0,75}}$$

$$= 3285,73$$

Berdasarkan Fig. 3-47, Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194, untuk nilai *specific head* sebesar 3285,73 diperoleh :

Jenis impeller : *Francis-Screw Field*

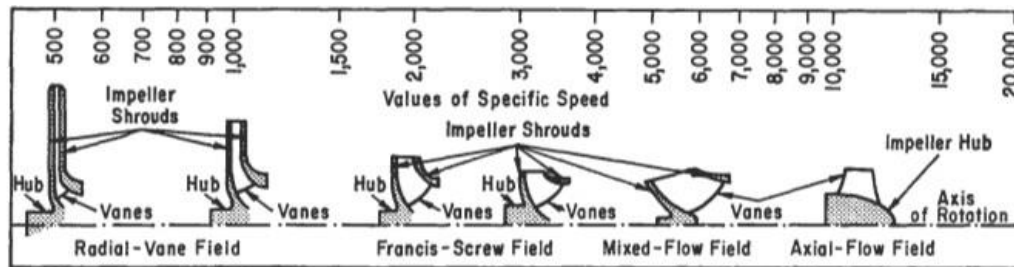


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Gambar 6. Jenis impeller

14. Tekanan Uap

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine. Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 7. Data Konstanta Antoine masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|------------------------------------|---------|-------------|---------|------------|------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 28,5884 | -2,4690E+03 | -7,3510 | 2,8025E-10 | 2,7361E-06 |
| H ₂ O | 29,8605 | -3,1522E+03 | -7,3037 | 2,4247E-09 | 1,8090E-06 |
| C ₆ H ₅ OH | 23,5332 | -3,4961E+03 | -4,8990 | 1,2160E-04 | 9,6537E-13 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \text{Log}_{10} T + DT + ET^2 \dots\dots\dots 18$$

$$P_i = 10^{(A+B/T+C \text{Log}_{10} T+DT+ET^2)} \dots\dots\dots 19$$

Dengan : P_i : Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B, ..., E : Konstanta Antoine

T : Temperatur [K]

Nilai tekanan uap

$$P = 0,37 \text{ atm} = 279,33 \text{ mmHg}$$

$$T = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

Tabel 8. Kondisi operasi campuran

| Komponen | (Kmol/jam) | Fraksi mol | P_i | $K = P_i/P$ | $y = x \cdot k$ |
|----------------------------|--------------|---------------|--------|-------------|-----------------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 27,62 | 0,9904 | 281,84 | 1,01 | 0,9899 |
| H_2O | 0,27 | 0,0096 | 31,59 | 0,11 | 0,0011 |
| Total | 27,89 | 1,0000 | | | 1,0000 |

15. Net Positive Suction Head (NPSH)

a. Net Positive Suction Head Available (NPSH_A)

Nilai NPSH_A dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\text{NPSH}_A = S + (P_a - P_v) \frac{2,31}{\text{spgr}} - H_f \dots\dots\dots 20$$

Dengan :

$$\text{spgr} = \frac{\text{Densitas fluida}}{\text{Densitas air}} \dots\dots\dots 21$$

$$= \frac{48,74 \text{ lb/ft}^3}{62,40 \text{ lb/ft}^3} = 0,78$$

$$S = 1 \text{ m}$$

$$= 3,28 \text{ ft}$$

Sehingga nilai NPSH_A :

$$\text{NPSH}_A = 3,28 \text{ ft} + (1,00 \text{ atm} - 0,37 \text{ atm}) \frac{14,7 \text{ psi}}{\text{atm}} \cdot \frac{2,31}{0,78} - 1,58 \text{ ft}$$

$$= 29,19 \text{ ft} = 0,71 \text{ m}$$

b. Net Positive Suction Head Required (NPSH_R)

Nilai NPSH_R dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\text{NPSH}_R = \left(\frac{N}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} (Q)^{\frac{2}{3}} \dots\dots\dots 22$$

Dimana :

$$\begin{aligned} N &= 3500 \text{ rpm} \\ Q &= 0,0178 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 1,07 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

Sehingga nilai NPSH_R :

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_R &= \left(\frac{3500}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} \left(0,0178 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}} \right)^{\frac{2}{3}} \\ &= 2,46 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena NPSH_A > NPSH_R, maka tidak terjadi kavitasi

16. Brake House Power (BHP) dan Daya Pompa

Brake House Power dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E} \dots\dots\dots 23$$

Keterangan :

BHP : Daya penggerak poros (Hp)

Q : Laju alir volumetric (ft³/s)

H : *Head* pompa (ft)

ρ : Densitas (lb/ft³)

E : Efisiensi pompa

Berdasarkan Fig. 10.63, Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 635, diperoleh efisiensi pompa sentrifugal pada $Q = 64 \text{ m}^3/\text{h}$ sebagai berikut :

Efisiensi pompa sentrifugal, $E = 70\%$

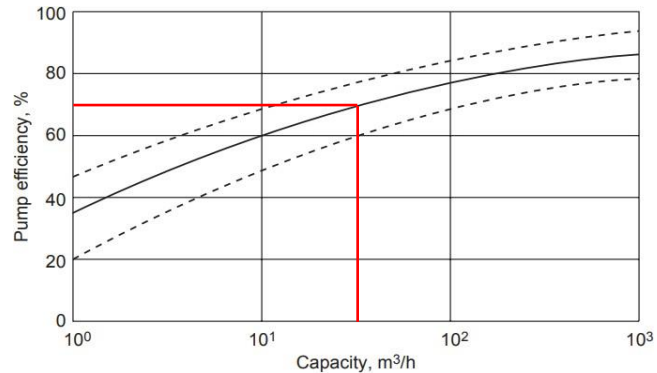


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

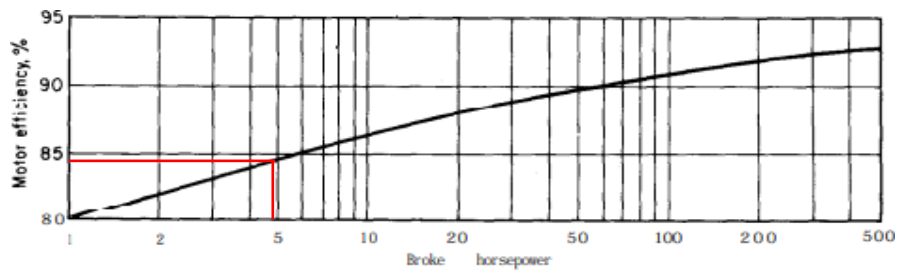
Gambar 7. Grafik efisiensi pompa sentrifugal

Sehingga nilai BHP adalah :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0,63 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \cdot 46,76 \text{ ft} \cdot 48,74 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{0,70} \\ &= 2043,79 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}} \\ &= 3,72 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari Fig. 14.39, Peters, M. X. dan Timmerhaus, K. D., 1991, halaman 521, diperoleh :

Efisiensi motor = 84%



Gambar 8. Efisiensi motor

Sehingga daya yang diperlukan :

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \dots\dots\dots 24 \\ &= \frac{3,72 \text{ Hp}}{0,84} \\ &= 4,42 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd *edition*, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi adalah:

$$P = 5 \text{ Hp}$$

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar 9. Daya motor standar

KESIMPULAN**P-01**

Jenis pompa : *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran pompa : 3500 rpm

Tipe impeller : *Francis-Screw Field*

Spesifikasi pipa :

NPS = 6

Sch . No. = 40

OD = 6,625 in = 0,1683 m

ID = 6,605 in = 0,1541 m

At = 28,9 in² = 0,0186 m

Sambungan pipa : *Flanged*

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Laju alir volumetrik : 64 m³/jam

Total *head* : 14,25

NPSH_A : 8,90 m

NPSH_R : 2,46 m

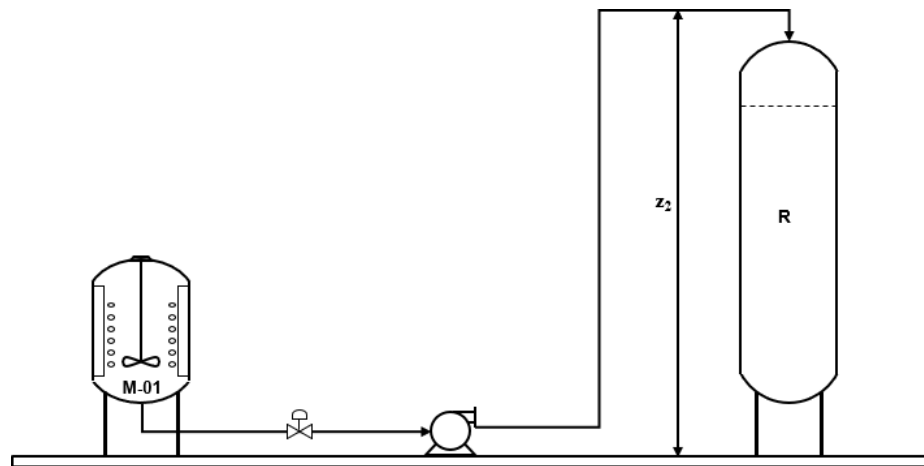
Daya motor : 5 Hp

POMPA 2

(P-02)

Tugas : Mengalirkan hasil campuran pada *mixer* menuju reaktor

Jenis : *Centrifugal Pump-Single Stage*



Gambar 1. Skema aliran pompa

1. Komposisi umpan masuk

Suhu, $T = 45^{\circ}\text{C} = 318\text{ K}$

Tekanan, $P = 1\text{ atm} = 760\text{ mmHg}$

Tabel 1. Komposisi fluida panas

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|--|--------|-----------------|---------------|---------------|---------------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 58,08 | 0,40 | 0,01 | 0,0000 | 0,0000 |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 94,11 | 32466,41 | 344,98 | 0,9900 | 0,9925 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | 228,29 | 303,49 | 1,33 | 0,0093 | 0,0038 |
| H_2O | 18,01 | 22,70 | 1,27 | 0,0007 | 0,0036 |
| Total | | 32793,00 | 347,59 | 1,0000 | 1,0000 |

2. Densitas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|--|---------|---------|---------|--------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,27728 | 0,25760 | 0,29903 | 508,20 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,33722 | 0,28100 | 0,28571 | 849,00 |
| H ₂ O | 0,34710 | 0,27400 | 0,28571 | 647,13 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis [K]

Tabel 3. Data densitas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|--|-----------------|----------------|--------|-------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,40 | 0,0000 | 0,7620 | 0,0000 |
| C ₆ H ₅ OH | 32466,41 | 0,9900 | 1,0530 | 1,0425 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 303,49 | 0,0093 | 1,0234 | 0,0095 |
| H ₂ O | 22,70 | 0,0007 | 1,0091 | 0,0007 |
| Total | 32793,00 | 1,0000 | | 1,0527 |

$$\text{Sehingga } \rho = 1,0527 \frac{\text{kg}}{\text{L}}$$

$$\rho = 1052,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

3. Viskositas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|--|----------|------------|-------------|-------------|
| (CH ₃) ₂ CO | -7,2126 | 9,0305E+02 | 1,8385E-02 | -2,0353E-05 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2629E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1,2831 | 1,1047E-03 | -89645E-04 | 2,3595E-07 |
| H ₂ O | -10,2158 | 1,7925E+03 | 1,7730E-03 | -1,2631E-05 |

$$\text{Log}_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 2$$

$$\mu = 10^{(A + B/T + C + DT^2)} \dots\dots\dots 3$$

Keterangan :

μ : Viskositas campuran [cP]

A, B, ..., D : Konstanta

T : Temperatur [K]

Tabel 5. Data viskositas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|--|-----------------|----------------|-------|------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,40 | 0,0000 | 0,26 | 0,0000 |
| C ₆ H ₅ OH | 32466,41 | 0,9900 | 3,92 | 3,8804 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 303,49 | 0,0093 | 17,21 | 0,1593 |
| H ₂ O | 22,70 | 0,0007 | 0,61 | 0,0004 |
| Total | 32793,00 | 1,0000 | | 4,0401 |

Sehingga $\mu = 4,0401$ cP

$$\mu = 4,04 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}$$

4. Kecepatan Massa aliran

$$\text{Laju alir massa} = 32793,00 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 9,11 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots 4$$

$$= \frac{32793,00 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1,0527 \frac{\text{kg}}{\text{L}}}$$

$$= 31151,14 \frac{\text{L}}{\text{jam}} = 8,65 \frac{\text{L}}{\text{s}} = 0,0087 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$= 0,31 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

$$= 137,15 \text{ gpm}$$

5. Menentukan Titik Pemompaan**Titik suction 1**

$$\text{Tinggi suction head} = 1,00 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan permukaan cairan suction head} = 1,00 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan hidrostatis cairan suction head} = 0,42 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan permukaan cairan suction head} = 1,42 \text{ atm}$$

Titik suction 2

$$\text{Tinggi discharge head} = 9,5 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan permukaan cairan discharge head} = 3 \text{ atm}$$

6. Pemilihan Pipa

$$Q = 0,31 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

$$\rho = 1052,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 65,72 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

Diameter pipa dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M., 1990, halaman 100 sebagai berikut :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

D_{opt} : Diameter dalam pipa (in)

Q : Laju alir volumetrik(ft^3/s)

ρ : Densitas (lb/ft^3)

Sehingga :

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9 \cdot \left(0,31 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \cdot \left(65,72 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13} \\ &= 3,94 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 11, Kern, D. Q., 1983, halaman 844 diperoleh :

$$\text{NPS} = 4$$

$$\text{Sch. No.} = 40$$

$$\text{OD} = 4,5 \text{ in} = 0,1143 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ in} = 0,1023 \text{ m}$$

$$\text{At} = 12,7 \text{ in}^2 = 0,0082 \text{ m}^2$$

7. Kecepatan Linier

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} v_1 &= \frac{Q}{A_t} \dots\dots\dots 6 \\ &= \frac{0,0087 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,0082 \text{ m}^2} \\ &= 1,06 \frac{\text{m}}{\text{s}} \end{aligned}$$

$$v_1 = v_2$$

$$v_2 = 1,06 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

8. Bilangan *Reynold*

Bilangan *Reynold* dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \cdot v \cdot \text{ID}}{\mu} \dots\dots\dots 7 \\ &= \frac{1052,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 1,06 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 0,0082 \text{ m}}{4,04 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \\ &= 28139,79 \end{aligned}$$

9. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan pipa : *Commercial Steel*

Dari Fig. 126 dan Fig 126, Brown, G. G. 1950 halaman 141, diperoleh :

$$\text{Kekasaran relatif, } \frac{\varepsilon}{D} = 0,00044$$

$$\text{Faktor friksi} = 0,0251$$

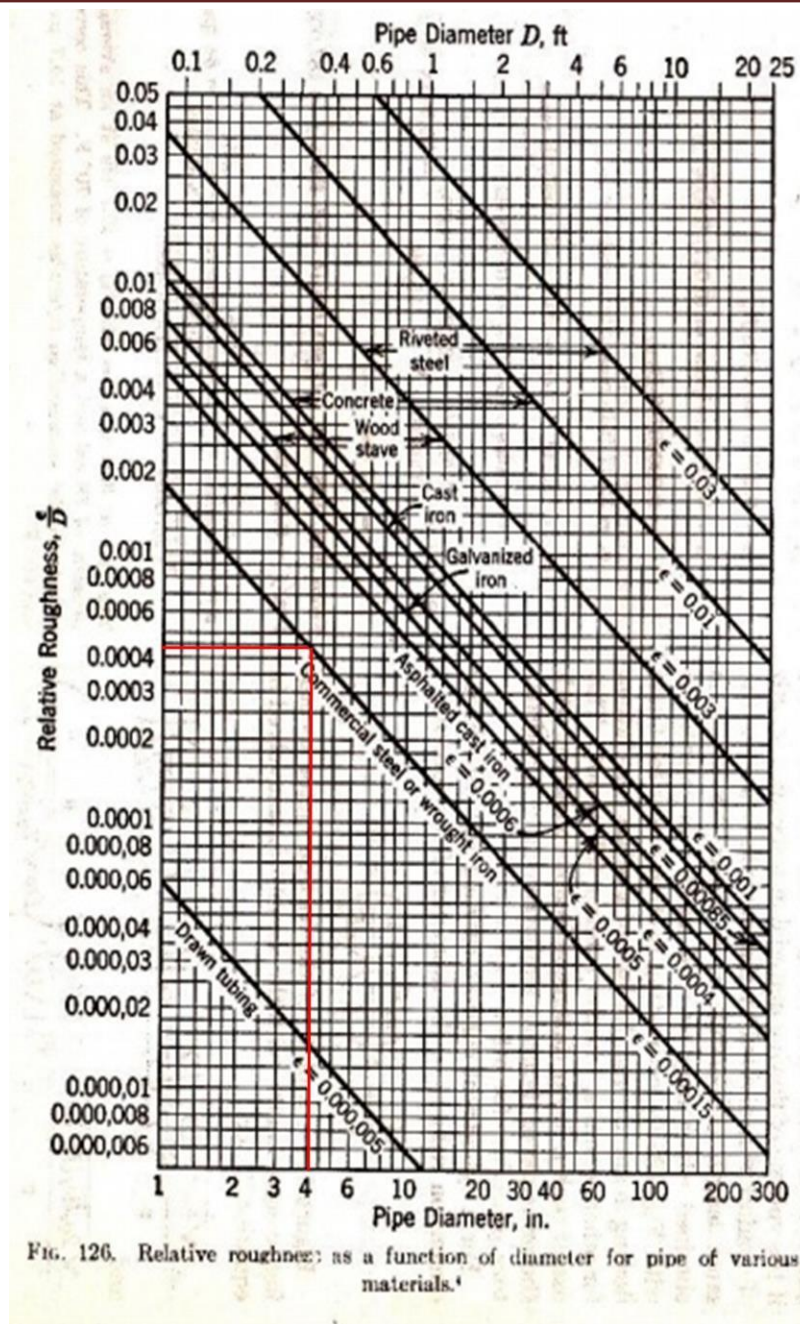
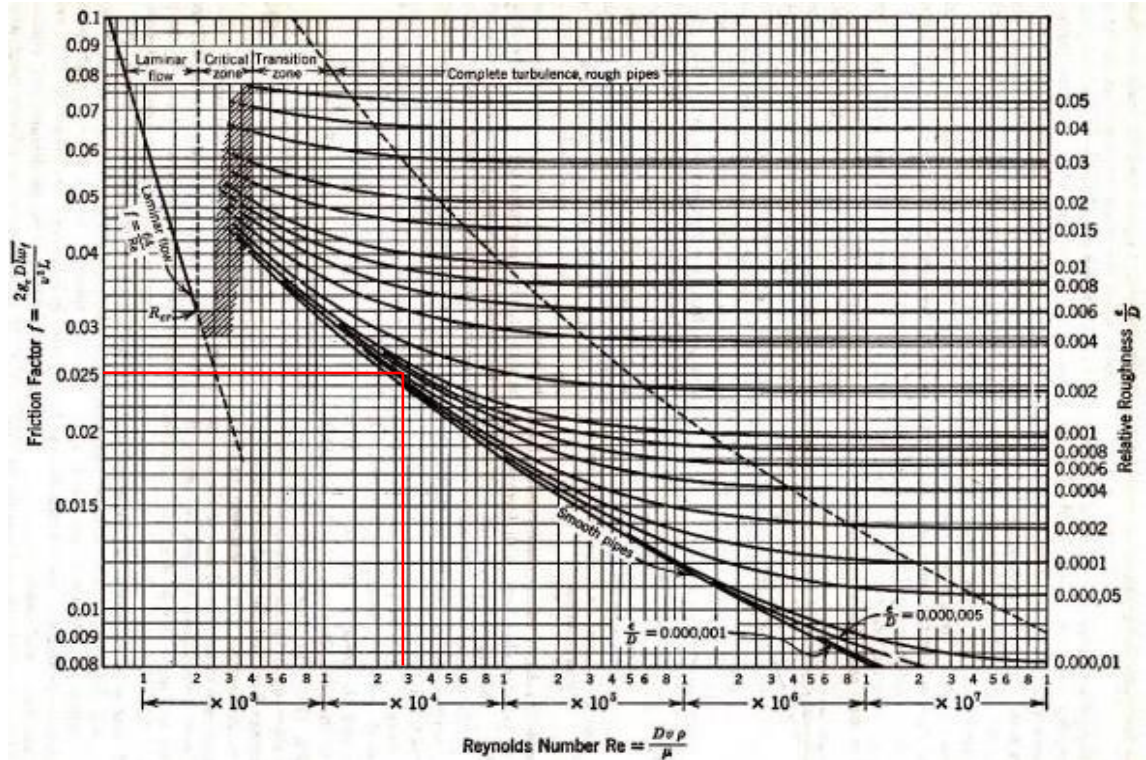


FIG. 126. Relative roughness: as a function of diameter for pipe of various materials.⁴

Gambar 2. Grafik hubungan antara diameter pipa dengan kekasaran relatif



Gambar 3. Grafik hubungan antara bilangan *Reynold* dengan faktor friksi

10. Panjang Ekuivalen Pipa

Penentuan panjang ekuivalen pipa diperoleh dari Fig. 127 Brown, G. G., 1950, halaman 141, sehingga diperoleh :

Tabel 6. Data panjang ekuivalen pipa

| Keterangan | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|-------------------------------|--------|---------|------------------|-----------------|
| <i>Suddent Enlargment</i> | 1 | 11,5 | 11,5 | 3,51 |
| <i>Suddent Contarction</i> | 1 | 5,0 | 5,0 | 1,52 |
| <i>Check valve</i> | 1 | 21,0 | 21,0 | 6,40 |
| <i>Globe valve</i> | 1 | 116,0 | 116,0 | 35,36 |
| <i>Elbow</i> | 4 | 9,0 | 36,0 | 10,97 |
| Panjang pipa lurus (L) | | | | 9,50 |
| Total panjang (L+Le) | | | | 67,26 |

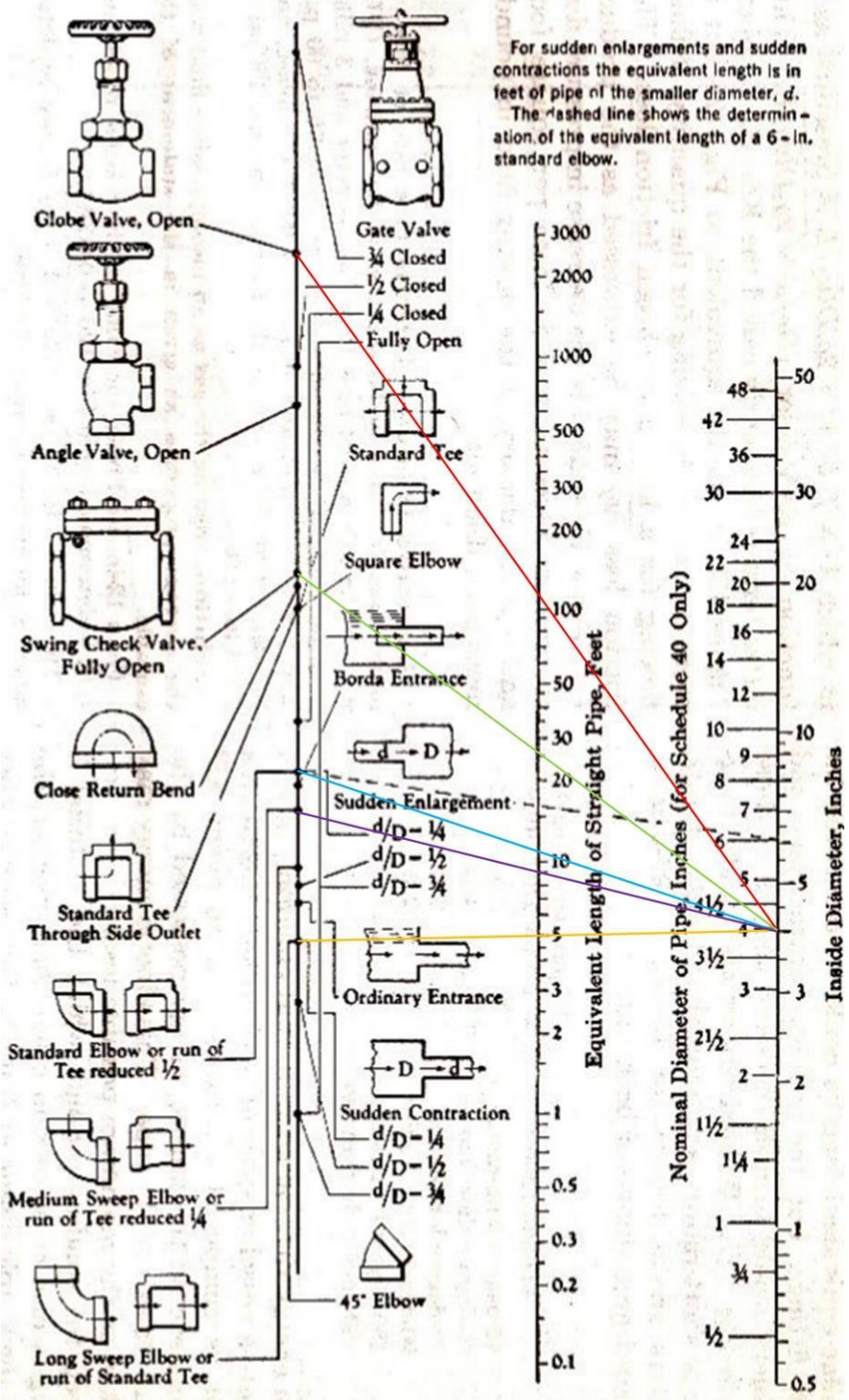


FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (Crane Co.)

Gambar 4. Diagram data panjang ekivalen

11. Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan *Bernoulli* sebagai berikut :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2.g} - H_f + H = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2.g} \dots\dots\dots 8$$

Keterangan :

g : Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

H : Head pompa (m)

H_f : Head karena friksi (m)

P_1 : Tekanan pada titik 1 (*suction*) (Pa)

P_2 : Tekanan pada titik 2 (*discharge*) (Pa)

v_1 : Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

v_2 : Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

z_1 : Elevasi titik 1 (m)

z_2 : Elevasi titik 2 (m)

Pressure Head

$$\gamma = \rho . g \dots\dots\dots 9$$

$$= 1052,70 \frac{kg}{m^3} . 9,8 \frac{m}{s^2}$$

$$= 10316,52 \frac{N}{m^3}$$

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \dots\dots\dots 10$$

$$= \frac{(3 \text{ atm} - 1,42 \text{ atm}) 101325 \frac{N}{m^2}}{10316,30 \frac{N}{m^3}}$$

$$= 15,49 \text{ m}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} \dots\dots\dots 11 \\
 &= \frac{(1,06 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 - (1,06 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \dots\dots\dots 12 \\
 &= 9,50 \text{ m} - 1 \text{ m} \\
 &= 8,50 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f \cdot v_1^2 \cdot (L + L_e)}{2 \cdot g \cdot ID} \dots\dots\dots 13 \\
 &= \frac{0,0251 \cdot (1,06 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 \cdot (67,26 \text{ m})}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 0,1023 \text{ m}} \\
 &= 0,94 \text{ m} \\
 &= 3,08 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Total head

$$\begin{aligned}
 H &= H_p + H_v + H_s + H_f \dots\dots\dots 14 \\
 &= 15,49 \text{ m} + 0 \text{ m} + 8,50 \text{ m} + 0,94 \text{ m} \\
 &= 24,93 \text{ m} \\
 &= 81,80 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

12. Jenis Pompa

$$Q = 31,15 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

$$H = 24,93 \text{ m}$$

Berdasarkan Fig. 5.10 Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 245, diperoleh :

Jenis pompa = *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran pompa = 3500 rpm

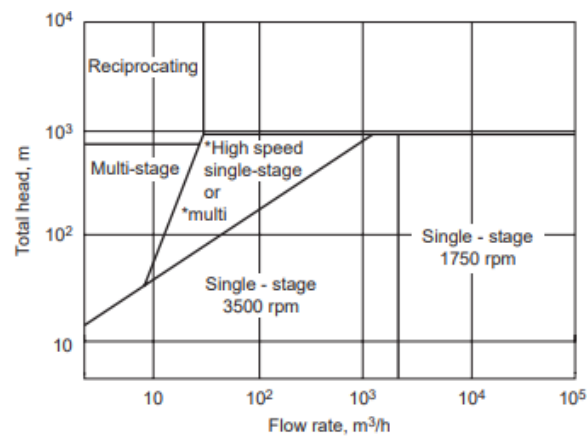


Figure 5.10. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Gambar 5. Diagram jenis pompa

13. Jenis Impeller

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194 jenis impeller untuk pompa sentrifugal, *single suction*, ditentukan berdasarkan nilai *specific head* menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}} \dots \dots \dots 15$$

Keterangan :

N_s : *Spesific speed*

N : Putaran pompa = 3500 rpm

Q : Laju alir volumetrik = 137,15 gpm

H : *Head* pompa = 81,80 ft

Sehingga nilai *specific head* :

$$N_s = \frac{3500 \cdot \sqrt{137,15 \text{ gpm}}}{(81,80 \text{ ft})^{0,75}}$$

$$= 1506,97$$

Berdasarkan Fig. 3-47, Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194, untuk nilai *specific head* sebesar 1506,97 diperoleh :

Jenis impeller : *Francis-Screw Field*

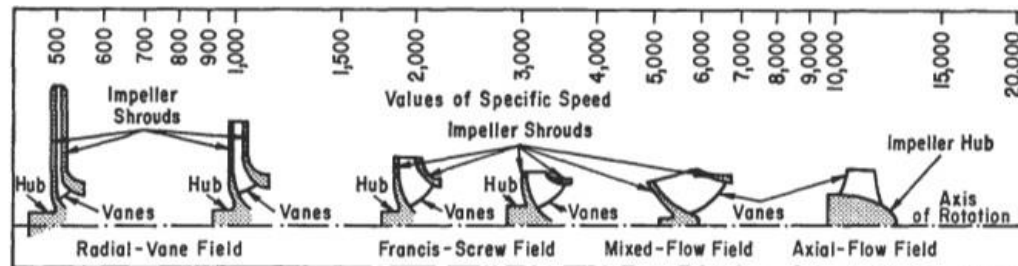


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Gambar 6. Jenis impeller

14. Tekanan Uap

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine. Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 7. Data Konstanta Antoine masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|--|----------|-------------|----------|------------|------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 28,5884 | -2,4690E+03 | -7,3510 | 2,8025E-10 | 2,7361E-06 |
| C ₆ H ₅ OH | 23,5332 | -3,4961E+03 | -4,8990 | 1,2160E-04 | 9,6537E-13 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 172,1183 | -1,4667E+04 | -54,8540 | 1,1985E-02 | 9,7628E-12 |
| H ₂ O | 29,8605 | -3,1522E+03 | -7,3037 | 2,4247E-09 | 1,8090E-06 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \text{Log}_{10} T + DT + ET^2 \dots\dots\dots 16$$

$$P_i = 10^{(A+B/T+C \text{Log}_{10} T+DT+ET^2)} \dots\dots\dots 17$$

Dengan : P_i : Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B, ..., E : Konstanta Antoine

T : Temperatur [K]

Nilai tekanan uap

$$P = 0,0031 \text{ atm} = 2,34 \text{ mmHg}$$

$$T = 45^\circ\text{C} = 318 \text{ K}$$

Tabel 8. Kondisi operasi campuran

| Komponen | (Kmol/jam) | Fraksi mol | P_i | $K = P_i/P$ | $y = x.k$ |
|--|---------------|---------------|--------|-------------|---------------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 0,01 | 0,0000 | 507,68 | 217,38 | 0,0043 |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 344,98 | 0,9925 | 2,08 | 0,89 | 0,8848 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | 1,33 | 0,0038 | 0,00 | 0,00 | 0,0000 |
| H_2O | 1,27 | 0,0036 | 71,43 | 30,58 | 0,1109 |
| Total | 347,59 | 1,0000 | | | 1,0000 |

15. Net Positive Suction Head (NPSH)

a. Net Positive Suction Head Available (NPSH_A)

Nilai NPSH_A dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\text{NPSH}_A = S + (P_a - P_v) \frac{2,31}{\text{spgr}} - H_f \dots\dots\dots 18$$

Dengan :

$$\text{spgr} = \frac{\text{Densitas fluida}}{\text{Densitas air}} \dots\dots\dots 19$$

$$= \frac{65,72 \text{ lb/ft}^3}{62,40 \text{ lb/ft}^3} = 1,05$$

$$S = 1 \text{ m}$$

$$= 3,28 \text{ ft}$$

Sehingga nilai $NPSH_A$:

$$\begin{aligned} NPSH_A &= 3,28 \text{ ft} + (1,10 \text{ atm} - 0,0031 \text{ atm}) \frac{14,7 \text{ psi}}{\text{atm}} \cdot \frac{2,31}{1,05} - 3,08 \text{ ft} \\ &= 32,33 \text{ ft} \\ &= 9,85 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Net Positive Suction Head Required (NPSH_R)

Nilai $NPSH_R$ dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} (Q)^{\frac{2}{3}} \dots\dots\dots 20$$

Dimana :

$$\begin{aligned} N &= 3500 \text{ rpm} \\ Q &= 0,0087 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,5192 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

Sehingga nilai $NPSH_R$:

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{3500}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} \left(0,5192 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}} \right)^{\frac{2}{3}} \\ &= 1,52 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena $NPSH_A > NPSH_R$, maka tidak terjadi kavitasi

16. Brake House Power (BHP) dan Daya Pompa

Brake House Power dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E} \dots\dots\dots 21$$

Keterangan :

BHP : Daya penggerak poros (Hp)

Q : Laju alir volumetric (ft³/s)

H : *Head* pompa (ft)

ρ : Densitas (lb/ft³)

E : Efisiensi pompa

Berdasarkan Fig. 10.63, Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 635, diperoleh efisiensi pompa sentrifugal pada $Q = 31,15 \text{ m}^3/\text{h}$ sebagai berikut :

Efisiensi pompa sentrifugal, $E = 65\%$

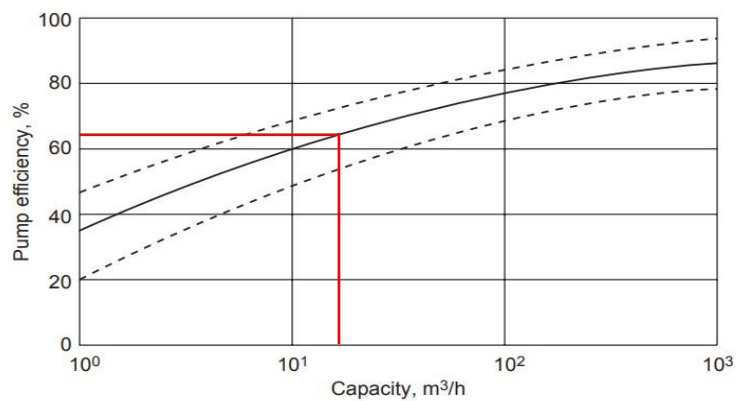


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

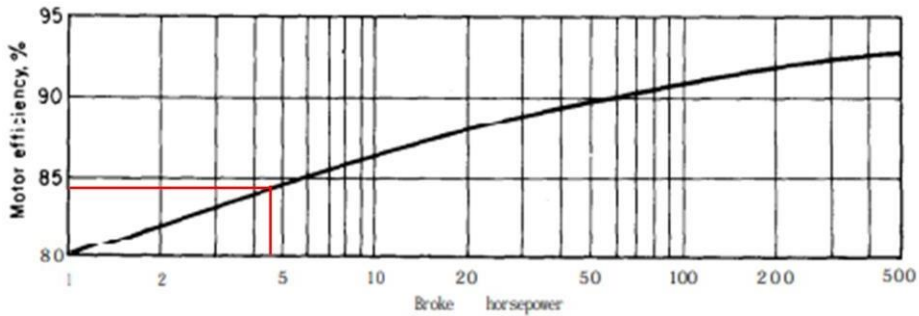
Gambar 7. Grafik efisiensi pompa sentrifugal

Sehingga nilai BHP adalah :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0,31 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \cdot 81,80 \text{ft} \cdot 65,72 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{0,64} \\ &= 2555,38 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}} \\ &= 4,65 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari Fig. 14.39, Peters, M. X. dan Timmerhaus, K. D., 1991, halaman 521, diperoleh :

Efisiensi motor = 84,4 %



Gambar 8. Efisiensi motor

Sehingga daya yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \dots\dots\dots 22 \\
 &= \frac{4,65 \text{ Hp}}{0,844} \\
 &= 5,5 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi adalah:

P = 7,5 Hp

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar 9. Daya motor standar

KESIMPULAN**P-02**

Jenis pompa : *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran pompa : 3500 rpm

Tipe impeller : *Francis-Screw Field*

Spesifikasi pipa :

NPS = 4

Sch . No. = 40

OD = 4,5 in = 0,1143 m

ID = 4,026 in = 0,1023 m

At = 12,7 in² = 0,0082 m

Sambungan pipa : *Flanged*

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Laju alir volumetrik : 31,15 m³/jam

Total *head* : 24,93 m

NPSH_A : 9,85 m

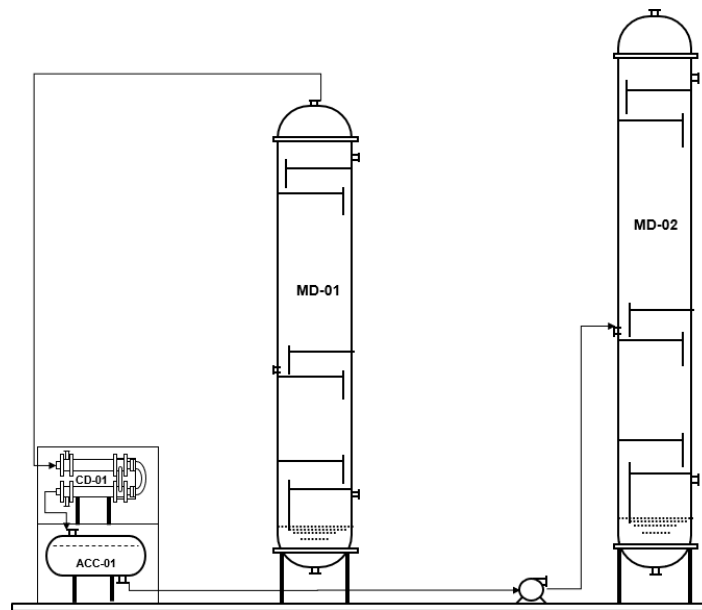
NPSH_R : 1,52 m

Daya motor : 7,5 Hp

POMPA 3**(P-03)**

Tugas : Mengalirkan hasil atas menara distilasi 1 (MD-01) dari akumulator (ACC-01) menuju menara distilasi 2 (MD-02).

Jenis : *Centrifugal Pump-Single Stage*



Gambar 1. Skema aliran pompa

1. Komposisi umpan masuk

Suhu, $T = 89,17^{\circ}\text{C} = 362,17\text{ K}$

Tekanan, $P = 1,07\text{ atm} = 816,43\text{ mmHg}$

Tabel 1. Komposisi fluida panas

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|---------------------------------|-------|---------------|--------------|---------------|---------------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 58,08 | 400,33 | 6,89 | 0,4397 | 0,1962 |
| H_2O | 18,01 | 508,29 | 28,22 | 0,5583 | 0,8033 |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 94,11 | 1,77 | 0,02 | 0,0020 | 0,0005 |
| Total | | 910,39 | 35,13 | 1,0000 | 1,0000 |

2. Densitas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|------------------------------------|---------|---------|---------|--------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,27728 | 0,25760 | 0,29903 | 508.20 |
| H ₂ O | 0,34710 | 0,27400 | 0,28571 | 647,13 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis[K]

Tabel 3. Data densitas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|------------------------------------|---------------|----------------|--------|-------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 400,33 | 0,4397 | 0,7057 | 0,3103 |
| H ₂ O | 508,29 | 0,5583 | 0,9666 | 0,5397 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,77 | 0,0020 | 1,0151 | 0,0020 |
| Total | 910,39 | 1,0000 | | 0,8520 |

$$\text{Sehingga } \rho = 0,8520 \frac{\text{kg}}{\text{L}}$$

$$\rho = 852 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

3. Viskositas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|------------------------------------|----------|------------|-------------|-------------|
| (CH ₃) ₂ CO | -7,2126 | 9,0305E+02 | 1,8385E-02 | -2,0353E-05 |
| H ₂ O | -10,2158 | 1,7925E+03 | 1,7730E-03 | -1,2631E-05 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2629E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |

$$\text{Log}_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 2$$

$$\mu = 10^{(A + B/T + C + DT^2)} \dots\dots\dots 3$$

Keterangan :

μ : Viskositas campuran [cP]

A, B, ..., D : Konstanta

T : Temperatur [K]

Tabel 5. Data viskositas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|------------------------------------|---------------|----------------|-------|------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 400,33 | 0,4397 | 0,19 | 0,0818 |
| H ₂ O | 508,29 | 0,5583 | 0,31 | 0,1757 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,77 | 0,0020 | 1,63 | 0,0032 |
| Total | 910,39 | 1,0000 | | 0,2607 |

Sehingga $\mu = 0,2607$ cP

$$\mu = 2,61 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}$$

4. Kecepatan Massa aliran

$$\text{Laju alir massa} = 910,39 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots 4$$

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{910,39 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{0,8520 \frac{\text{kg}}{\text{L}}} \\
 &= 1068,59 \frac{\text{L}}{\text{jam}} = 0,30 \frac{\text{L}}{\text{s}} = 0,0003 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \\
 &= 0,01 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \\
 &= 4,70 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

5. Menentukan Titik Pemompaan

Titik *suction* 1

Tinggi *suction head* = 1,00 m

Tekanan permukaan cairan *suction head* = 1,07 atm

Tekanan hidrostatik cairan *suction head* = 0,02 atm

Tekanan permukaan cairan *suction head* = 1,09 atm

Titik *suction* 2

Tinggi *discharge head* = 7,80 m

Tekanan permukaan cairan *discharge head* = 1,07 atm

6. Pemilihan Pipa

$$\begin{aligned}
 Q &= 0,01 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \\
 \rho &= 852 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 53,19 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}
 \end{aligned}$$

Diameter pipa dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M., 1990, halaman 100 sebagai berikut :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

D_{opt} : Diameter dalam pipa (in)

Q : Laju alir volumetrik(ft^3/s)

ρ : Densitas (lb/ft^3)

Sehingga :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot \left(0,01 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \cdot \left(53,19 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13}$$

$$= 0,84 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 11, Kern, D. Q., 1983, halaman 844 diperoleh :

$$\text{NPS} = 1$$

$$\text{Sch. No.} = 40$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,0355 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in} = 0,0266 \text{ m}$$

$$\text{At} = 0,864 \text{ in}^2 = 0,0006 \text{ m}^2$$

7. Kecepatan Linier

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$v_1 = \frac{Q}{A_t} \dots\dots\dots 6$$

$$= \frac{0,0003 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,0006 \text{ m}^2}$$

$$= 0,53 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_1 = v_2$$

$$v_2 = 0,53 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

8. Bilangan Reynold

Bilangan *Reynold* dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \cdot v \cdot ID}{\mu} \dots\dots\dots 7 \\ &= \frac{852 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,53 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 0,0335 \text{ m}}{2,61 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \\ &= 46359,88 \end{aligned}$$

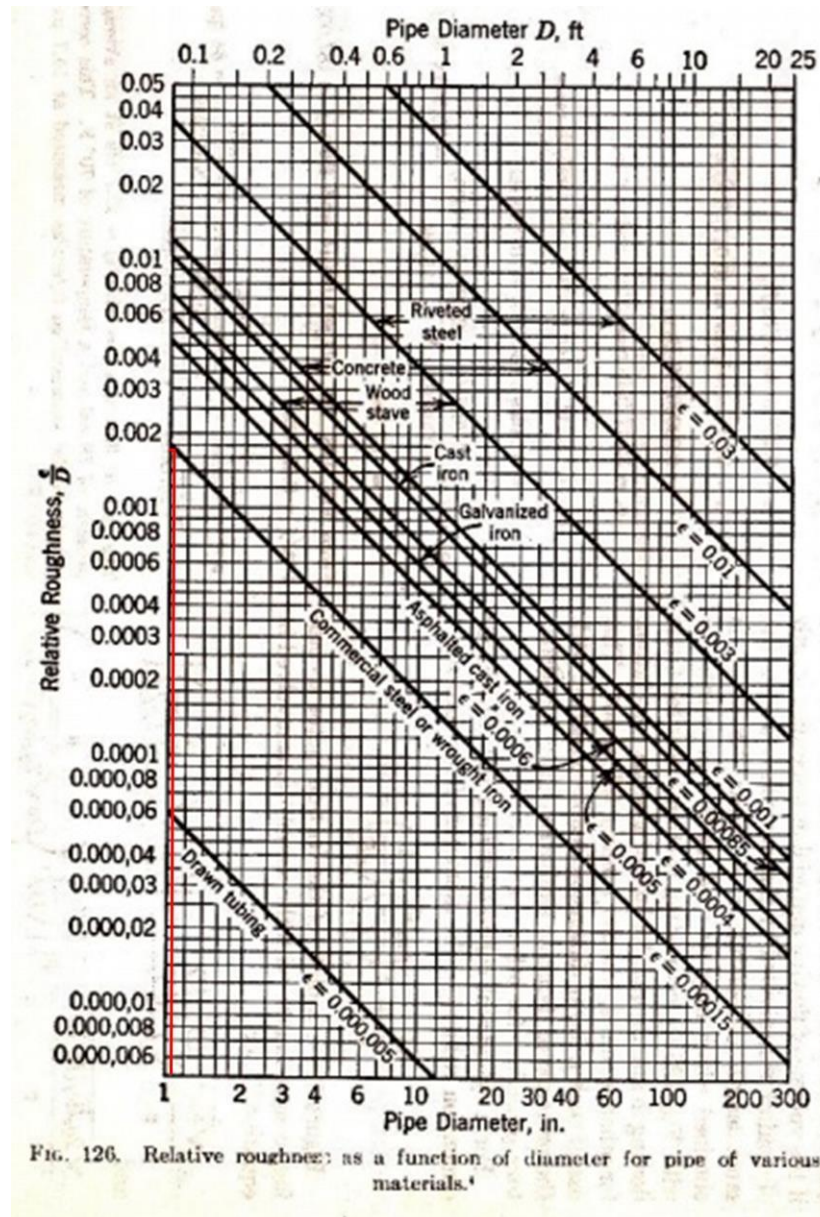
9. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan pipa : *Commercial Steel*

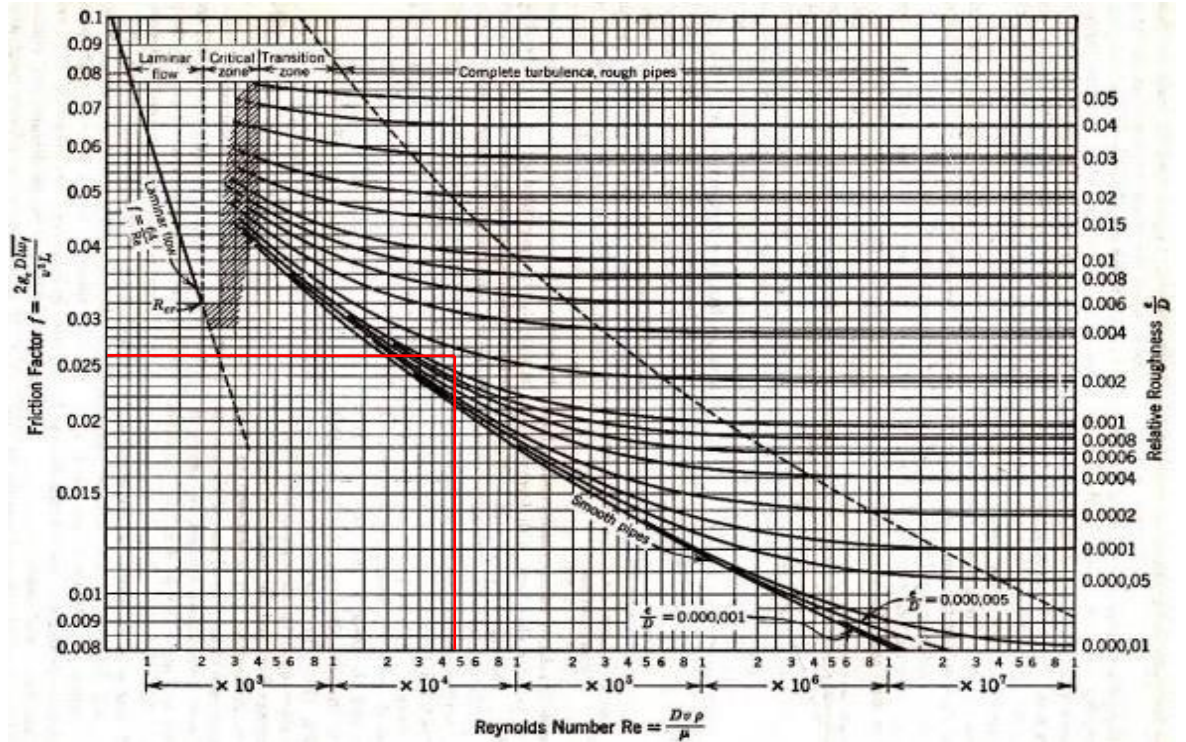
Dari Fig. 126 dan Fig 126, Brown, G. G. 1950 halaman 141, diperoleh :

$$\text{Kekasaran relatif, } \frac{\varepsilon}{D} = 0,00017$$

$$\text{Faktor friksi} = 0,026$$



Gambar 2. Grafik hubungan antara diameter pipa dengan kekasaran relatif



Gambar 3. Grafik hubungan antara bilangan *Reynold* dengan faktor friksi

10. Panjang Ekuivalen Pipa

Penentuan panjang ekuivalen pipa diperoleh dari Fig. 127 Brown, G. G., 1950, halaman 141, sehingga diperoleh :

Tabel 6. Data panjang ekuivalen pipa

| Keterangan | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|-------------------------------|--------|---------|------------------|-----------------|
| <i>Sudden Enlargment</i> | 1 | 2,75 | 2,75 | 0,84 |
| <i>Sudden Contraction</i> | 1 | 1,30 | 1,30 | 0,40 |
| <i>Check valve</i> | 1 | 6,90 | 6,90 | 2,10 |
| <i>Globe valve</i> | 1 | 28,0 | 28,0 | 8,53 |
| <i>Elbow</i> | 3 | 2,25 | 6,75 | 2,06 |
| Panjang pipa lurus (L) | | | | 7,80 |
| Total panjang (L+Le) | | | | 21,73 |

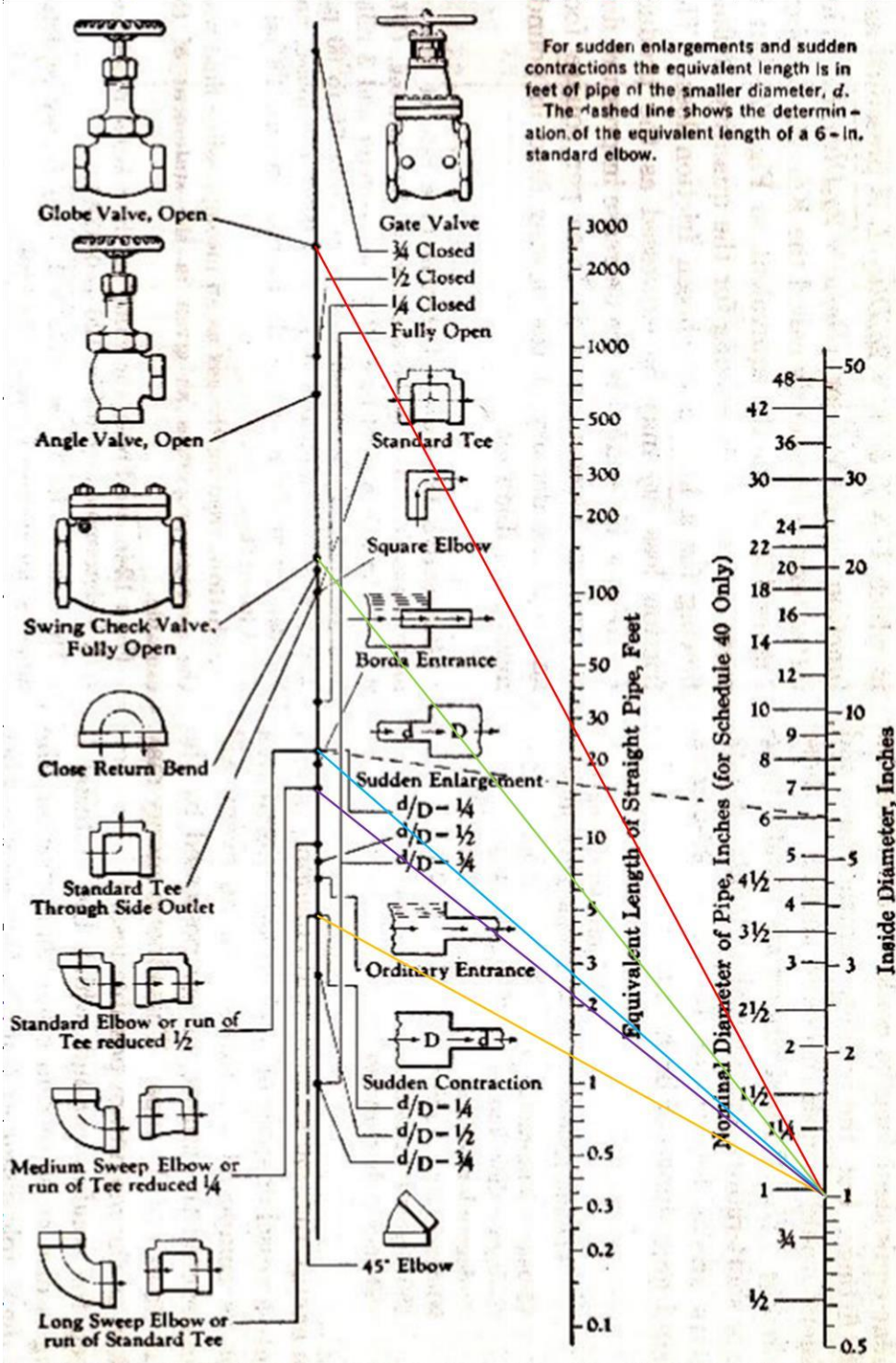


FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (Crane Co.)

Gambar 4. Diagram data panjang ekivalen

11. Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan *Bernoulli* sebagai berikut :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2.g} - H_f + H = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2.g} \dots\dots\dots 8$$

Keterangan :

g : Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

H : Head pompa (m)

H_f : Head karena friksi (m)

P_1 : Tekanan pada titik 1 (*suction*) (Pa)

P_2 : Tekanan pada titik 2 (*discharge*) (Pa)

v_1 : Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

v_2 : Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

z_1 : Elevasi titik 1 (m)

z_2 : Elevasi titik 2 (m)

Pressure Head

$$\gamma = \rho . g \dots\dots\dots 9$$

$$= 852 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$= 8349,20 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}$$

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \dots\dots\dots 10$$

$$= \frac{(1,07 \text{ atm} - 1,09 \text{ atm}) 101325 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{8349,20 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}}$$

$$= -0,18 \text{ m}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} \dots\dots\dots 11 \\
 &= \frac{(0,53 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 - (0,53 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \dots\dots\dots 12 \\
 &= 7,80 \text{ m} - 1,00 \text{ m} \\
 &= 6,80 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f \cdot v_1^2 \cdot (L + L_e)}{2 \cdot g \cdot ID} \dots\dots\dots 13 \\
 &= \frac{0,026 \cdot (0,53 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 \cdot (21,73 \text{ m})}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 0,0351 \text{ m}} \\
 &= 0,31 \text{ m} \\
 &= 1,01 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Total head

$$\begin{aligned}
 H &= H_p + H_v + H_s + H_f \dots\dots\dots 14 \\
 &= -0,18 \text{ m} + 0 \text{ m} + 6,80 \text{ m} + 0,31 \text{ m} \\
 &= 6,93 \text{ m} \\
 &= 22,73 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

12. Jenis Pompa

$$Q = 1,07 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

$$H = 6,93 \text{ m}$$

Berdasarkan Fig. 5.10 Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 245, diperoleh :

Jenis pompa = *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran pompa = 3500 rpm

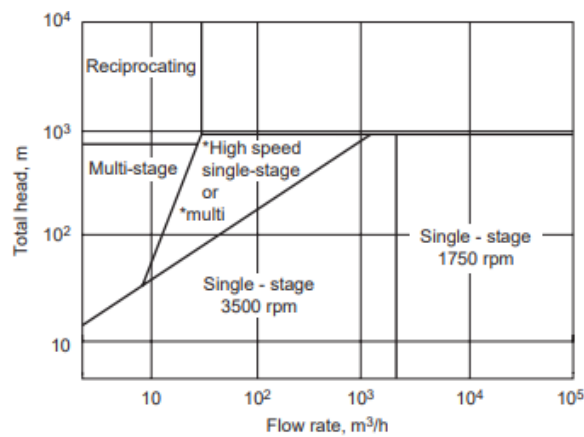


Figure 5.10. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Gambar 5. Diagram jenis pompa

13. Jenis Impeller

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194 jenis impeller untuk pompa sentrifugal, *single suction*, ditentukan berdasarkan nilai *specific head* menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}} \dots\dots\dots 15$$

Keterangan :

N_s : *Spesific speed*

N : Putaran pompa = 3500 rpm

Q : Laju alir volumetrik = 4,70 gpm

H : *Head* pompa = 22,73 ft

Sehingga nilai *specific head* :

$$N_s = \frac{3500 \cdot \sqrt{4,70 \text{ gpm}}}{(22,73 \text{ ft})^{0,75}}$$

$$= 729,26$$

Berdasarkan Fig. 3-47, Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194, untuk nilai *specific head* sebesar 729,26 diperoleh :

Jenis impeller : *Radial-Vane Field*

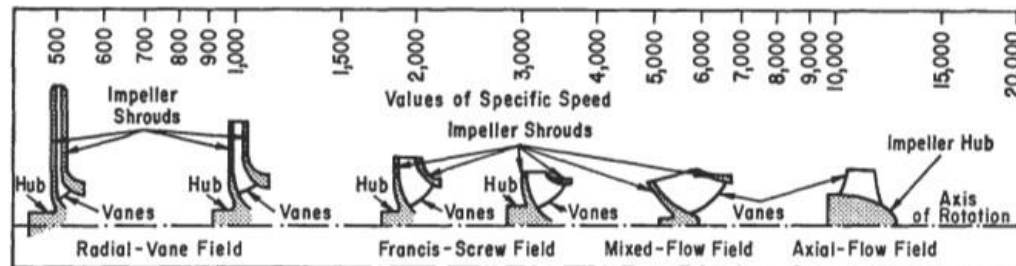


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Gambar 6. Jenis impeller

14. Tekanan Uap

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine. Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 7. Data Konstanta Antoine masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|------------------------------------|---------|-------------|---------|------------|------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 28,5884 | -2,4690E+03 | -7,3510 | 2,8025E-10 | 2,7361E-06 |
| H ₂ O | 29,8605 | -3,1522E+03 | -7,3037 | 2,4247E-09 | 1,8090E-06 |
| C ₆ H ₅ OH | 23,5332 | -3,4961E+03 | -4,8990 | 1,2160E-04 | 9,6537E-13 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \text{Log}_{10} T + DT + ET^2 \dots\dots\dots 16$$

$$P_i = 10^{(A+B/T+C \text{Log}_{10} T+DT+ET^2)} \dots\dots\dots 17$$

Dengan :

Pi : Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B, ..., E : Konstanta Antoine

T : Temperatur [K]

Nilai tekanan uap

$$P = 1,07 \text{ atm} = 816,43 \text{ mmHg}$$

$$T = 89,90^\circ\text{C} = 362,90 \text{ K}$$

Tabel 8. Kondisi operasi campuran

| Komponen | (Kmol/jam) | Fraksi mol | Pi | K = Pi/P | y = x.k |
|------------------------------------|--------------|---------------|---------|----------|-------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 6,89 | 0,1962 | 2087,08 | 2,56 | 0,5015 |
| H ₂ O | 0,02 | 0,8033 | 506,63 | 0,62 | 0,4985 |
| C ₆ H ₅ OH | 28,22 | 0,0005 | 24,44 | 0,03 | 0,0000 |
| Total | 35,13 | 1,0000 | | | 1,00 |

15. Net Positive Suction Head (NPSH)

a. Net Positive Suction Head Available (NPSH_A)

Nilai NPSH_A dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\text{NPSH}_A = S + (P_a - P_v) \frac{2,31}{\text{spgr}} - H_f \dots\dots\dots 18$$

Dengan :

$$\text{spgr} = \frac{\text{Densitas fluida}}{\text{Densitas air}} \dots\dots\dots 19$$

$$= \frac{53,19 \text{ lb/ft}^3}{62,40 \text{ lb/ft}^3} = 0,85$$

$$S = 1 \text{ m}$$

$$= 3,28 \text{ ft}$$

Sehingga nilai $NPSH_A$:

$$\begin{aligned} NPSH_A &= 3,28 \text{ ft} + (1,07 \text{ atm} - 1,07 \text{ atm}) \frac{14,7 \text{ psi}}{\text{atm}} \cdot \frac{2,31}{0,85} - 1,01 \text{ ft} \\ &= 2,27 \text{ ft} \\ &= 0,69 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Net Positive Suction Head Required (NPSH_R)

Nilai $NPSH_R$ dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} (Q)^{\frac{2}{3}} \dots\dots\dots 20$$

Dimana :

$$\begin{aligned} N &= 3500 \text{ rpm} \\ Q &= 0,0003 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,0178 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

Sehingga nilai $NPSH_R$:

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{3500}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} \left(0,0178 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}} \right)^{\frac{2}{3}} \\ &= 0,16 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena $NPSH_A > NPSH_R$, maka tidak terjadi kavitasasi

16. Brake House Power (BHP) dan Daya Pompa

Brake House Power dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E} \dots\dots\dots 21$$

Keterangan :

- BHP : Daya penggerak poros (Hp)
- Q : Laju alir volumetric (ft³/s)

H : *Head* pompa (ft)

ρ : Densitas (lb/ft³)

E : Efisiensi pompa

Berdasarkan Fig. 10.63, Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 635, diperoleh efisiensi pompa sentrifugal pada $Q = 1,07 \text{ m}^3/\text{h}$ sebagai berikut :

Efisiensi pompa sentrifugal, $E = 38\%$

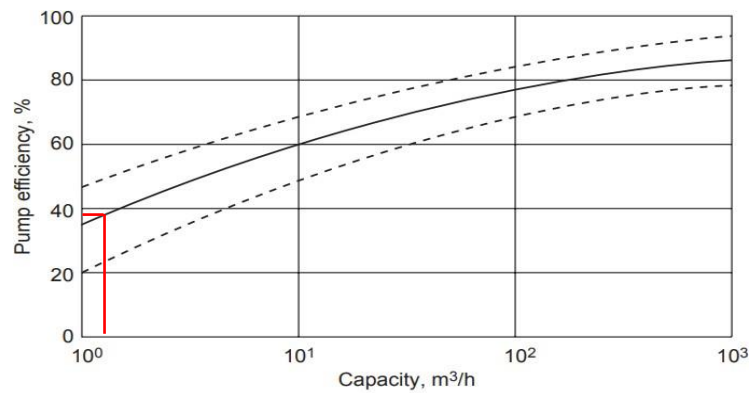


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

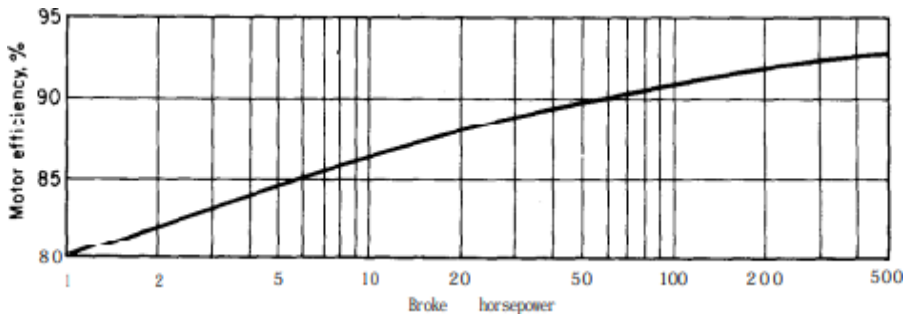
Gambar 7. Grafik efisiensi pompa sentrifugal

Sehingga nilai BHP adalah :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0,01 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \cdot 22,73 \text{ ft} \cdot 53,19 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{0,38} \\ &= 33,14 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}} \\ &= 0,06 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari Fig. 14.39, Peters, M. X. dan Timmerhaus, K. D., 1991, halaman 521, diperoleh :

Efisiensi motor = 80%



Gambar 8. Efisiensi motor

Sehingga daya yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \dots\dots\dots 22 \\
 &= \frac{0,06 \text{ Hp}}{0,80} \\
 &= 0,075 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi adalah:

P = 0,5 Hp

- General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.
- Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar 9. Daya motor standar

KESIMPULAN**P-03**

Jenis pompa : *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran pompa : 3500 rpm

Tipe impeller : *Radial-Vone Field*

Spesifikasi pipa :

NPS = 1

Sch . No. = 40

OD = 1,32 in = 0,0355 m

ID = 1,049 in = 0,0266 m

At = 0,864 in² = 0,0006 m

Sambungan pipa : *Flanged*

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Laju alir volumetrik : 1,07 m³/jam

Total *head* : 6,93 m

NPSH_A : 0,69 m

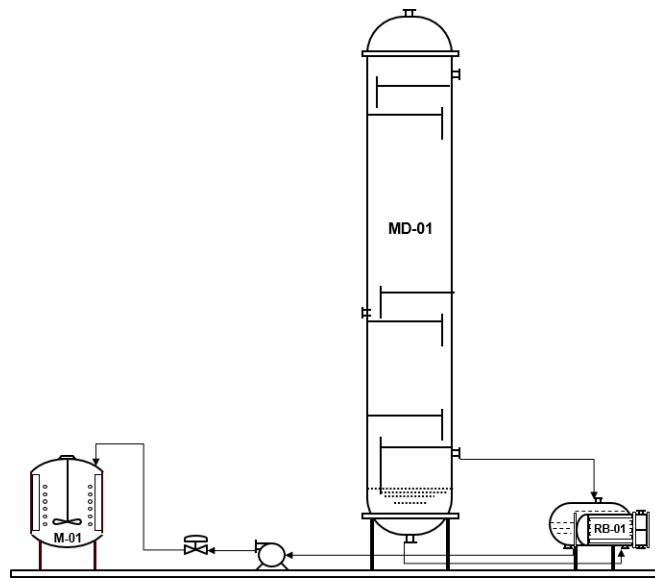
NPSH_R : 0,16 m

Daya motor : 0,5 Hp

POMPA 4
(P-04)

Tugas : Mengalirkan hasil bawah menara distilasi 1 (MD-01) dari reboiler 1 (RB-01) menuju mixer (M-01).

Jenis : *Centrifugal Pump-Single Stage*



Gambar 1. Skema aliran pompa

1. Komposisi umpan masuk

Suhu, $T = 176,43^{\circ}\text{C} = 449,43 \text{ K}$

Tekanan, $P = 1,27 \text{ atm} = 961,76 \text{ mmHg}$

Tabel 1. Komposisi umpan masuk

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|---------------------------------|-------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 58,08 | 0,40 | 0,01 | 0,0002 | 0,0003 |
| H_2O | 18,01 | 17,49 | 0,98 | 0,0098 | 0,0491 |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 94,11 | 1769,24 | 18,79 | 0,9900 | 0,9506 |
| Total | | 1787,13 | 19,78 | 1,0000 | 1,0000 |

2. Densitas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|------------------------------------|---------|---------|---------|--------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,27728 | 0,25760 | 0,29903 | 508.20 |
| H ₂ O | 0,34710 | 0,27400 | 0,28571 | 647,13 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \quad 1$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis [K]

Tabel 3. Data densitas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|------------------------------------|----------------|----------------|--------|-------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,40 | 0,0002 | 0,5649 | 0,0001 |
| H ₂ O | 17,49 | 0,0098 | 0,8732 | 0,0085 |
| C ₆ H ₅ OH | 1769,24 | 0,9900 | 0,9338 | 0,9244 |
| Total | 1787,13 | 1,0000 | | 0,9330 |

$$\text{Sehingga } \rho = 0,9330 \frac{\text{kg}}{\text{L}}$$

$$\rho = 933 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

3. Viskositas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|------------------------------------|----------|------------|-------------|-------------|
| (CH ₃) ₂ CO | -7,2126 | 9,0305E+02 | 1,8385E-02 | -2,0353E-05 |
| H ₂ O | -10,2158 | 1,7925E+03 | 1,7730E-03 | -1,2631E-05 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2629E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |

$$\text{Log}_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 2$$

$$\mu = 10^{(A + B/T + C + DT^2)} \dots\dots\dots 3$$

Keterangan :

μ : Viskositas campuran [cP]

A, B, ..., D : Konstanta

T : Temperatur [K]

Tabel 5. Data viskositas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|------------------------------------|----------------|----------------|-------|------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,40 | 0,0002 | 0,09 | 0,0000 |
| H ₂ O | 17,49 | 0,0098 | 0,15 | 0,0015 |
| C ₆ H ₅ OH | 1769,24 | 0,9900 | 0,42 | 0,4187 |
| Total | 1787,13 | 1,0000 | | 0,4202 |

Sehingga $\mu = 0,4202$ cP

$$\mu = 4,20 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}$$

4. Kecepatan Massa aliran

$$\text{Laju alir massa} = 1787,13 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots 4$$

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{1787,13 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{0,933 \frac{\text{kg}}{\text{L}}} \\
 &= 1915,24 \frac{\text{L}}{\text{jam}} = 0,53 \frac{\text{L}}{\text{s}} = 0,0005 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \\
 &= 0,02 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \\
 &= 8,43 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

5. Menentukan Titik Pemompaan

Titik *suction* 1

Tinggi *suction head* = 1,00 m

Tekanan permukaan cairan *suction head* = 1,27 atm

Tekanan hidrostatis cairan *suction head* = 0,03 atm

Tekanan permukaan cairan *suction head* = 1,30 atm

Titik *suction* 2

Tinggi *discharge head* = 5,82 m

Tekanan permukaan cairan *discharge head* = 1,00 atm

6. Pemilihan Pipa

$$\begin{aligned}
 Q &= 0,02 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \\
 \rho &= 943 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 58,25 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}
 \end{aligned}$$

Diameter pipa dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M., 1990, halaman 100 sebagai berikut :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

D_{opt} : Diameter dalam pipa (in)

Q : Laju alir volumetrik(ft^3/s)

ρ : Densitas (lb/ft^3)

Sehingga :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot \left(0,02 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \cdot \left(58,25 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13}$$

$$= 1,11 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 11, Kern, D. Q., 1983, halaman 844 diperoleh :

$$\text{NPS} = 1\frac{1}{4}$$

$$\text{Sch. No.} = 40$$

$$\text{OD} = 1,66 \text{ in} = 0,0422 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1,38 \text{ in} = 0,0351 \text{ m}$$

$$\text{At} = 1,50 \text{ in}^2 = 0,0010 \text{ m}^2$$

7. Kecepatan Linier

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$v_1 = \frac{Q}{A_t} \dots\dots\dots 6$$

$$= \frac{0,0005 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,0010 \text{ m}^2}$$

$$= 0,55 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_1 = v_2$$

$$v_2 = 0,55 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

8. Bilangan *Reynold*

Bilangan *Reynold* dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \cdot v \cdot \text{ID}}{\mu} \dots\dots\dots 7 \\ &= \frac{933 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,55 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 0,0351 \text{ m}}{4,20 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \\ &= 42788,12 \end{aligned}$$

9. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan pipa : *Commercial Steel*

Dari Fig. 126 dan Fig 126, Brown, G. G. 1950 halaman 141, diperoleh :

$$\text{Kekasaran relatif, } \frac{\varepsilon}{D} = 0,00133$$

$$\text{Faktor friksi} = 0,0258$$

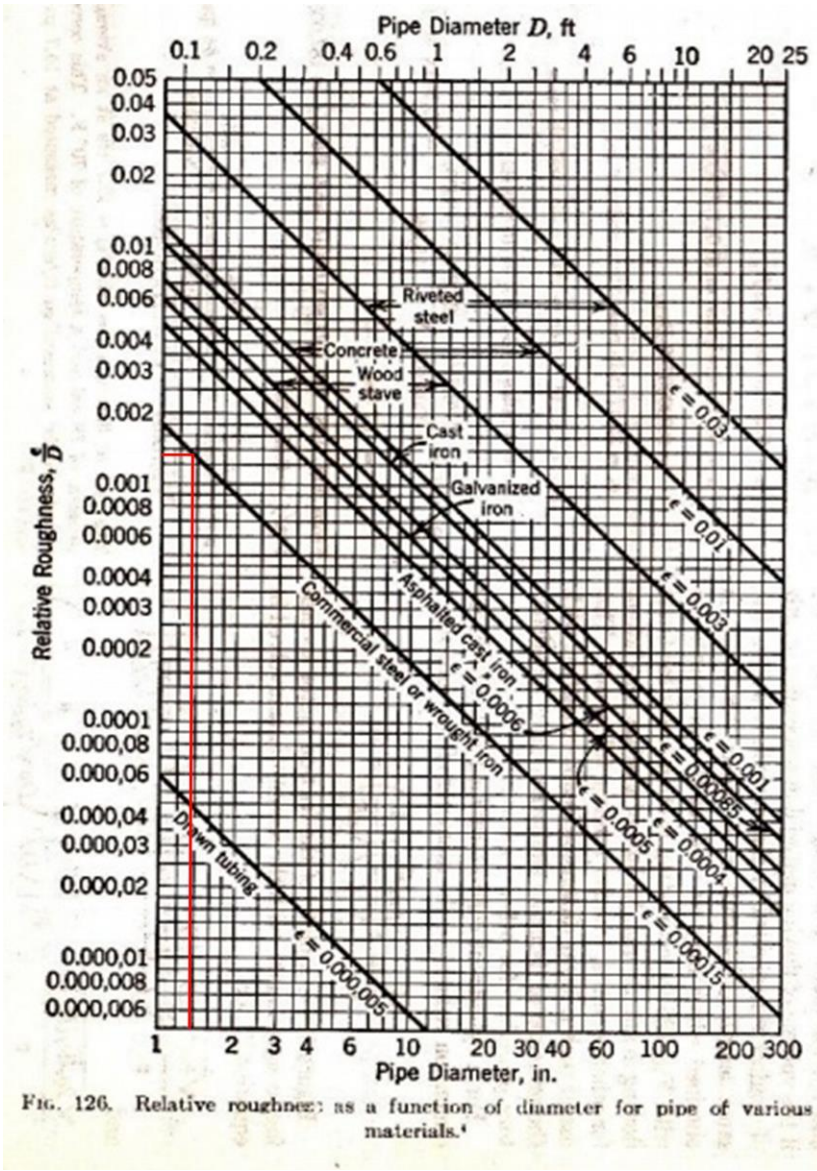
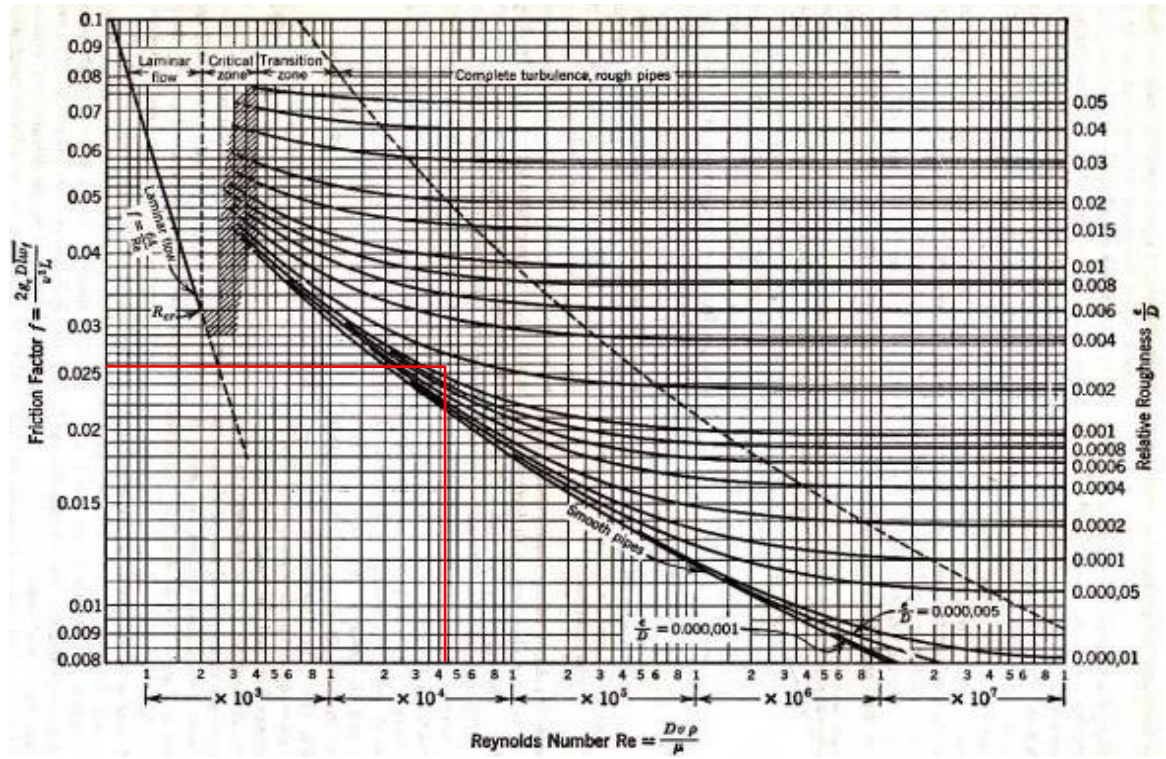


FIG. 126. Relative roughness: as a function of diameter for pipe of various materials.

Gambar 2. Grafik hubungan antara diameter pipa dengan kekasaran relatif



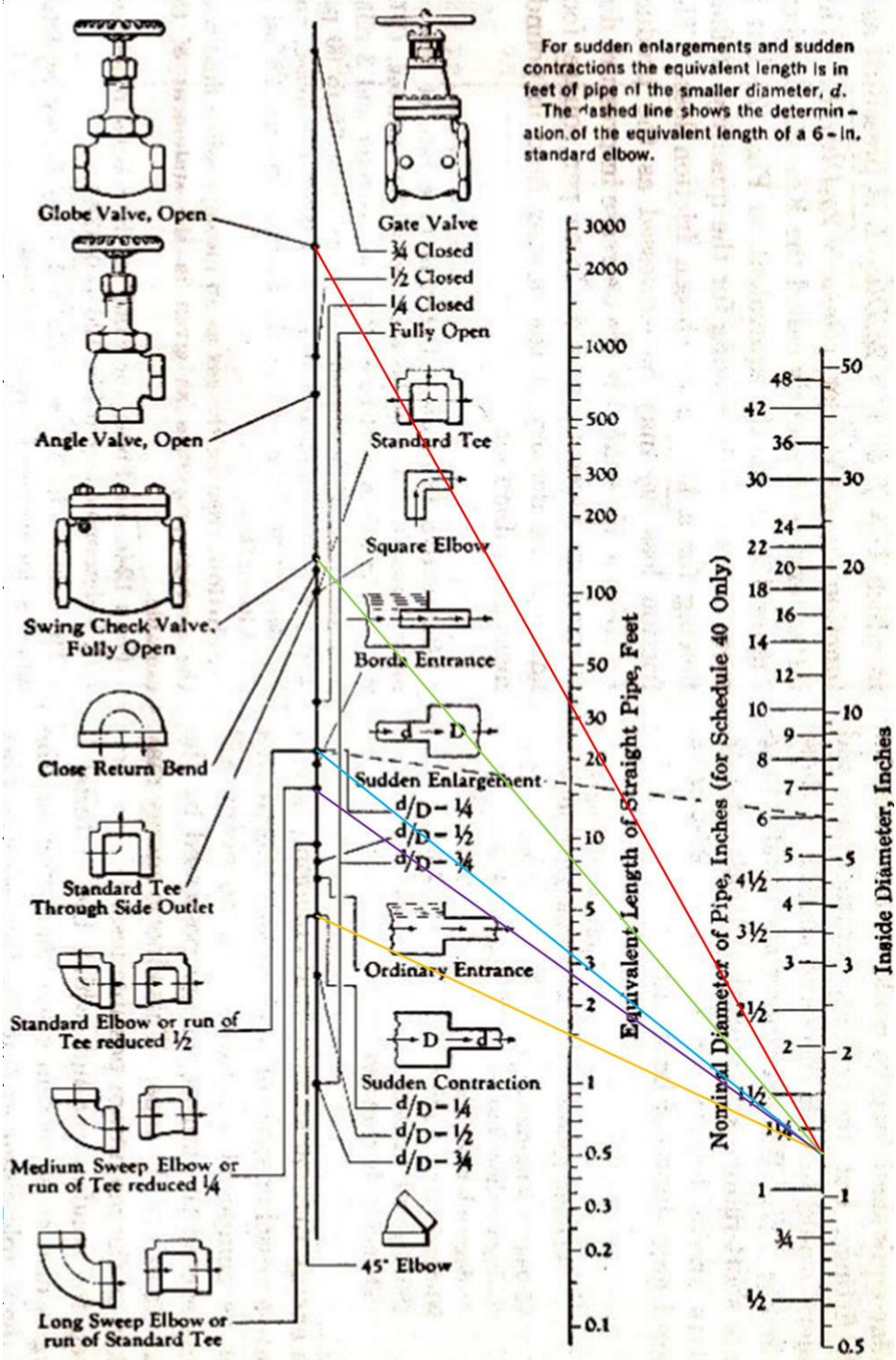
Gambar 3. Grafik hubungan antara bilangan *Reynold* dengan faktor friksi

10. Panjang Ekuivalen Pipa

Penentuan panjang ekuivalen pipa diperoleh dari Fig. 127 Brown, G. G., 1950, halaman 141, sehingga diperoleh :

Tabel 6. Data panjang ekuivalen pipa

| Keterangan | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|-------------------------------|--------|---------|------------------|-----------------|
| <i>Sudden Enlargment</i> | 1 | 3,4 | 3,4 | 1,04 |
| <i>Sudden Contraction</i> | 1 | 1,5 | 1,5 | 0,46 |
| <i>Check valve</i> | 1 | 8,5 | 8,5 | 2,59 |
| <i>Globe valve</i> | 1 | 35,0 | 35,0 | 10,67 |
| <i>Elbow</i> | 4 | 2,8 | 11,2 | 3,41 |
| Panjang pipa lurus (L) | | | | 5,82 |
| Total panjang (L+Le) | | | | 23,98 |



Gambar 4. Diagram data panjang ekivalen

11. Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan *Bernoulli* sebagai berikut :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2.g} - H_f + H = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2.g} \dots\dots\dots 8$$

Keterangan :

g : Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

H : *Head* pompa (m)

H_f : *Head* karena friksi (m)

P_1 : Tekanan pada titik 1 (*suction*) (Pa)

P_2 : Tekanan pada titik 2 (*discharge*) (Pa)

v_1 : Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

v_2 : Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

z_1 : Elevasi titik 1 (m)

z_2 : Elevasi titik 2 (m)

Pressure Head

$$\gamma = \rho . g \dots\dots\dots 9$$

$$= 933 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$= 9144,50 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}$$

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \dots\dots\dots 10$$

$$= \frac{(1,00 \text{ atm} - 1,30 \text{ atm}) 101325 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{9144,50 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}}$$

$$= -3,26 \text{ m}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} \dots\dots\dots 11 \\
 &= \frac{(0,55 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 - (0,55 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \dots\dots\dots 12 \\
 &= 5,82 \text{ m} - 1 \text{ m} \\
 &= 4,82 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f \cdot v_1^2 \cdot (L + L_e)}{2 \cdot g \cdot ID} \dots\dots\dots 13 \\
 &= \frac{0,0258 \cdot (0,55 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 \cdot (23,98 \text{ m})}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 0,0351 \text{ m}} \\
 &= 0,27 \text{ m} \\
 &= 0,89 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Total head

$$\begin{aligned}
 H &= H_p + H_v + H_s + H_f \dots\dots\dots 14 \\
 &= -3,26 \text{ m} + 0 \text{ m} + 4,82 \text{ m} + 0,27 \text{ m} \\
 &= 1,83 \text{ m} \\
 &= 6,00 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

12. **Jenis Pompa**

$$Q = 1,92 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

$$H = 1,83 \text{ m}$$

Berdasarkan Fig. 5.10 Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 245, diperoleh :

Jenis pompa = *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran pompa = 3500 rpm

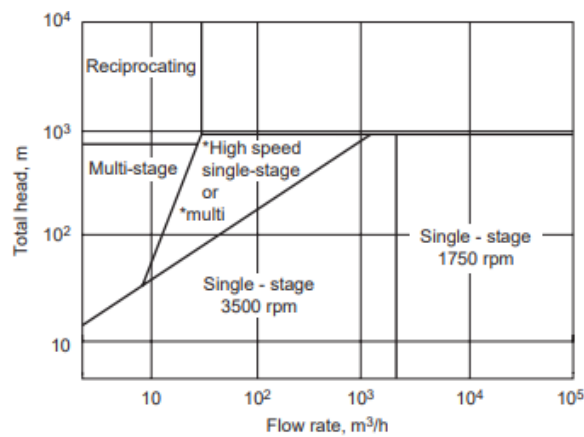


Figure 5.10. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Gambar 5. Diagram jenis pompa

13. **Jenis Impeller**

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194 jenis impeller untuk pompa sentrifugal, *single suction*, ditentukan berdasarkan nilai *specific head* menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}} \dots\dots\dots 15$$

Keterangan :

N_s : *Spesific speed*

N : Putaran pompa = 3500 rpm

Q : Laju alir volumetrik = 8,43 gpm

H : *Head* pompa = 6,00 ft

Sehingga nilai *specific head* :

$$N_s = \frac{3500 \cdot \sqrt{8,43 \text{ gpm}}}{(6,00 \text{ ft})^{0,75}}$$

$$= 2650,32$$

Berdasarkan Fig. 3-47, Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194, untuk nilai *specific head* sebesar 2650,32 diperoleh :

Jenis impeller : *Francis-Screw Field*

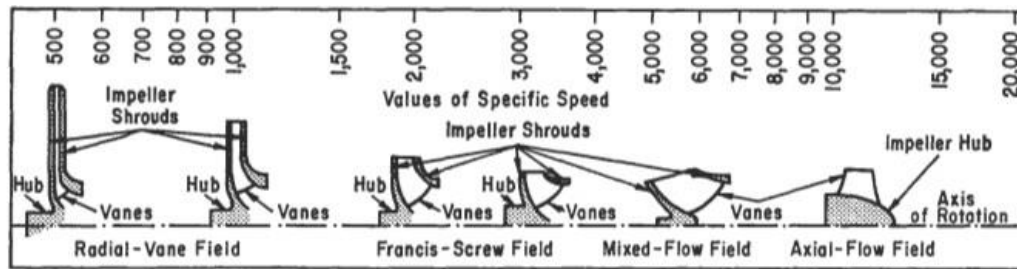


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Gambar 6. Jenis impeller

14. Tekanan Uap

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine. Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 7. Data Konstanta Antoine masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|------------------------------------|---------|-------------|---------|------------|------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 28,5884 | -2,4690E+03 | -7,3510 | 2,8025E-10 | 2,7361E-06 |
| H ₂ O | 29,8605 | -3,1522E+03 | -7,3037 | 2,4247E-09 | 1,8090E-06 |
| C ₆ H ₅ OH | 23,5332 | -3,4961E+03 | -4,8990 | 1,2160E-04 | 9,6537E-13 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \text{Log}_{10} T + DT + ET^2 \dots\dots\dots 16$$

$$P_i = 10^{(A+B/T+C \text{Log}_{10} T+DT+ET^2)} \dots\dots\dots 17$$

Dengan :

P_i : Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B, ..., E : Konstanta Antoine

T : Temperatur [K]

Nilai tekanan uap

$P = 1,27 \text{ atm} = 961,76 \text{ mmHg}$

$T = 176,43^\circ\text{C} = 449,43 \text{ K}$

Tabel 8. Kondisi operasi campuran

| Komponen | (Kmol/jam) | Fraksi mol | P_i | $K = P_i/P$ | $y = x.k$ |
|---------------------------------|--------------|---------------|----------|-------------|---------------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 0,01 | 0,0003 | 14052,37 | 14,61 | 0,0051 |
| H_2O | 0,98 | 0,0491 | 6885,31 | 7,16 | 0,3515 |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 18,79 | 0,9506 | 650,96 | 0,68 | 0,6434 |
| Total | 19,78 | 1,0000 | | | 1,0000 |

15. Net Positive Suction Head (NPSH)

a. Net Positive Suction Head Available (NPSH_A)

Nilai NPSH_A dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\text{NPSH}_A = S + (P_a - P_v) \frac{2,31}{\text{spgr}} - H_f \dots\dots\dots 18$$

Dengan :

$$\text{spgr} = \frac{\text{Densitas fluida}}{\text{Densitas air}} \dots\dots\dots 19$$

$$= \frac{58,25 \text{ lb/ft}^3}{62,40 \text{ lb/ft}^3} = 0,93$$

$$S = 1 \text{ m}$$

$$= 3,28 \text{ ft}$$

Sehingga nilai $NPSH_A$:

$$\begin{aligned} NPSH_A &= 3,28 \text{ ft} + (1,27 \text{ atm} - 1,27 \text{ atm}) \frac{14,7 \text{ psi}}{\text{atm}} \cdot \frac{2,31}{0,94} - 0,89 \text{ ft} \\ &= 2,39 \text{ ft} \\ &= 0,73 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Net Positive Suction Head Required (NPSH_R)

Nilai $NPSH_R$ dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} (Q)^{\frac{2}{3}} \dots\dots\dots 20$$

Dimana :

$$N = 3500 \text{ rpm}$$

$$Q = 0,0005 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,0319 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Sehingga nilai $NPSH_R$:

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{3500}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} \left(0,0319 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}} \right)^{\frac{2}{3}} \\ &= 0,24 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena $NPSH_A > NPSH_R$, maka tidak terjadi kavitasi

16. Brake House Power (BHP) dan Daya Pompa

Brake House Power dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E} \dots\dots\dots 21$$

Keterangan :

BHP : Daya penggerak poros (Hp)

Q : Laju alir volumetrik (ft^3/s)

H : *Head* pompa (ft)

ρ : Densitas (lb/ft³)

E : Efisiensi pompa

Berdasarkan Fig. 10.63, Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 635, diperoleh efisiensi pompa sentrifugal pada $Q = 1,92 \text{ m}^3/\text{h}$ sebagai berikut :

Efisiensi pompa sentrifugal, $E = 40\%$

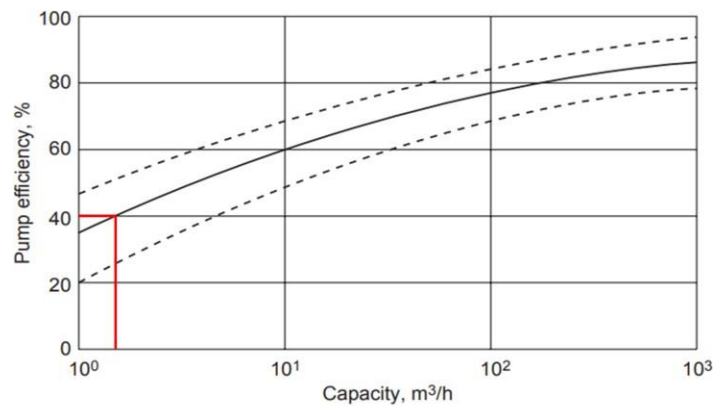


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

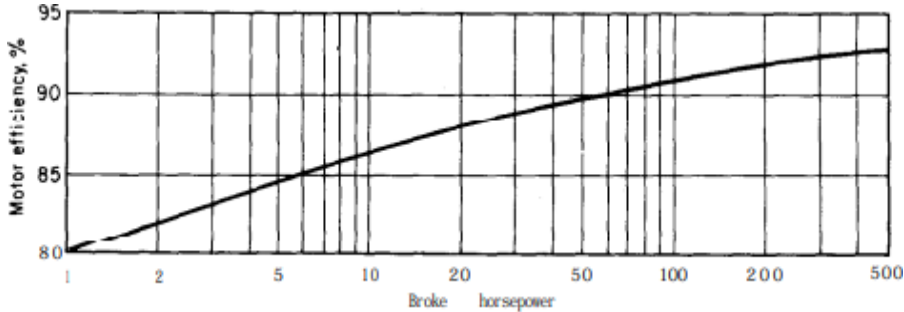
Gambar 7. Grafik efisiensi pompa sentrifugal

Sehingga nilai BHP adalah :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0,02 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \cdot 6,00 \text{ ft} \cdot 58,25 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{0,40} \\ &= 16,42 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}} \\ &= 0,03 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari Fig. 14.39, Peters, M. X. dan Timmerhaus, K. D., 1991, halaman 521, diperoleh :

Efisiensi motor = 80%



Gambar 8. Efisiensi motor

Sehingga daya yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \dots\dots\dots 22 \\
 &= \frac{0,03 \text{ Hp}}{0,80} \\
 &= 0,0373 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi adalah:

P = 0,5 Hp

- General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.
- Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar 9. Daya motor standar

KESIMPULAN**P-04**

Jenis pompa : *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran pompa : 3500 rpm

Tipe impeller : *Francis-Screw Field*

Spesifikasi pipa :

NPS = 1¼

Sch . No. = 40

OD = 1,66 in = 0,0422 m

ID = 1,38 in = 0,0351 m

At = 1,50 in² = 0,0010 m²

Sambungan pipa : *Flanged*

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Laju alir volumetrik : 1,92 m³/jam

Total *head* : 1,83 m

NPSH_A : 0,73 m

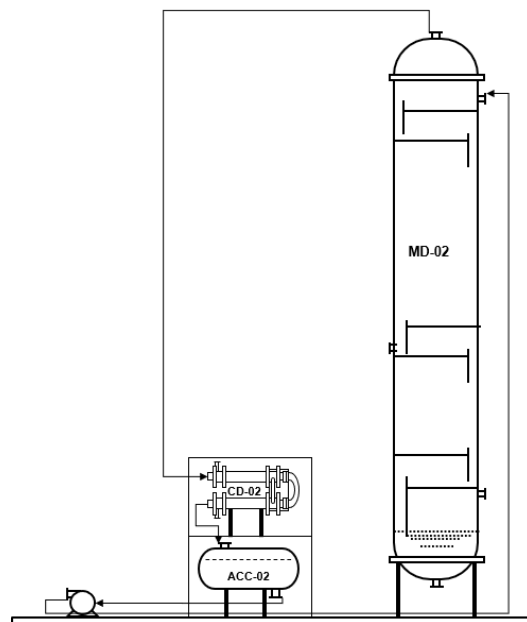
NPSH_R : 0,24 m

Daya motor : 0,5 Hp

POMPA 5**(P-05)**

Tugas : Mengalirkan hasil atas menara distilasi 2 (MD-02) dari akumulator 2 (ACC-02) menuju refluks.

Jenis : *Centrifugal Pump-Single Stage*



Gambar 1. Skema aliran pompa

1. Komposisi umpan masuk

Suhu, $T = 57,28^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$

Tekanan, $P = 1,03 \text{ atm} = 779,10 \text{ mmHg}$

Tabel 1. Komposisi fluida panas

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|----------------------------|-------|---------------|-------------|---------------|---------------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 58,08 | 399,13 | 6,87 | 0,9970 | 0,9904 |
| H_2O | 18,01 | 1,20 | 0,06 | 0,0030 | 0,0096 |
| Total | | 400,33 | 6,93 | 1,0000 | 1,0000 |

2. Densitas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | N | Tc |
|------------------------------------|---------|---------|---------|--------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,27728 | 0,25760 | 0,29903 | 508.20 |
| H ₂ O | 0,34710 | 0,27400 | 0,28571 | 647,13 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis[K]

Tabel 3. Data densitas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | P | x _F x ρ |
|------------------------------------|---------------|----------------|--------|-------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 399,13 | 0,9970 | 0,7460 | 0,7447 |
| H ₂ O | 1,20 | 0,0030 | 0,9975 | 0,0030 |
| Total | 400,33 | 1,0000 | | 0,7477 |

$$\text{Sehingga } \rho = 0,7477 \frac{\text{kg}}{\text{L}}$$

$$\rho = 746,77 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

3. Viskositas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|------------------------------------|----------|------------|------------|-------------|
| (CH ₃) ₂ CO | -7,2126 | 9,0305E+02 | 1,8385E-02 | -2,0353E-05 |
| H ₂ O | -10,2158 | 1,7925E+03 | 1,7730E-03 | -1,2631E-05 |

$$\text{Log}_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 2$$

$$\mu = 10^{(A + B/T + C + DT^2)} \dots\dots\dots 3$$

Keterangan :

μ : Viskositas campuran [cP]

A, B, ..., D : Konstanta

T : Temperatur [K]

Tabel 5. Data viskositas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|------------------------------------|---------------|----------------|-------|------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 399,13 | 0,9970 | 0,24 | 0,2357 |
| H ₂ O | 1,20 | 0,0030 | 0,49 | 0,0015 |
| Total | 400,33 | 1,0000 | | 0,2372 |

Sehingga $\mu = 0,2372$ cP

$$\mu = 2,37 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}$$

4. Kecepatan Massa aliran

$$\text{Laju alir massa} = 400,33 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots 4$$

$$= \frac{400,33 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{0,7477 \frac{\text{kg}}{\text{L}}}$$

$$= 535,41 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0,15 \frac{\text{L}}{\text{s}} = 0,0001 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$= 0,01 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

$$= 2,36 \text{ gpm}$$

5. Menentukan Titik Pemompaan

Titik *suction* 1

Tinggi *suction head* = 1,00 m

Tekanan permukaan cairan *suction head* = 1,03 atm

Tekanan hidrostatis cairan *suction head* = 0,01 atm

Tekanan permukaan cairan *suction head* = 1,04 atm

Titik *suction* 2

Tinggi *discharge head* = 10,55 m

Tekanan permukaan cairan *discharge head* = 1,05 atm

6. Pemilihan Pipa

$$Q = 0,01 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

$$\rho = 747,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 46,68 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

Diameter pipa dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M., 1990, halaman 100 sebagai berikut :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

D_{opt} : Diameter dalam pipa (in)

Q : Laju alir volumetrik(ft^3/s)

ρ : Densitas (lb/ft^3)

Sehingga :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 \cdot \left(0,01 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \cdot \left(46,42 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13} \\ &= 0,61 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 11, Kern, D. Q., 1983, halaman 844 diperoleh :

$$\text{NPS} = 1$$

$$\text{Sch. No.} = 40$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,0335 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in} = 0,0266 \text{ m}$$

$$\text{At} = 0,864 \text{ in}^2 = 0,0006 \text{ m}^2$$

7. Kecepatan Linier

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} v_1 &= \frac{Q}{A_t} \dots\dots\dots 6 \\ &= \frac{0,0001 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,0006 \text{ m}^2} \\ &= 0,27 \frac{\text{m}}{\text{s}} \end{aligned}$$

$$v_1 = v_2$$

$$v_2 = 0,27 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

8. Bilangan Reynold

Bilangan *Reynold* dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \cdot v \cdot \text{ID}}{\mu} \dots\dots\dots 7 \\ &= \frac{747,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,27 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 0,0266 \text{ m}}{2,37 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \\ &= 22416,41 \end{aligned}$$

9. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan pipa : *Commercial Steel*

Dari Fig. 126 dan Fig 126, Brown, G. G. 1950 halaman 141, diperoleh :

Kekasaran relatif, $\frac{\epsilon}{D} = 0,0017$

Faktor friksi = 0,0286

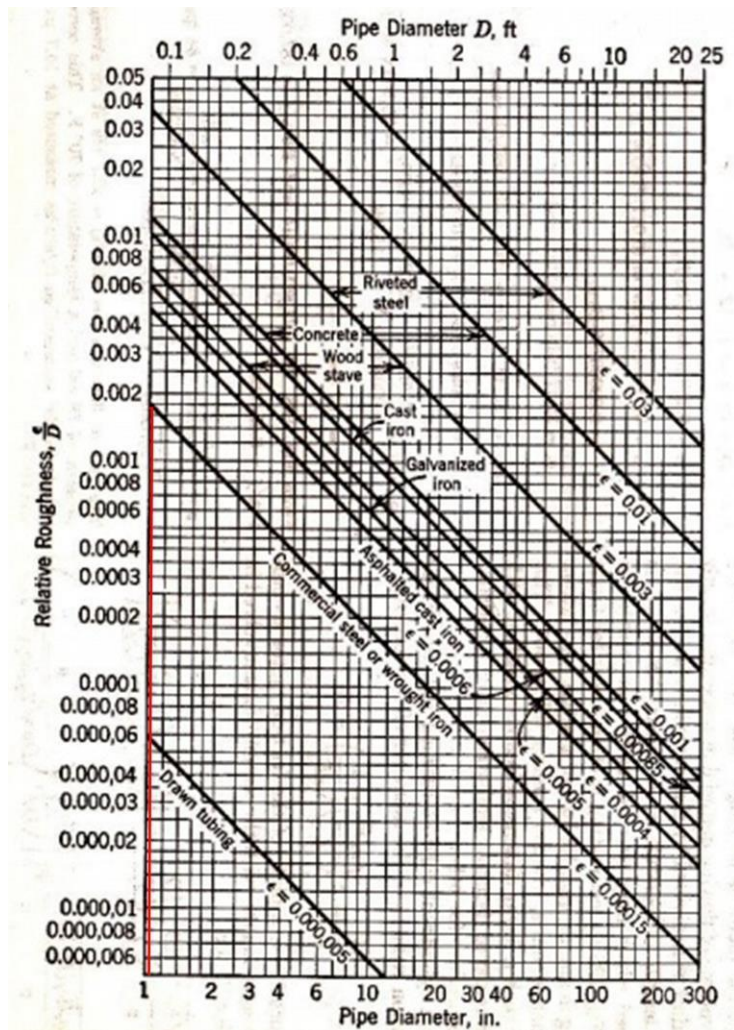
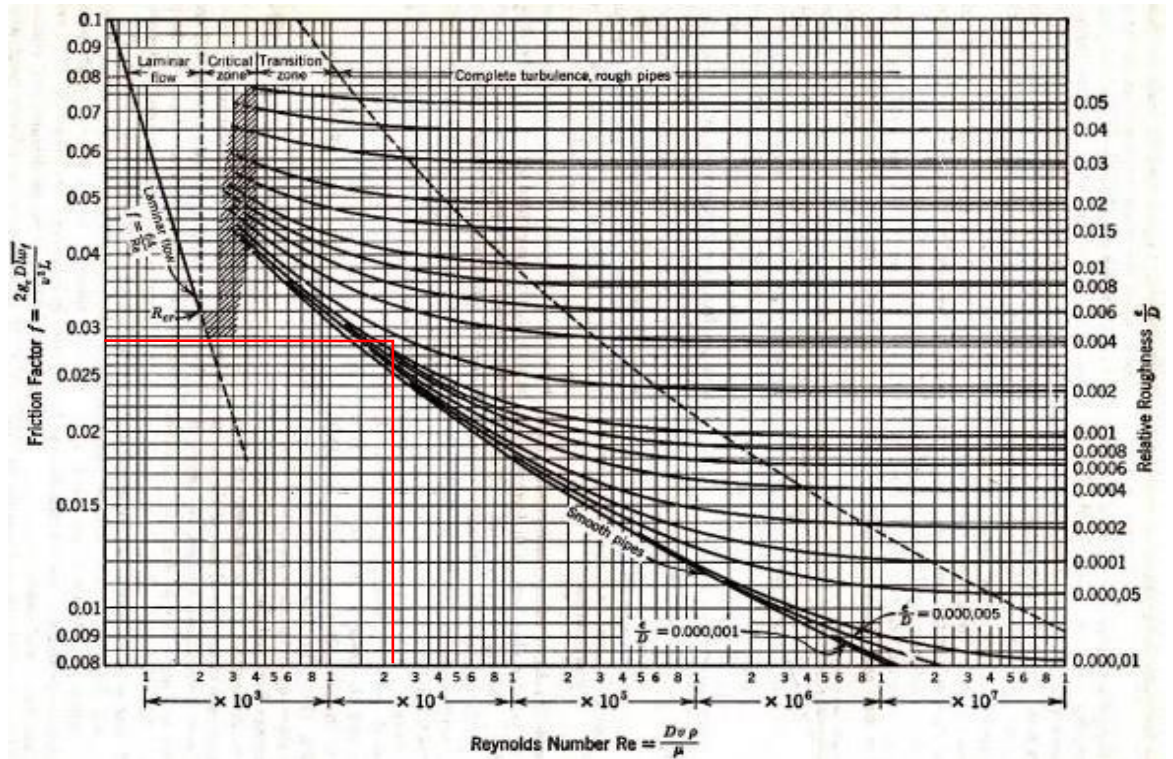


FIG. 126. Relative roughness: as a function of diameter for pipe of various materials.

Gambar 2. Grafik hubungan antara diameter pipa dengan kekasaran relatif



Gambar 3. Grafik hubungan antara bilangan *Reynold* dengan faktor friksi

10. Panjang Ekuivalen Pipa

Penentuan panjang ekuivalen pipa diperoleh dari Fig. 127 Brown, G. G., 1950, halaman 141, sehingga diperoleh :

Tabel 6. Data panjang ekuivalen pipa

| Keterangan | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|-------------------------------|--------|---------|------------------|-----------------|
| <i>Sudden Enlargment</i> | 1 | 2,75 | 2,75 | 0,84 |
| <i>Sudden Contraction</i> | 1 | 1,30 | 1,30 | 0,40 |
| <i>Check valve</i> | 1 | 6,90 | 6,90 | 2,10 |
| <i>Globe valve</i> | 1 | 28,00 | 28,00 | 8,53 |
| <i>Elbow</i> | 6 | 2,25 | 13,50 | 4,11 |
| Panjang pipa lurus (L) | | | | 10,55 |
| Total panjang (L+Le) | | | | 26,54 |

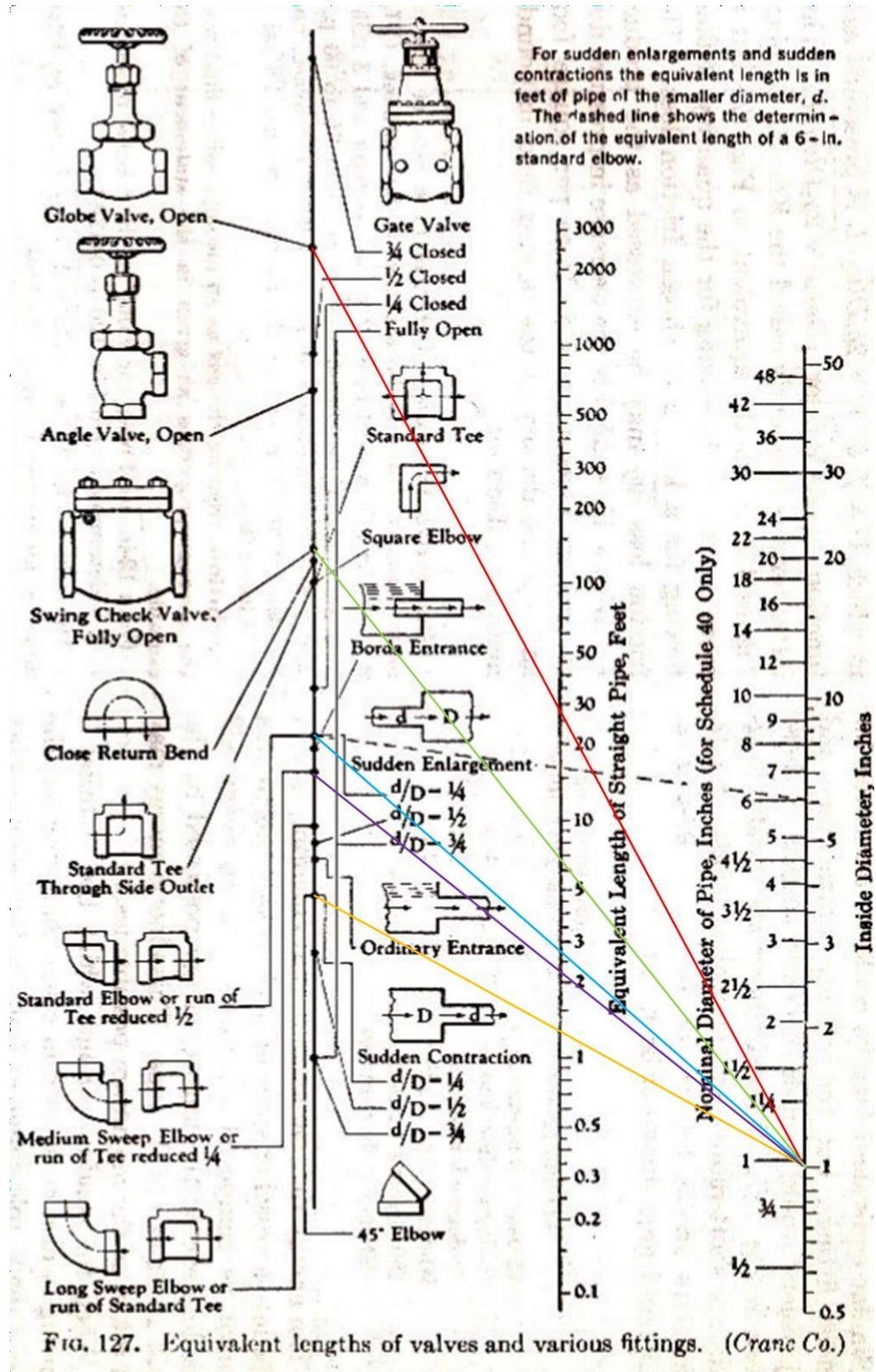


FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (Crane Co.)

Gambar 4. Diagram data panjang ekivalen

11. Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan *Bernoulli* sebagai berikut :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2.g} - H_f + H = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2.g} \dots\dots\dots 8$$

Keterangan :

g : Percepatan gravitasi ormal (m/s^2)

H : Head pompa (m)

H_f : Head karena friksi (m)

P_1 : Tekanan pada titik 1 (*suction*) (Pa)

P_2 : Tekanan pada titik 2 (*discharge*) (Pa)

v_1 : Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

v_2 : Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

z_1 : Elevasi titik 1 (m)

z_2 : Elevasi titik 2 (m)

Pressure Head

$$\gamma = \rho \cdot g \dots\dots\dots 9$$

$$= 747,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$= 7327,64 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}$$

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \dots\dots\dots 10$$

$$= \frac{(1,04 \text{ atm} - 1,03 \text{ atm}) 101325 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{7327,64 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}}$$

$$= -0,16 \text{ m}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} \dots\dots\dots 11 \\
 &= \frac{(0,27 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 - (0,27 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \dots\dots\dots 12 \\
 &= 10,55 \text{ m} - 1 \text{ m} \\
 &= 9,55 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f \cdot v_1^2 \cdot (L + L_e)}{2 \cdot g \cdot ID} \dots\dots\dots 13 \\
 &= \frac{0,0286 \cdot (0,27 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 \cdot (26,53 \text{ m})}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 0,0266 \text{ m}} \\
 &= 0,10 \text{ m} \\
 &= 0,34 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Total head

$$\begin{aligned}
 H &= H_p + H_v + H_s + H_f \dots\dots\dots 14 \\
 &= -0,16 \text{ m} + 0 \text{ m} + 9,55 \text{ m} + 0,10 \text{ m} \\
 &= 9,50 \text{ m} \\
 &= 31,15 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

12. Jenis Pompa

$$Q = 0,54 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

$$H = 9,50 \text{ m}$$

Berdasarkan Fig. 5.10 Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 245, diperoleh :

Jenis pompa = *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran pompa = 3500 rpm

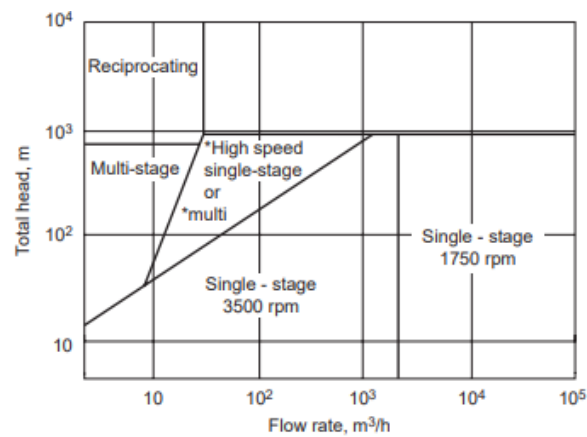


Figure 5.10. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Gambar 5. Diagram jenis pompa

13. Jenis Impeller

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194 jenis impeller untuk pompa sentrifugal, *single suction*, ditentukan berdasarkan nilai *specific head* menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}} \dots \dots \dots 15$$

Keterangan :

N_s : *Spesific speed*

N : Putaran pompa = 3500 rpm

Q : Laju alir volumetrik = 2,36 gpm

H : *Head* pompa = 31,15 ft

Sehingga nilai *specific head* :

$$N_s = \frac{3500 \cdot \sqrt{2,36 \text{ gpm}}}{(31,15 \text{ ft})^{0,75}}$$

$$= 407,53$$

Berdasarkan Fig. 3-47, Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194, untuk nilai *specific head* sebesar 407,53 diperoleh :

Jenis impeller : *Radial-Vane Field*

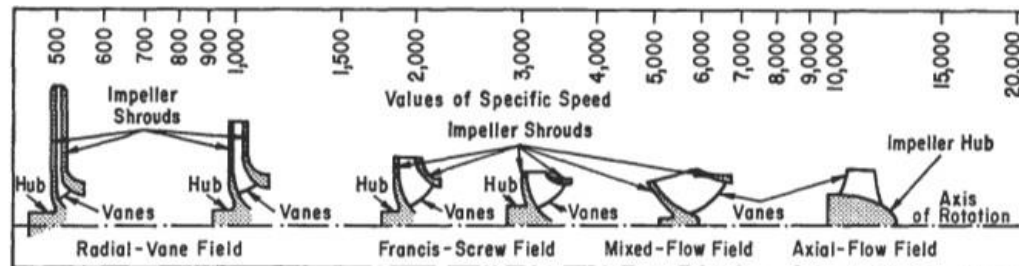


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Gambar 6. Jenis impeller

14. Tekanan Uap

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine. Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 7. Data Konstanta Antoine masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|------------------------------------|---------|-------------|---------|------------|------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 28,5884 | -2,4690E+03 | -7,3510 | 2,8025E-10 | 2,7361E-06 |
| H ₂ O | 29,8605 | -3,1522E+03 | -7,3037 | 2,4247E-09 | 1,8090E-06 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \text{Log}_{10} T + DT + ET^2 \dots \dots \dots 16$$

$$P_i = 10^{(A+B/T+C \text{Log}_{10} T+DT+ET^2)} \dots \dots \dots 17$$

Dengan :

P_i : Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B, ..., E : Konstanta Antoine

T : Temperatur [K]

Nilai tekanan uap

$$P = 1,03 \text{ atm} = 779,10 \text{ mmHg}$$

$$T = 58,02^\circ\text{C} = 331,02 \text{ K}$$

Tabel 8. Kondisi operasi campuran

| Komponen | kmol/jam | Fraksi mol | P_i | $K = P_i/P$ | $y = x.k$ |
|------------------------------------|-------------|---------------|--------|-------------|---------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 6,87 | 0,9904 | 785,39 | 1,01 | 0,9984 |
| H ₂ O | 0,06 | 0,0096 | 130,81 | 0,17 | 0,0016 |
| Total | 6,93 | 1,0000 | | | 1,0000 |

15. Net Positive Suction Head (NPSH)

a. Net Positive Suction Head Available (NPSH_A)

Nilai NPSH_A dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v) \frac{2,31}{\text{spgr}} - H_f \dots\dots\dots 18$$

Dengan :

$$\text{spgr} = \frac{\text{Densitas fluida}}{\text{Densitas air}} \dots\dots\dots 19$$

$$= \frac{40,68 \text{ lb/ft}^3}{62,40 \text{ lb/ft}^3} = 0,75$$

$$S = 1 \text{ m}$$

$$= 3,28 \text{ ft}$$

Sehingga nilai NPSH_A :

$$NPSH_A = 3,28 \text{ ft} + (1,03 \text{ atm} - 1,03 \text{ atm}) \frac{14,7 \text{ psi}}{\text{atm}} \cdot \frac{2,31}{0,75} - 0,34 \text{ ft}$$

$$= 2,94 \text{ ft}$$

$$= 0,90 \text{ m}$$

b. Net Positive Suction Head Required (NPSH_R)

Nilai NPSH_R dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\text{NPSH}_R = \left(\frac{N}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} (Q)^{\frac{2}{3}} \dots\dots\dots 20$$

Dimana :

$$N = 3500 \text{ rpm}$$

$$Q = 0,0001 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,0089 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Sehingga nilai NPSH_R :

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_R &= \left(\frac{3500}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} \left(0,0089 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}} \right)^{\frac{2}{3}} \\ &= 0,1 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena NPSH_A > NPSH_R, maka tidak terjadi kavitasi

16. Brake House Power (BHP) dan Daya Pompa

Brake House Power dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E} \dots\dots\dots 21$$

Keterangan :

BHP : Daya penggerak poros (Hp)

Q : Laju alir volumetrik (ft³/s)

H : *Head* pompa (ft)

ρ : Densitas (lb/ft³)

E : Efisiensi pompa

Berdasarkan Fig. 10.63, Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 635, diperoleh efisiensi pompa sentrifugal pada $Q = 0,54 \text{ m}^3/\text{h}$ sebagai berikut :

Efisiensi pompa sentrifugal, $E = 35\%$

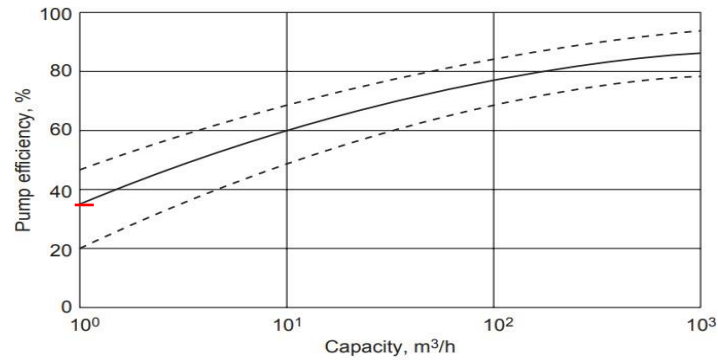


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

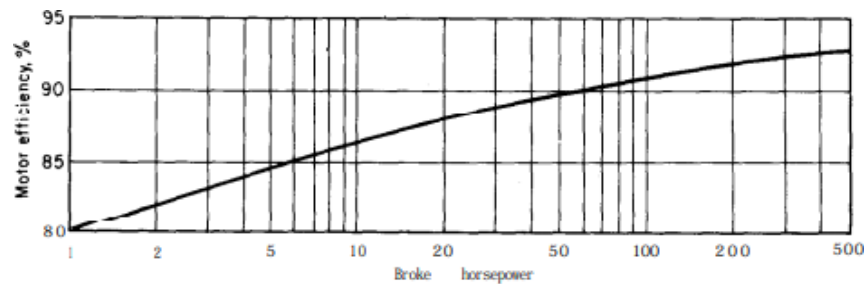
Gambar 7. Grafik efisiensi pompa sentrifugal

Sehingga nilai BHP adalah :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0,01 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \cdot 31,15 \text{ ft} \cdot 46,68 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{0,35} \\ &= 21,89 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}} \\ &= 0,04 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari Fig. 14.39, Peters, M. X. dan Timmerhaus, K. D., 1991, halaman 521, diperoleh :

Efisiensi motor = 80%



Gambar 8. Efisiensi motor

Sehingga daya yang diperlukan :

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \dots\dots\dots 22 \\ &= \frac{0,04 \text{ Hp}}{0,80} \\ &= 0,05 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd *edition*, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi adalah:

$$P = 0,5 \text{ Hp}$$

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar 9. Daya motor standar

KESIMPULAN**P-05**

Jenis pompa : *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran pompa : 3500 rpm

Tipe impeller : *Radial-Vane Field*

Spesifikasi pipa :

NPS = 1¼

Sch . No. = 40

OD = 1,32 in = 0,0335 m

ID = 1,049 in = 0,0266 m

At = 0,864 in² = 0,0006 m²

Sambungan pipa : *Flanged*

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Laju alir volumetrik : 0,54 m³/jam

Total *head* : 9,50 m

NPSH_A : 0,90 m

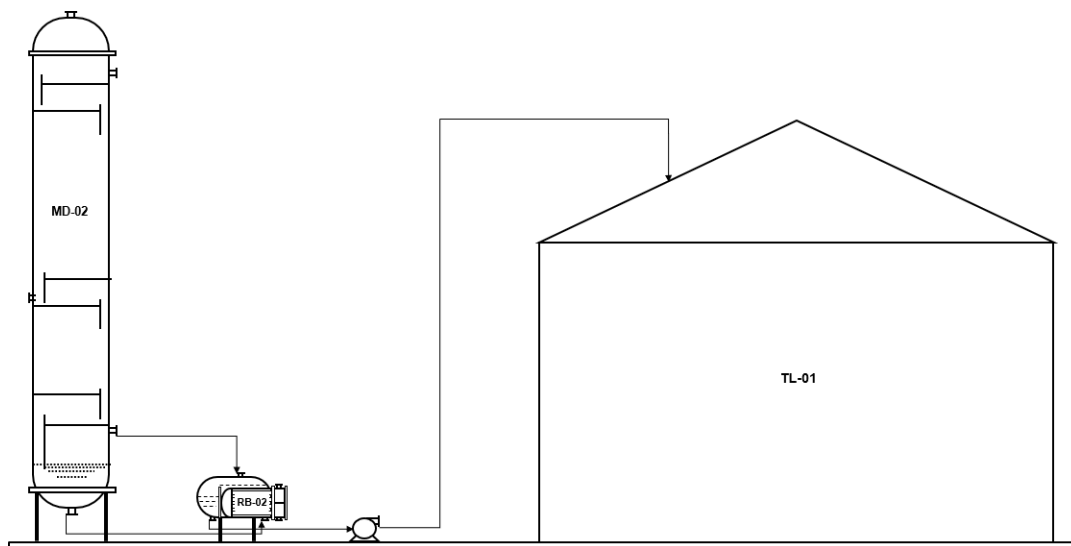
NPSH_R : 0,10 m

Daya motor : 0,5 Hp

POMPA 6**(P-06)**

Tugas : Mengalirkan hasil bawah menara distilasi 2 (MD-02) dari reboiler 2 (RB-02) menuju tangka limbah (TL-01).

Jenis : *Centrifugal Pump-Single Stage*



Gambar 1. Skema aliran pompa

1. Komposisi umpan masuk

Suhu, $T = 104,43^{\circ}\text{C} = 377,43\text{ K}$

Tekanan, $P = 1,16\text{ atm} = 884,12\text{ mmHg}$

Tabel 1. Komposisi umpan masuk

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|---------------------------------|-------|---------------|--------------|---------------|---------------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 58,08 | 1,20 | 0,02 | 0,0024 | 0,0007 |
| H_2O | 18,01 | 507,09 | 28,16 | 0,9942 | 0,9986 |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 94,11 | 1,77 | 0,02 | 0,0035 | 0,0007 |
| Total | | 510,06 | 28,20 | 1,0000 | 1,0000 |

2. Densitas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|------------------------------------|---------|---------|---------|--------|
| (CH ₃) ₂ CO | 0,27728 | 0,25760 | 0,29903 | 508.20 |
| H ₂ O | 0,34710 | 0,27400 | 0,28571 | 647,13 |
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis [K]

Tabel 3. Data densitas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | P | x _F x ρ |
|------------------------------------|---------------|----------------|--------|-------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 1,20 | 0,0024 | 0,6846 | 0,0016 |
| H ₂ O | 507,09 | 0,9942 | 0,9513 | 0,9457 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,77 | 0,0035 | 1,0016 | 0,0035 |
| Total | 510,06 | 1,0000 | | 0,9508 |

$$\text{Sehingga } \rho = 0,9508 \frac{\text{kg}}{\text{L}}$$

$$\rho = 950,80 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

3. Viskositas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|------------------------------------|----------|------------|-------------|-------------|
| (CH ₃) ₂ CO | -7,2126 | 9,0305E+02 | 1,8385E-02 | -2,0353E-05 |
| H ₂ O | -10,2158 | 1,7925E+03 | 1,7730E-03 | -1,2631E-05 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2629E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |

$$\text{Log}_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 2$$

$$\mu = 10^{(A + B/T + C + DT^2)} \dots\dots\dots 3$$

Keterangan :

μ : Viskositas campuran [cP]

A, B, ..., D : Konstanta

T : Temperatur [K]

Tabel 5. Data viskositas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|------------------------------------|---------------|----------------|-------|------------------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 1,20 | 0,0024 | 0,17 | 0,0004 |
| H ₂ O | 507,09 | 0,9942 | 0,27 | 0,2651 |
| C ₆ H ₅ OH | 1,77 | 0,0035 | 1,25 | 0,0043 |
| Total | 510,06 | 1,0000 | | 0,2698 |

Sehingga $\mu = 0,2698$ cP

$$\mu = 2,70 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}$$

4. Kecepatan Massa aliran

$$\text{Laju alir massa} = 510,06 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots 4$$

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{510,06 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{0,9508 \frac{\text{kg}}{\text{L}}} \\
 &= 536,44 \frac{\text{L}}{\text{jam}} = 0,15 \frac{\text{L}}{\text{s}} = 0,0001 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \\
 &= 0,0053 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \\
 &= 2,36 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

5. Menentukan Titik Pemompaan

Titik *suction* 1

Tinggi *suction head* = 1,00 m

Tekanan permukaan cairan *suction head* = 1,16 atm

Tekanan hidrostatis cairan *suction head* = 0,02 atm

Tekanan permukaan cairan *suction head* = 1,18 atm

Titik *suction* 2

Tinggi *discharge head* = 9,40 m

Tekanan permukaan cairan *discharge head* = 1,00 atm

6. Pemilihan Pipa

$$\begin{aligned}
 Q &= 0,0053 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \\
 \rho &= 0,9508 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 59,34 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}
 \end{aligned}$$

Diameter pipa dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M., 1990, halaman 100 sebagai berikut :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \dots \dots \dots 5$$

Keterangan :

D_{opt} : Diameter dalam pipa (in)

Q : Laju alir volumetrik(ft^3/s)

ρ : Densitas (lb/ft^3)

Sehingga :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot \left(0,0053 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \cdot \left(59,34 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13}$$

$$= 1,63 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 11, Kern, D. Q., 1983, halaman 844 diperoleh :

$$\text{NPS} = 1$$

$$\text{Sch. No.} = 40$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,0355 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in} = 0,0266 \text{ m}$$

$$\text{At} = 0,864 \text{ in}^2 = 0,0006 \text{ m}^2$$

7. Kecepatan Linier

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$v_1 = \frac{Q}{A_t} \dots\dots\dots 6$$

$$= \frac{0,0001 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,0006 \text{ m}^2}$$

$$= 0,27 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_1 = v_2$$

$$v_2 = 0,27 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

8. Bilangan *Reynold*

Bilangan *Reynold* dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \cdot v \cdot \text{ID}}{\mu} \dots\dots\dots 7 \\ &= \frac{950,80 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,27 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 0,0266 \text{ m}}{2,70 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \\ &= 25100,96 \end{aligned}$$

9. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan pipa : *Commercial Steel*

Dari Fig. 126 dan Fig 126, Brown, G. G. 1950 halaman 141, diperoleh :

$$\text{Kekasaran relatif, } \frac{\varepsilon}{D} = 0,0017$$

$$\text{Faktor friksi} = 0,0280$$

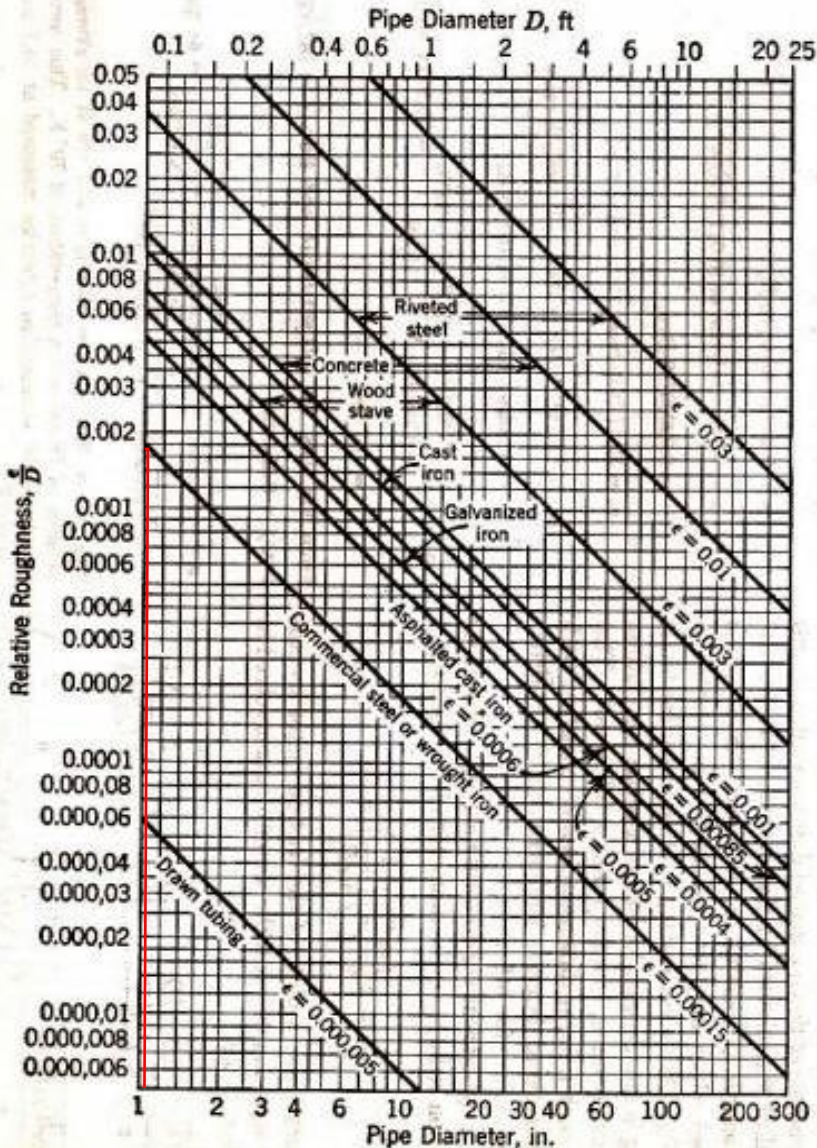
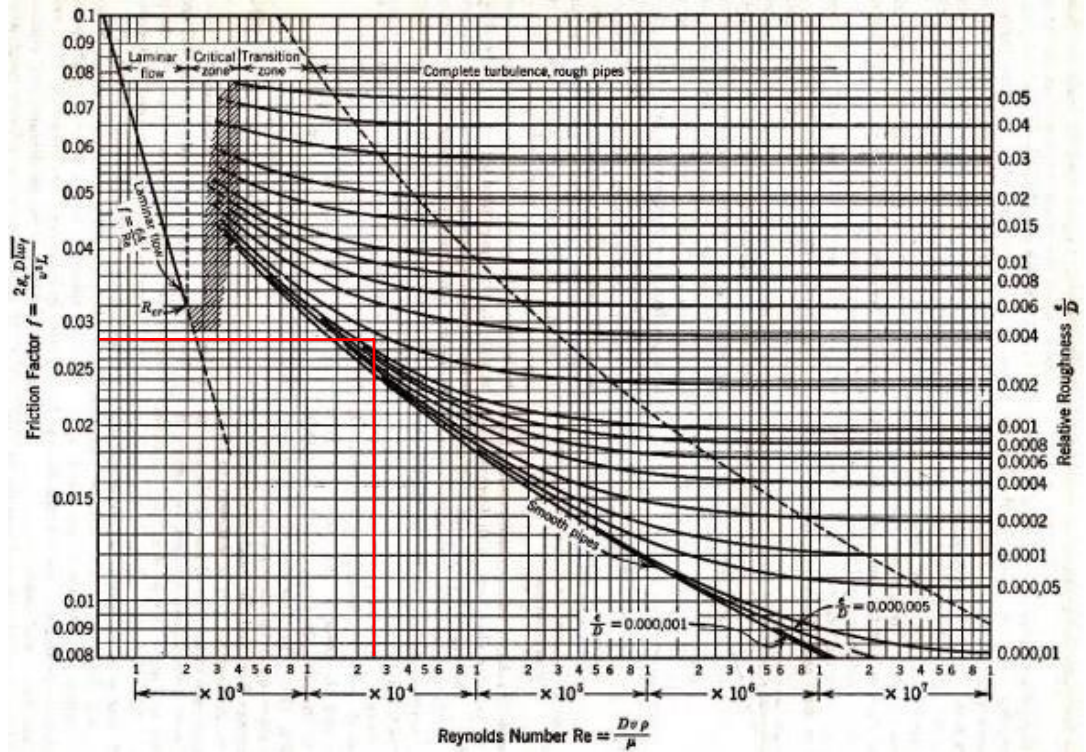


FIG. 126. Relative roughness: as a function of diameter for pipe of various materials.⁴

Gambar 2. Grafik hubungan antara diameter pipa dengan kekasaran relatif



Gambar 3. Grafik hubungan antara bilangan *Reynold* dengan faktor friksi

10. Panjang Ekuivalen Pipa

Penentuan panjang ekuivalen pipa diperoleh dari Fig. 127 Brown, G. G., 1950, halaman 141, sehingga diperoleh :

Tabel 6. Data panjang ekuivalen pipa

| Keterangan | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|-------------------------------|--------|---------|------------------|-----------------|
| <i>Suddent Enlargment</i> | 1 | 2,75 | 2,75 | 0,84 |
| <i>Suddent Contarction</i> | 1 | 1,30 | 1,30 | 0,40 |
| <i>Check valve</i> | 1 | 6,90 | 6,90 | 2,10 |
| <i>Globe valve</i> | 1 | 28,00 | 28,00 | 8,53 |
| <i>Elbow</i> | 4 | 2,25 | 9,00 | 2,74 |
| Panjang pipa lurus (L) | | | | 9,40 |
| Total panjang (L+Le) | | | | 24,02 |

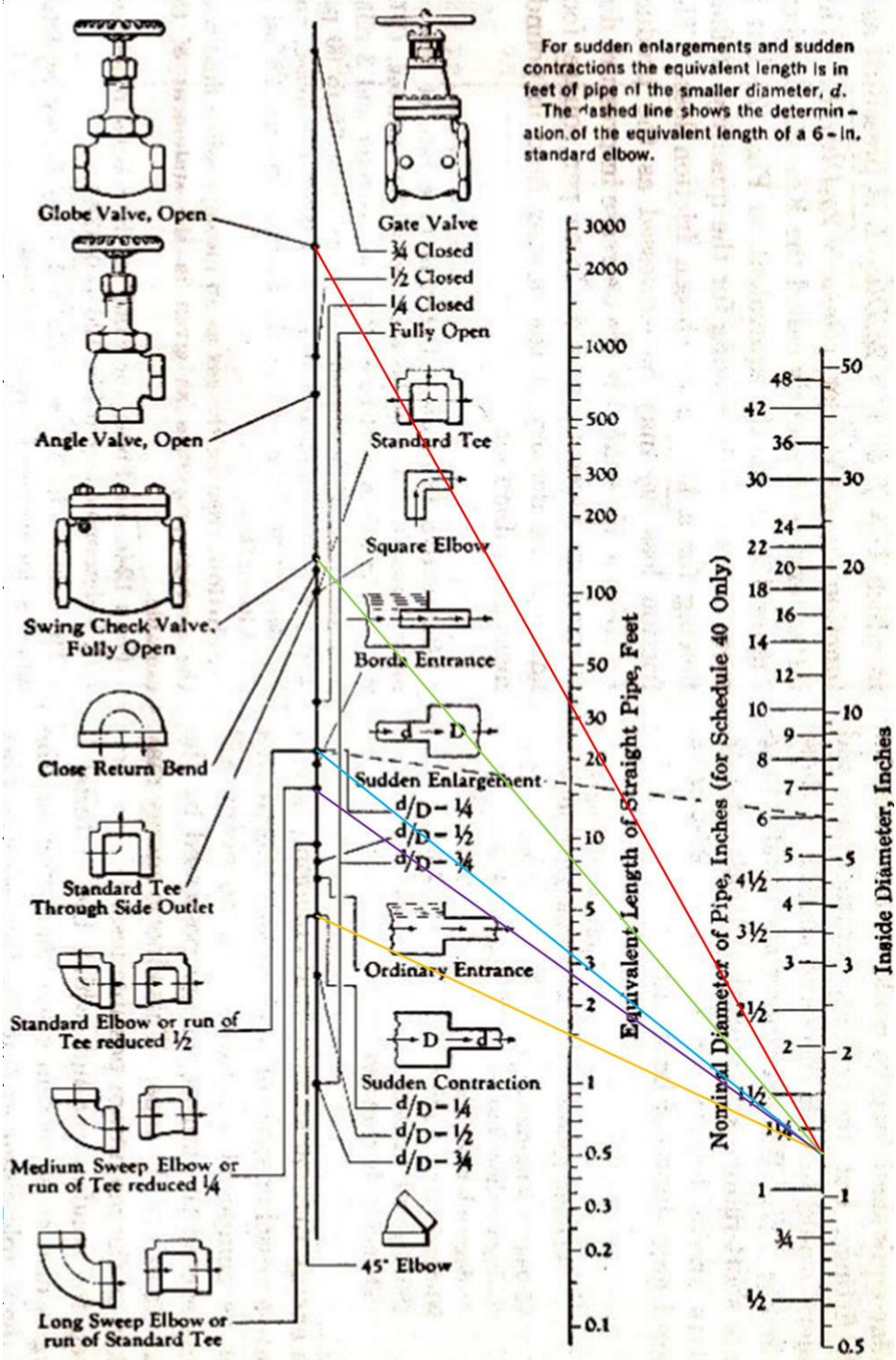


FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (Crane Co.)

Gambar 4. Diagram data panjang ekivalen

11. Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan *Bernoulli* sebagai berikut :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2.g} - H_f + H = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2.g} \dots\dots\dots 8$$

Keterangan :

g : Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

H : Head pompa (m)

H_f : Head karena friksi (m)

P_1 : Tekanan pada titik 1 (*suction*) (Pa)

P_2 : Tekanan pada titik 2 (*discharge*) (Pa)

v_1 : Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

v_2 : Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

z_1 : Elevasi titik 1 (m)

z_2 : Elevasi titik 2 (m)

Pressure Head

$$\gamma = \rho . g \dots\dots\dots 9$$

$$= 950,80 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$= 9318,09 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}$$

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \dots\dots\dots 10$$

$$= \frac{(1,00 \text{ atm} - 1,18 \text{ atm}) 101325 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{9318,09 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}}$$

$$= -1,94 \text{ m}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} \dots\dots\dots 11 \\
 &= \frac{(0,27 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 - (0,27 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \dots\dots\dots 12 \\
 &= 9,40 \text{ m} - 1 \text{ m} \\
 &= 8,40 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f \cdot v_1^2 \cdot (L + L_e)}{2 \cdot g \cdot ID} \dots\dots\dots 13 \\
 &= \frac{0,028 \cdot (0,27 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 \cdot (24,02 \text{ m})}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 0,0351 \text{ m}} \\
 &= 0,09 \text{ m} \\
 &= 0,30 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Total head

$$\begin{aligned}
 H &= H_p + H_v + H_s + H_f \dots\dots\dots 14 \\
 &= -1,94 \text{ m} + 0 \text{ m} + 8,40 \text{ m} + 0,09 \text{ m} \\
 &= 6,55 \text{ m} \\
 &= 21,48 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

12. Jenis Pompa

$$Q = 0,54 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

$$H = 6,55 \text{ m}$$

Berdasarkan Fig. 5.10 Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 245, diperoleh :

Jenis pompa = *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran pompa = 3500 rpm

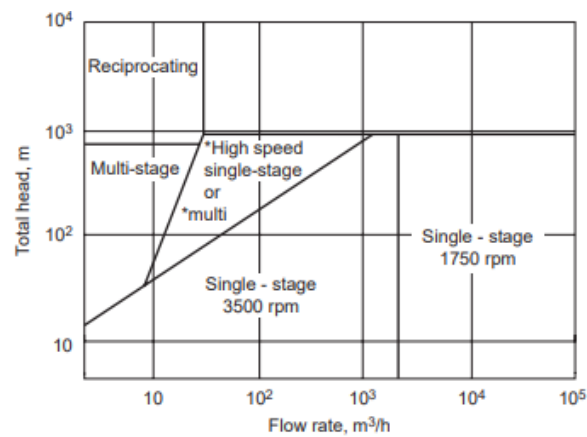


Figure 5.10. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Gambar 5. Diagram jenis pompa

13. Jenis Impeller

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194 jenis impeller untuk pompa sentrifugal, *single suction*, ditentukan berdasarkan nilai *specific head* menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}} \dots \dots \dots 15$$

Keterangan :

N_s : *Spesific speed*

N : Putaran pompa = 3500 rpm

Q : Laju alir volumetrik = 2,36 gpm

H : *Head* pompa = 21,48 ft

Sehingga nilai *specific head* :

$$N_s = \frac{3500 \cdot \sqrt{2,36 \text{ gpm}}}{(21,48 \text{ ft})^{0,75}}$$

$$= 539,01$$

Berdasarkan Fig. 3-47, Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194, untuk nilai *specific head* sebesar 539,01 diperoleh :

Jenis impeller : *Radial-Vane Field*

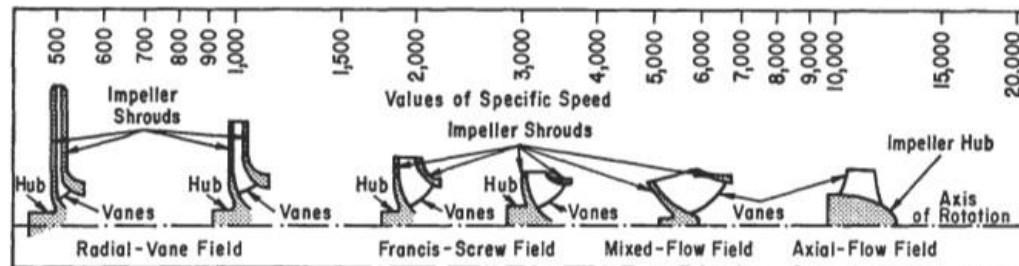


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Gambar 6. Jenis impeller

14. Tekanan Uap

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine. Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 7. Data Konstanta Antoine masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|------------------------------------|---------|-------------|---------|------------|------------|
| (CH ₃) ₂ CO | 28,5884 | -2,4690E+03 | -7,3510 | 2,8025E-10 | 2,7361E-06 |
| H ₂ O | 29,8605 | -3,1522E+03 | -7,3037 | 2,4247E-09 | 1,8090E-06 |
| C ₆ H ₅ OH | 23,5332 | -3,4961E+03 | -4,8990 | 1,2160E-04 | 9,6537E-13 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \text{Log}_{10} T + DT + ET^2 \dots\dots\dots 16$$

$$P_i = 10^{(A+B/T+C \text{Log}_{10} T+DT+ET^2)} \dots\dots\dots 17$$

Dengan :

P_i : Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B, ..., E : Konstanta Antoine

T : Temperatur [K]

Nilai tekanan uap

$P = 1,16 \text{ atm} = 884,12 \text{ mmHg}$

$T = 104,43^\circ\text{C} = 377,43 \text{ K}$

Tabel 8. Kondisi operasi campuran

| Komponen | (Kmol/jam) | Fraksi mol | P_i | $K = P_i/P$ | $y = x.k$ |
|---------------------------------|--------------|---------------|---------|-------------|---------------|
| $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ | 0,02 | 0,0007 | 3120,39 | 3,53 | 0,0026 |
| H_2O | 28,16 | 0,9986 | 883,04 | 1,00 | 0,9974 |
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 0,02 | 0,0007 | 49,23 | 0,06 | 0,0000 |
| Total | 28,18 | 1,0000 | | | 1,0000 |

15. Net Positive Suction Head (NPSH)

a. Net Positive Suction Head Available (NPSH_A)

Nilai NPSH_A dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\text{NPSH}_A = S + (P_a - P_v) \frac{2,31}{\text{spgr}} - H_f \dots\dots\dots 18$$

Dengan :

$$\text{spgr} = \frac{\text{Densitas fluida}}{\text{Densitas air}} \dots\dots\dots 19$$

$$= \frac{59,36 \text{ lb/ft}^3}{62,40 \text{ lb/ft}^3} = 0,95$$

$$S = 1 \text{ m}$$

$$= 3,28 \text{ ft}$$

Sehingga nilai $NPSH_A$:

$$\begin{aligned} NPSH_A &= 3,28 \text{ ft} + (1,16 \text{ atm} - 1,16 \text{ atm}) \frac{14,7 \text{ psi}}{\text{atm}} \cdot \frac{2,31}{0,95} - 0,30 \text{ ft} \\ &= 2,98 \text{ ft} \\ &= 0,91 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Net Positive Suction Head Required ($NPSH_R$)

Nilai $NPSH_R$ dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} (Q)^{\frac{2}{3}} \dots\dots\dots 20$$

Dimana :

$$N = 3500 \text{ rpm}$$

$$Q = 0,0001 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,0089 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Sehingga nilai $NPSH_R$:

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{3500}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} \left(0,0089 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}} \right)^{\frac{2}{3}} \\ &= 0,10 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena $NPSH_A > NPSH_R$, maka tidak terjadi kavitasi

16. Brake House Power (BHP) dan Daya Pompa

Brake House Power dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E} \dots\dots\dots 21$$

Keterangan :

BHP : Daya penggerak poros (Hp)

Q : Laju alir volumetrik (ft^3/s)

H : Head pompa (ft)

ρ : Densitas (lb/ft³)

E : Efisiensi pompa

Berdasarkan Fig. 10.63, Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 635, diperoleh efisiensi pompa sentrifugal pada $Q = 0,54 \text{ m}^3/\text{h}$ sebagai berikut :

Efisiensi pompa sentrifugal, $E = 36\%$

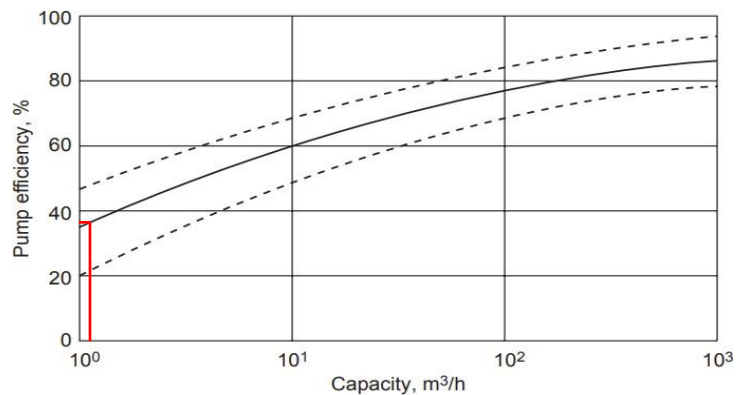


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

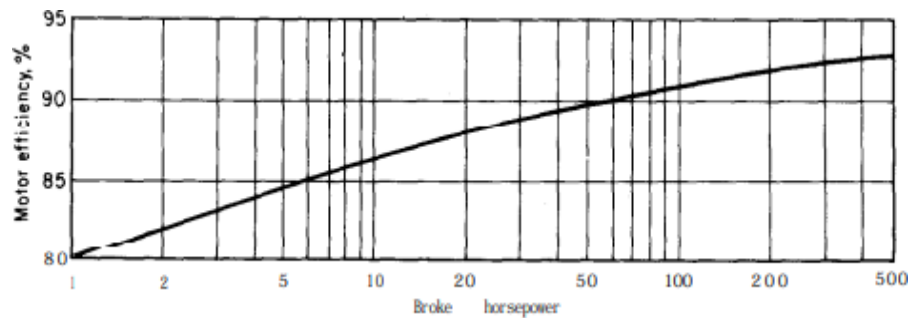
Gambar 7. Grafik efisiensi pompa sentrifugal

Sehingga nilai BHP adalah :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0,0053 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \cdot 21,48 \text{ ft} \cdot 59,36 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{0,36} \\ &= 18,41 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}} \\ &= 0,03 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari Fig. 14.39, Peters, M. X. dan Timmerhaus, K. D., 1991, halaman 521, diperoleh :

Efisiensi motor = 80%



Gambar 8. Efisiensi motor

Sehingga daya yang diperlukan :

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \dots\dots\dots 22 \\ &= \frac{0,03 \text{ Hp}}{0,80} \\ &= 0,04 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi adalah:

$$P = 0,5 \text{ Hp}$$

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar 9. Daya motor standar

KESIMPULAN**P-06**

Jenis pompa : *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran pompa : 3500 rpm

Tipe impeller : *Francis-Screw Field*

Spesifikasi pipa :

NPS = 1

Sch . No. = 40

OD = 1,32 in = 0,0355 m

ID = 1,049 in = 0,0266 m

At = 0,864 in² = 0,0006 m²

Sambungan pipa : *Flanged*

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Laju alir volumetrik : 1,92 m³/jam

Total *head* : 6,55 m

NPSH_A : 0,91 m

NPSH_R : 0,10 m

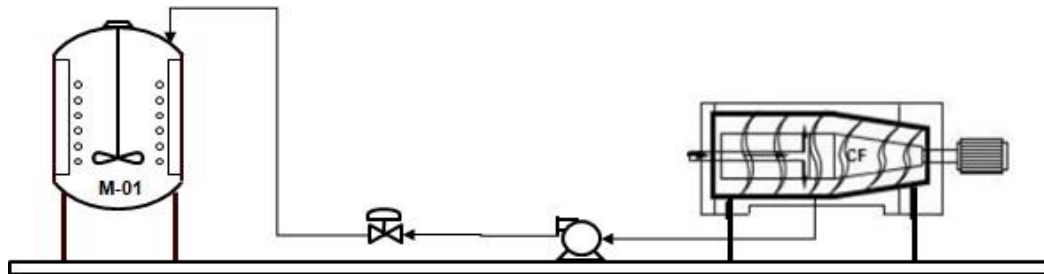
Daya motor : 0,5 Hp

POMPA 7

(P-07)

Tugas : Mengalirkan hasil fase cair *centrifuge* (CF-01) menuju *mixer* (M-01).

Jenis : *Centrifugal Pump-Single Stage*



Gambar 1. Skema aliran pompa

1. Komposisi umpan masuk

Suhu, $T = 153,55^{\circ}\text{C} = 426,55 \text{ K}$

Tekanan, $P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$

Tabel 1. Komposisi fluida panas

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|--|--------|-----------------|---------------|---------------|---------------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 94,11 | 22950,70 | 243,87 | 0,9872 | 0,9947 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | 228,29 | 297,18 | 1,30 | 0,0128 | 0,0053 |
| Total | | 23247,88 | 245,17 | 1,0000 | 1,0000 |

2. Densitas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|--|---------|---------|---------|--------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | 0,33722 | 0,28100 | 0,28571 | 849,00 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

T_c : Temperatur kritis [K]

Tabel 11. Data densitas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|--|-----------------|----------------|--------|-------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 22950,70 | 0,9872 | 0,9561 | 0,9439 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 297,18 | 0,0128 | 0,9540 | 0,0122 |
| Total | 23247,88 | 1,0000 | | 0,9561 |

$$\text{Sehingga } \rho = 0,9561 \frac{\text{kg}}{\text{L}}$$

$$\rho = 956,10 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

3. Viskositas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|--|---------|------------|-------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2629E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1,2831 | 1,1047E-03 | -89645E-04 | 2,3595E-07 |

$$\text{Log}_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 2$$

$$\mu = 10^{(A + B/T + C + DT^2)} \dots\dots\dots 3$$

Keterangan :

μ : Viskositas campuran [cP]

A, B, ..., D : Konstanta

T : Temperatur [K]

Tabel 10. Data viskositas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | xF | μ | $xF \times \mu$ |
|--|-----------------|---------------|-------|-----------------|
| C ₆ H ₅ OH | 22950,70 | 0,9872 | 0,58 | 0,5705 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 297,18 | 0,0128 | 9,28 | 0,1186 |
| Total | 23247,88 | 1,0000 | | 0,6891 |

Sehingga $\mu = 0,6891$ cP

$$\mu = 6,89 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}$$

4. Kecepatan Massa aliran

$$\text{Laju alir massa} = 23247,88 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots 4$$

$$= \frac{23247,88 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{0,9561 \frac{\text{kg}}{\text{L}}}$$

$$= 23247,88 \frac{\text{L}}{\text{jam}} = 6,75 \frac{\text{L}}{\text{s}} = 0,0068 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$= 0,24 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} = 107,06 \text{ gpm}$$

5. Menentukan Titik Pemompaan

Titik suction 1

$$\text{Tinggi suction head} = 1,00 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan permukaan cairan suction head} = 1,00 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan hidrostatis cairan suction head} = 0,03 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan permukaan cairan suction head} = 1,03 \text{ atm}$$

Titik suction 2

Tinggi *discharge head* = 5,82 m

Tekanan permukaan cairan *discharge head* = 1,00 atm

6. Pemilihan Pipa

$$Q = 0,24 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

$$\rho = 956,10 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 59,69 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

Diameter pipa dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M., 1990, halaman 100 sebagai berikut :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

D_{opt} : Diameter dalam pipa (in)

Q : Laju alir volumetrik (ft^3/s)

ρ : Densitas (lb/ft^3)

Sehingga :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 \cdot \left(0,24 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \cdot \left(59,69 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13} \\ &= 3,48 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 11, Kern, D. Q., 1983, halaman 844 diperoleh :

NPS = 4

Sch . No. = 40

OD = 4,5 in = 0,1143 m

ID = 4,026 in = 0,1023 m

At = 12,7 in² = 0,0082 m²

7. Kecepatan Linier

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned}
 v_1 &= \frac{Q}{A_t} \dots\dots\dots 6 \\
 &= \frac{0,0068 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,0082 \text{ m}^2} \\
 &= 0,82 \frac{\text{m}}{\text{s}}
 \end{aligned}$$

$$v_1 = v_2$$

$$v_2 = 0,82 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

8. Bilangan Reynold

Bilangan *Reynold* dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Re} &= \frac{\rho \cdot v \cdot \text{ID}}{\mu} \dots\dots\dots 7 \\
 &= \frac{956,10 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,82 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 0,1023 \text{ m}}{6,89 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \\
 &= 116972,79
 \end{aligned}$$

9. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan pipa : *Commercial Steel*

Dari Fig. 126 dan Fig 126, Brown, G. G. 1950 halaman 141, diperoleh :

$$\text{Kekasaran relatif, } \frac{\varepsilon}{D} = 0,00044$$

$$\text{Faktor friksi} = 0,020$$

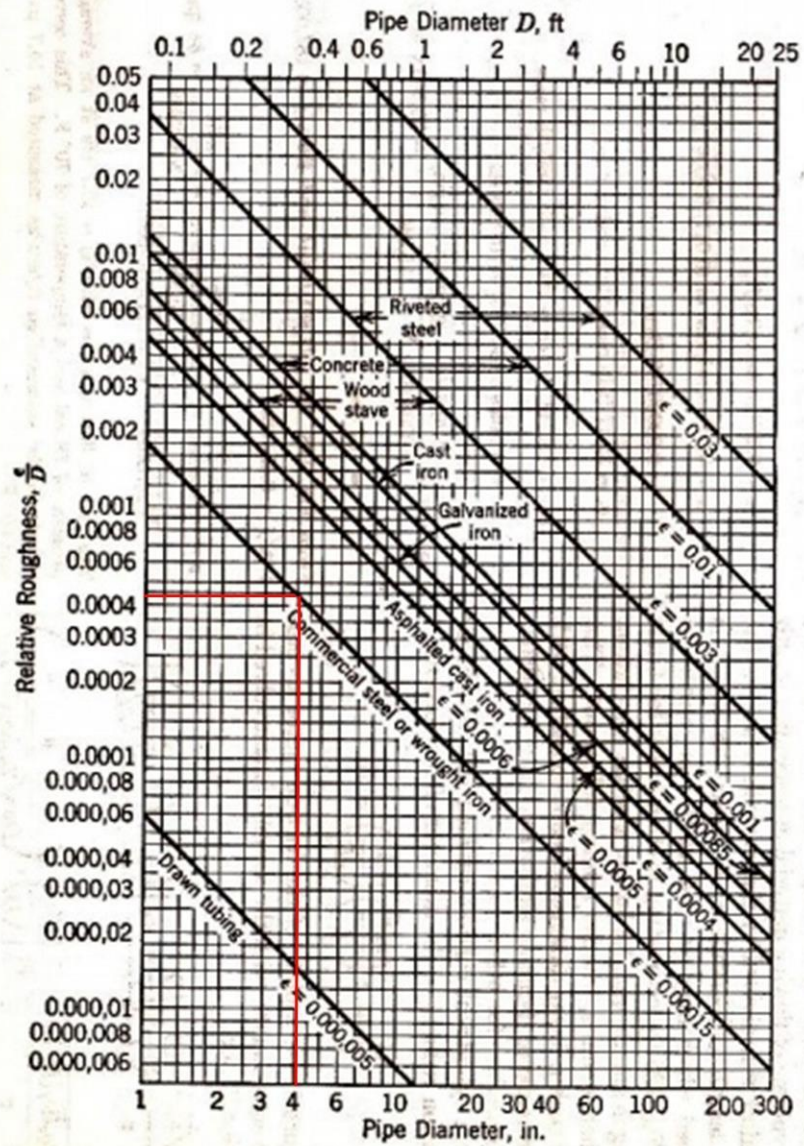
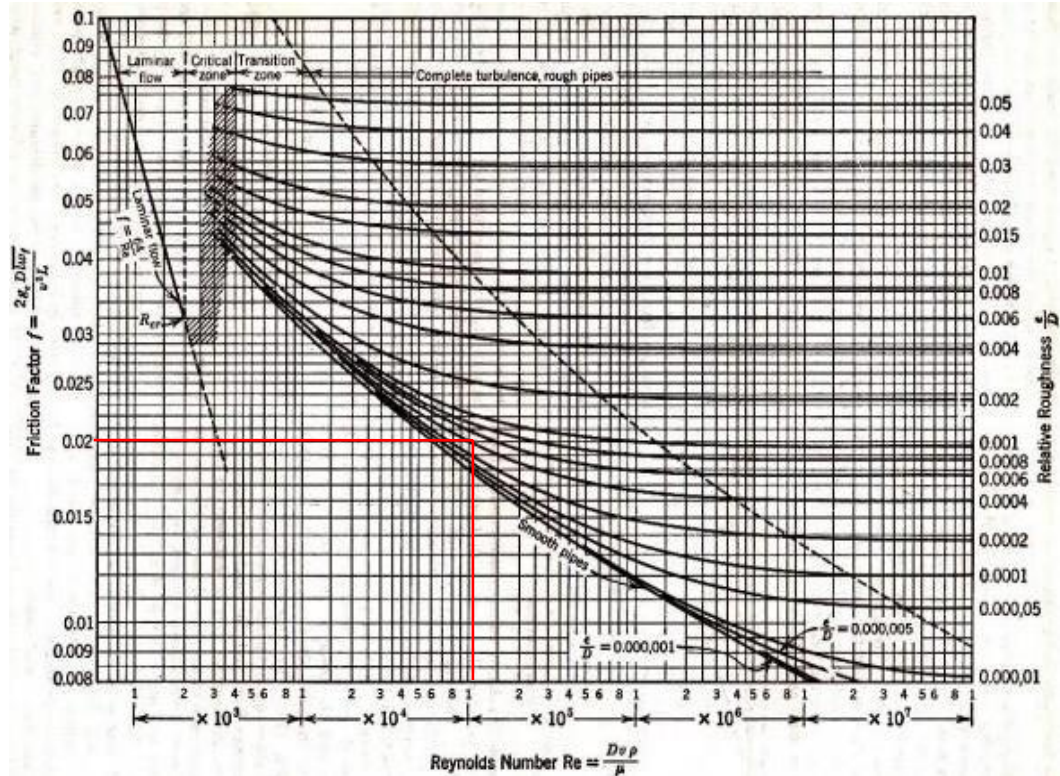


FIG. 126. Relative roughness: as a function of diameter for pipe of various materials.

Gambar 2. Grafik hubungan antara diameter pipa dengan kekasaran relatif



Gambar 3. Grafik hubungan antara bilangan *Reynold* dengan faktor friksi

10. Panjang Ekivalen Pipa

Penentuan panjang ekivalen pipa diperoleh dari Fig. 127 Brown, G. G., 1950, halaman 141, sehingga diperoleh :

Tabel 6. Data panjang ekivalen pipa

| Keterangan | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|-------------------------------|--------|---------|------------------|-----------------|
| <i>Sudden Enlargment</i> | 1 | 11,5 | 11,5 | 3,51 |
| <i>Sudden Contraction</i> | 1 | 5,0 | 5,0 | 1,52 |
| <i>Check valve</i> | 1 | 21,0 | 21,0 | 6,40 |
| <i>Globe valve</i> | 1 | 116,0 | 116,0 | 35,36 |
| <i>Elbow</i> | 4 | 9,0 | 36,0 | 10,97 |
| Panjang pipa lurus (L) | | | | 5,82 |
| Total panjang (L+Le) | | | | 63,58 |

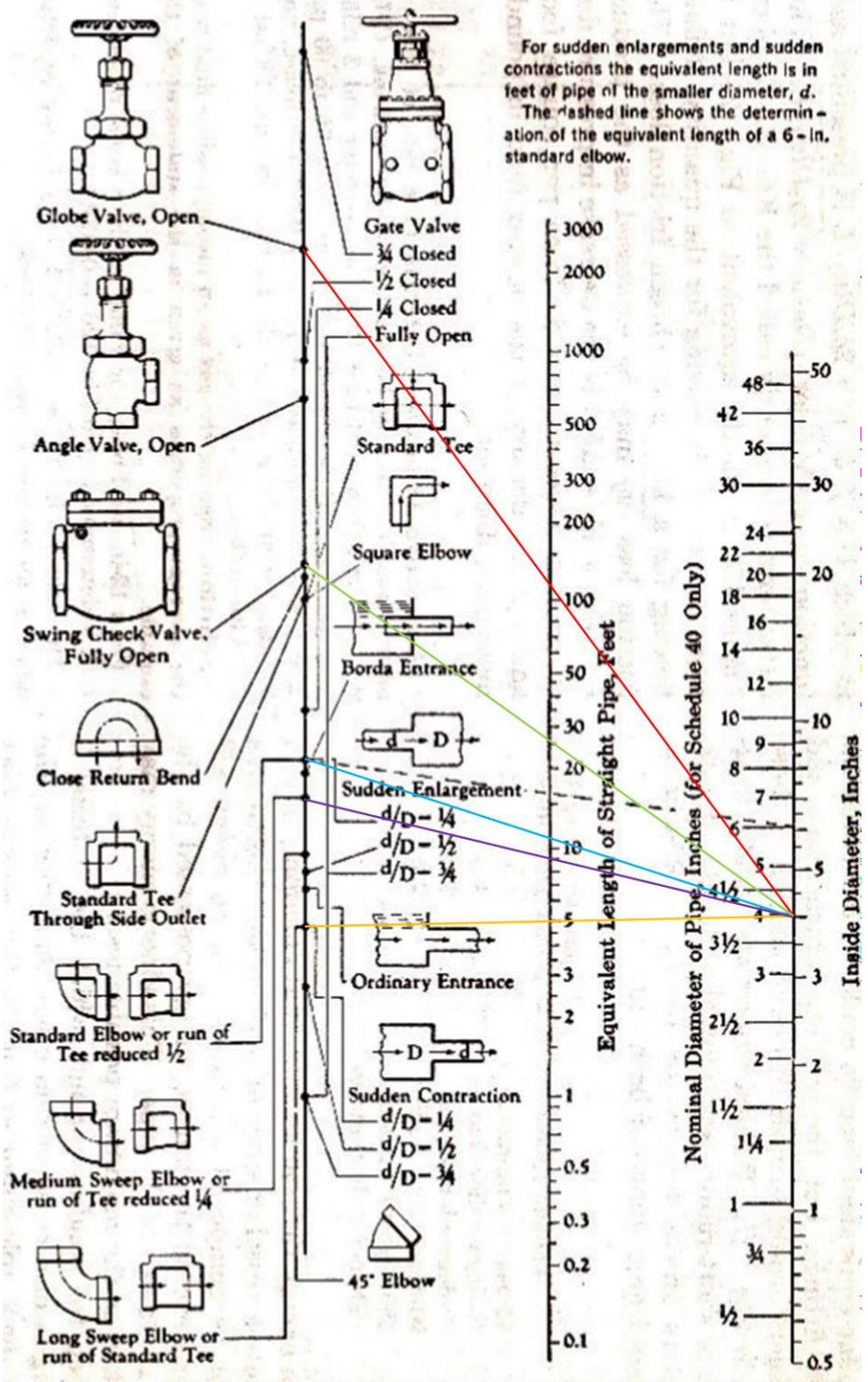


FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (Crane Co.)

Gambar 4. Diagram data panjang ekivalen

11. Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan *Bernoulli* sebagai berikut :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2.g} - H_f + H = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2.g} \dots\dots\dots 8$$

Keterangan :

g : Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

H : Head pompa (m)

H_f : Head karena friksi (m)

P_1 : Tekanan pada titik 1 (*suction*) (Pa)

P_2 : Tekanan pada titik 2 (*discharge*) (Pa)

v_1 : Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

v_2 : Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

z_1 : Elevasi titik 1 (m)

z_2 : Elevasi titik 2 (m)

Pressure Head

$$\gamma = \rho \cdot g \dots\dots\dots 9$$

$$= 956,10 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$= 9369,80 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}$$

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \dots\dots\dots 10$$

$$= \frac{(1,00 \text{ atm} - 1,03 \text{ atm}) 101325 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{9369,80 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}}$$

$$= -0,30 \text{ m}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} \dots\dots\dots 11 \\
 &= \frac{(0,82 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 - (0,82 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \dots\dots\dots 12 \\
 &= 5,82 \text{ m} - 1 \text{ m} \\
 &= 4,82 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f \cdot v_1^2 \cdot (L + L_e)}{2 \cdot g \cdot ID} \dots\dots\dots 13 \\
 &= \frac{0,020 \cdot (0,82 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 \cdot (63,58 \text{ m})}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 0,1023 \text{ m}} \\
 &= 0,43 \text{ m} \\
 &= 1,42 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Total head

$$\begin{aligned}
 H &= H_p + H_v + H_s + H_f \dots\dots\dots 14 \\
 &= -0,30 \text{ m} + 0 \text{ m} + 4,82 \text{ m} + 0,43 \text{ m} \\
 &= 4,95 \text{ m} \\
 &= 16,22 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

12. **Jenis Pompa**

$$Q = 24,32 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

$$H = 4,95 \text{ m}$$

Berdasarkan Fig. 5.10 Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 245, diperoleh :

Jenis pompa = *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran pompa = 3500 rpm

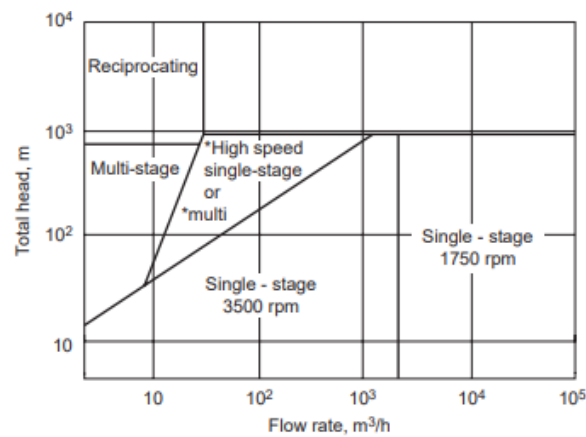


Figure 5.10. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Gambar 5. Diagram jenis pompa

13. **Jenis Impeller**

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194 jenis impeller untuk pompa sentrifugal, *single suction*, ditentukan berdasarkan nilai *specific head* menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}} \dots\dots\dots 15$$

Keterangan :

N_s : *Spesific speed*

N : Putaran pompa = 3500 rpm

Q : Laju alir volumetrik = 107,06 gpm

H : *Head* pompa = 16,22 ft

Sehingga nilai *specific head* :

$$N_s = \frac{3500 \cdot \sqrt{107,06 \text{ gpm}}}{(16,22 \text{ ft})^{0,75}}$$

$$= 4479,71$$

Berdasarkan Fig 3-47, Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194, untuk nilai *specific head* sebesar 4479,71 diperoleh :

Jenis impeller : *Mixed-Flow Field*

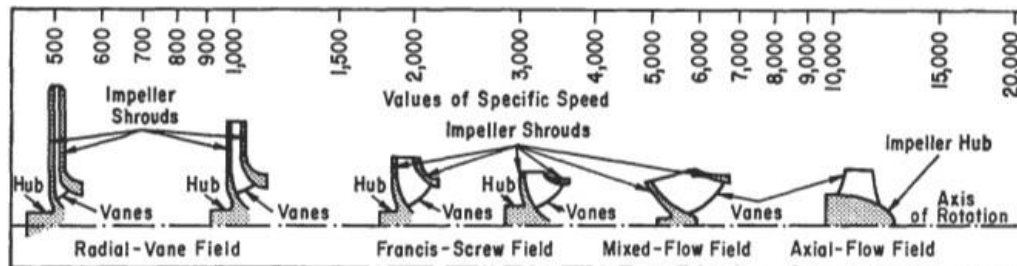


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Gambar 6. Jenis impeller

14. Tekanan Uap

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine. Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data Konstanta Antoine masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|--|----------|-------------|----------|------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 23,5332 | -3,4961E+03 | -4,8990 | 1,2160E-04 | 9,6537E-13 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 172,1183 | -1,4667E+04 | -54,8540 | 1,1985E-02 | 9,7628E-12 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \text{Log}_{10} T + DT + ET^2 \dots \dots \dots 16$$

$$P_i = 10^{(A+B/T+C \text{Log}_{10} T+DT+ET^2)} \dots \dots \dots 17$$

Dengan :

P_i : Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B, ..., E : Konstanta Antoine

T : Temperatur [K]

Nilai tekanan uap

$$P = 0,42 \text{ atm} = 317,87 \text{ mmHg}$$

$$T = 153,55^\circ\text{C} = 362,90 \text{ K}$$

Tabel 5. Kondisi operasi campuran

| Komponen | (Kmol/jam) | Fraksi mol | P_i | $K = P_i/P$ | $y = x \cdot k$ |
|--|---------------|---------------|--------|-------------|-----------------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 243,87 | 0,9947 | 319,56 | 1,01 | 1,0000 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ (l) | 1,30 | 0,0053 | 0,04 | 0,00 | 0,0000 |
| Total | 245,17 | 1,0000 | | | 1,0000 |

15. Net Positive Suction Head (NPSH)

a. Net Positive Suction Head Available (NPSH_A)

Nilai NPSH_A dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\text{NPSH}_A = S + (P_a - P_v) \frac{2,31}{\text{spgr}} - H_f \dots\dots\dots 18$$

Dengan :

$$\text{spgr} = \frac{\text{Densitas fluida}}{\text{Densitas air}} \dots\dots\dots 19$$

$$= \frac{59,69 \text{ lb/ft}^3}{62,40 \text{ lb/ft}^3} = 0,96$$

$$S = 1 \text{ m}$$

$$= 3,28 \text{ ft}$$

Sehingga nilai NPSH_A :

$$\text{NPSH}_A = 3,28 \text{ ft} + (1,00 \text{ atm} - 0,42 \text{ atm}) \frac{14,7 \text{ psi}}{\text{atm}} \cdot \frac{2,31}{0,96} - 1,42 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_A &= 22,51 \text{ ft} \\ &= 6,86 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Net Positive Suction Head Required (NPSH_R)

Nilai NPSH_R dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\text{NPSH}_R = \left(\frac{N}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} (Q)^{\frac{2}{3}} \dots\dots\dots 20$$

Dimana :

$$\begin{aligned} N &= 3500 \text{ rpm} \\ Q &= 0,0068 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,4053 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

Sehingga nilai NPSH_R :

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_R &= \left(\frac{3500}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} \left(0,4053 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}} \right)^{\frac{2}{3}} \\ &= 1,29 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena NPSH_A > NPSH_R, maka tidak terjadi kavitasasi

16. Brake House Power (BHP) dan Daya Pompa

Brake House Power dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E} \dots\dots\dots 21$$

Keterangan :

BHP : Daya penggerak poros (Hp)

Q : Laju alir volumetric (ft³/s)

H : *Head* pompa (ft)

ρ : Densitas (lb/ft³)

E : Efisiensi pompa

Berdasarkan Fig. 10.63, Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 635, diperoleh efisiensi pompa sentrifugal pada $Q = 24,32 \text{ m}^3/\text{h}$ sebagai berikut :

Efisiensi pompa sentrifugal, $E = 63\%$

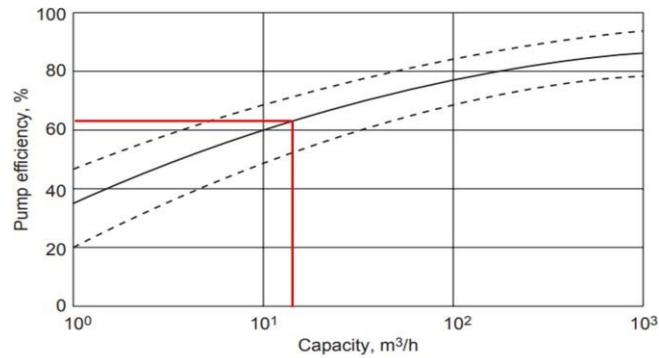


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

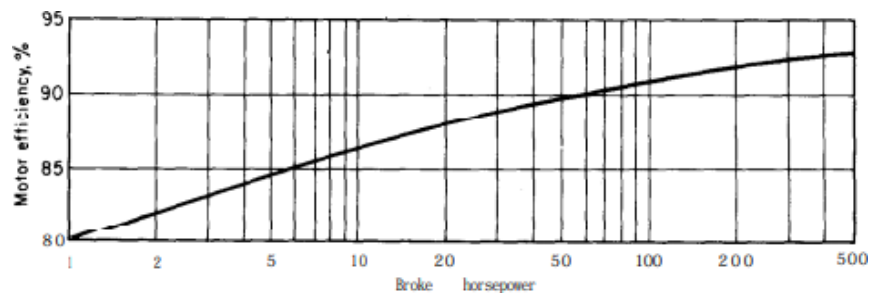
Gambar 7. Grafik efisiensi pompa sentrifugal

Sehingga nilai BHP adalah :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0,24 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \cdot 16,22 \text{ ft} \cdot 59,69 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{0,63} \\ &= 364,71 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}} \\ &= 0,66 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari Fig. 14.39, Peters, M. X. dan Timmerhaus, K. D., 1991, halaman 521, diperoleh :

Efisiensi motor = 80%



Gambar 8. Efisiensi motor

Sehingga daya yang diperlukan :

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \dots\dots\dots 22 \\ &= \frac{0,66 \text{ Hp}}{0,80} \\ &= 0,83 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd *edition*, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi adalah:

P = 1 Hp

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar 9. Daya motor standar

KESIMPULAN**P-07**

Jenis pompa : *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran pompa : 3500 rpm

Tipe impeller : *Mixed-Flow Field*

Spesifikasi pipa :

NPS = 4

Sch . No. = 40

OD = 4,50 in = 0,1143 m

ID = 4,026 in = 0,1023 m

At = 12,7 in² = 0,0082 m²

Sambungan pipa : *Flanged*

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Laju alir volumetrik : 24,32 m³/jam

Total *head* : 4,95 m

NPSH_A : 6,86 m

NPSH_R : 1,29 m

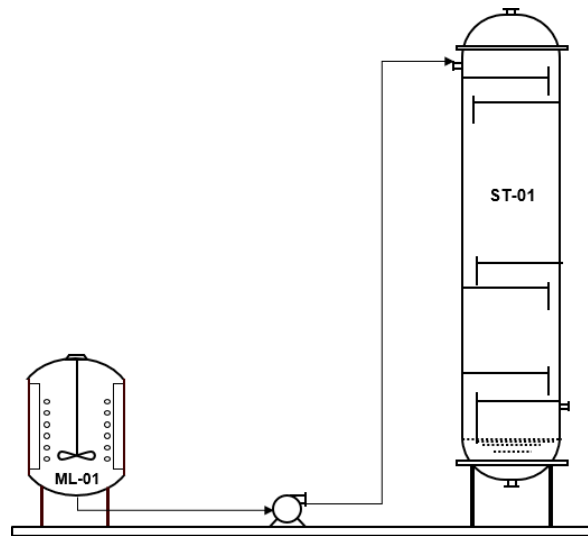
Daya motor : 1 Hp

POMPA 08

(P-08)

Tugas : Mengalirkan hasil keluaran *melter* (ML-01) menuju *stripper* (ST-01).

Jenis : *Centrifugal Pump-Single Stage*



Gambar 1. Skema aliran pompa

1. Komposisi umpan masuk

Suhu, $T = 160^{\circ}\text{C} = 426,55 \text{ K}$

Tekanan, $P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$

Tabel 1. Komposisi fluida panas

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|--|--------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 94,11 | 2550,07 | 27,10 | 0,2879 | 0,4952 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | 228,29 | 6306,82 | 27,63 | 0,7121 | 0,5048 |
| Total | | 8856,89 | 54,73 | 1,0000 | 1,0000 |

2. Densitas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|--|---------|---------|---------|--------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,33722 | 0,28100 | 0,28571 | 849,00 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis [K]

Tabel 11. Data densitas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|--|----------------|----------------|--------|-------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 2550,07 | 0,2879 | 0,9499 | 0,2735 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6306,82 | 0,7121 | 0,9496 | 0,6762 |
| Total | 8856,89 | 1,0000 | | 0,9497 |

$$\text{Sehingga } \rho = 0,9497 \frac{\text{kg}}{\text{L}}$$

$$\rho = 949,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

3. Viskositas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|--|---------|------------|-------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2629E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1,2831 | 1,1047E-03 | -89645E-04 | 2,3595E-07 |

$$\text{Log}_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 2$$

$$\mu = 10^{(A + B/T + C + DT^2)} \dots\dots\dots 3$$

Keterangan :

μ : Viskositas campuran [cP]

A, B, ..., D : Konstanta

T : Temperatur [K]

Tabel 10. Data viskositas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|--|----------------|----------------|-------|------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 2550,07 | 0,2879 | 0,53 | 0,1519 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6306,82 | 0,7121 | 8,40 | 5,9810 |
| Total | 8856,89 | 1,0000 | | 6,1329 |

Sehingga $\mu = 6,1329$ cP

$$\mu = 6,13 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}$$

4. Kecepatan Massa aliran

$$\text{Laju alir massa} = 8856,89 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots 4$$

$$= \frac{8856,89 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{0,9497 \frac{\text{kg}}{\text{L}}}$$

$$= 9325,88 \frac{\text{L}}{\text{jam}} = 2,59 \frac{\text{L}}{\text{s}} = 0,0026 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$= 0,09 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} = 41,06 \text{ gpm}$$

5. Menentukan Titik Pemompaan

Titik *suction* 1

Tinggi *suction head* = 1,00 m

Tekanan permukaan cairan *suction head* = 1,00 atm

Tekanan hidrostatis cairan *suction head* = 0,11 atm

Tekanan permukaan cairan *suction head* = 1,11 atm

Titik *suction* 2

Tinggi *discharge head* = 8,20 m

Tekanan permukaan cairan *discharge head* = 1,00 atm

6. Pemilihan Pipa

$$Q = 0,09 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

$$\rho = 949,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 59,29 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

Diameter pipa dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M., 1990, halaman 100 sebagai berikut :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

D_{opt} : Diameter dalam pipa (in)

Q : Laju alir volumetrik (ft^3/s)

ρ : Densitas (lb/ft^3)

Sehingga :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 \cdot \left(0,09 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \cdot \left(59,29 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13} \\ &= 2,26 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 11, Kern, D. Q., 1983, halaman 844 diperoleh :

$$\text{NPS} = 2,5$$

$$\text{Sch. No.} = 40$$

$$\text{OD} = 2,88 \text{ in} = 0,0732 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 2,467 \text{ in} = 0,0627 \text{ m}$$

$$\text{At} = 4,79 \text{ in}^2 = 0,0031 \text{ m}^2$$

7. Kecepatan Linier

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} v_1 &= \frac{Q}{A_t} \dots\dots\dots 6 \\ &= \frac{0,0026 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,0031 \text{ m}^2} \\ &= 0,84 \frac{\text{m}}{\text{s}} \end{aligned}$$

$$v_1 = v_2$$

$$v_2 = 0,84 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

8. Bilangan Reynold

Bilangan *Reynold* dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \cdot v \cdot \text{ID}}{\pi} \dots\dots\dots 7 \\ &= \frac{949,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,84 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 0,0627 \text{ m}}{6,13 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \\ &= 8134,11 \end{aligned}$$

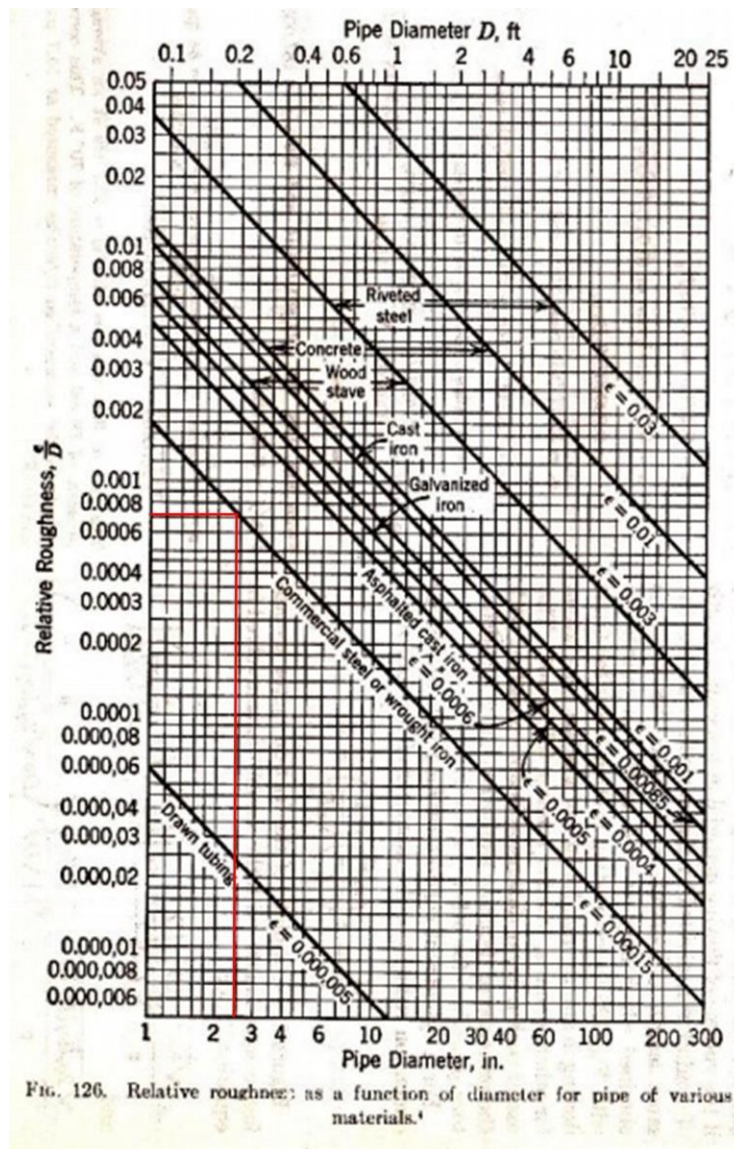
9. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan pipa : *Commercial Steel*

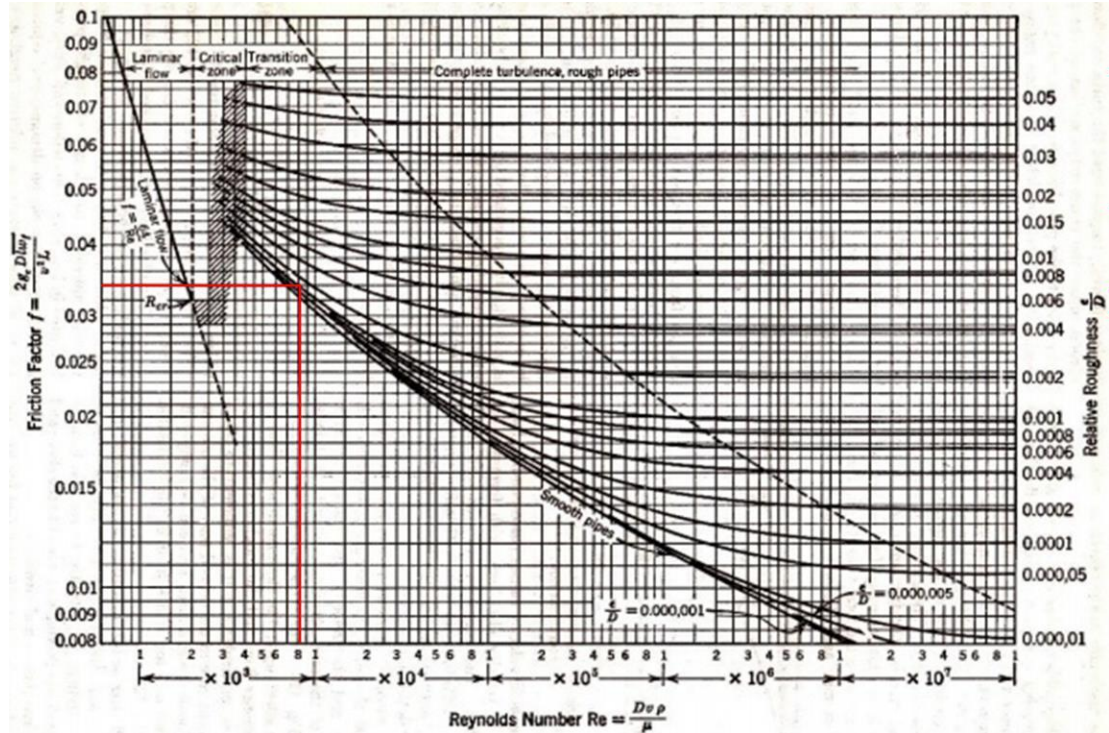
Dari Fig. 126 dan Fig 126, Brown, G. G. 1950 halaman 141, diperoleh :

$$\text{Kekasaran relatif, } \frac{\epsilon}{D} = 0,00073$$

$$\text{Faktor friksi} = 0,034$$



Gambar 2. Grafik hubungan antara diameter pipa dengan kekasaran relatif



Gambar 3. Grafik hubungan antara bilangan *Reynold* dengan faktor friksi

10. Panjang Ekuivalen Pipa

Penentuan panjang ekuivalen pipa diperoleh dari Fig. 127 Brown, G. G., 1950, halaman 141, sehingga diperoleh :

Tabel 6. Data panjang ekuivalen pipa

| Keterangan | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|-------------------------------|--------|---------|------------------|-----------------|
| <i>Suddent Enlargment</i> | 1 | 6,8 | 6,8 | 2,07 |
| <i>Suddent Contarction</i> | 1 | 3,0 | 3,0 | 0,91 |
| <i>Check valve</i> | 1 | 16,5 | 16,5 | 5,03 |
| <i>Globe valve</i> | 1 | 70,0 | 70,0 | 21,34 |
| <i>Elbow</i> | 4 | 5,5 | 22,0 | 6,71 |
| Panjang pipa lurus (L) | | | | 8,20 |
| Total panjnag (L+Le) | | | | 44,26 |

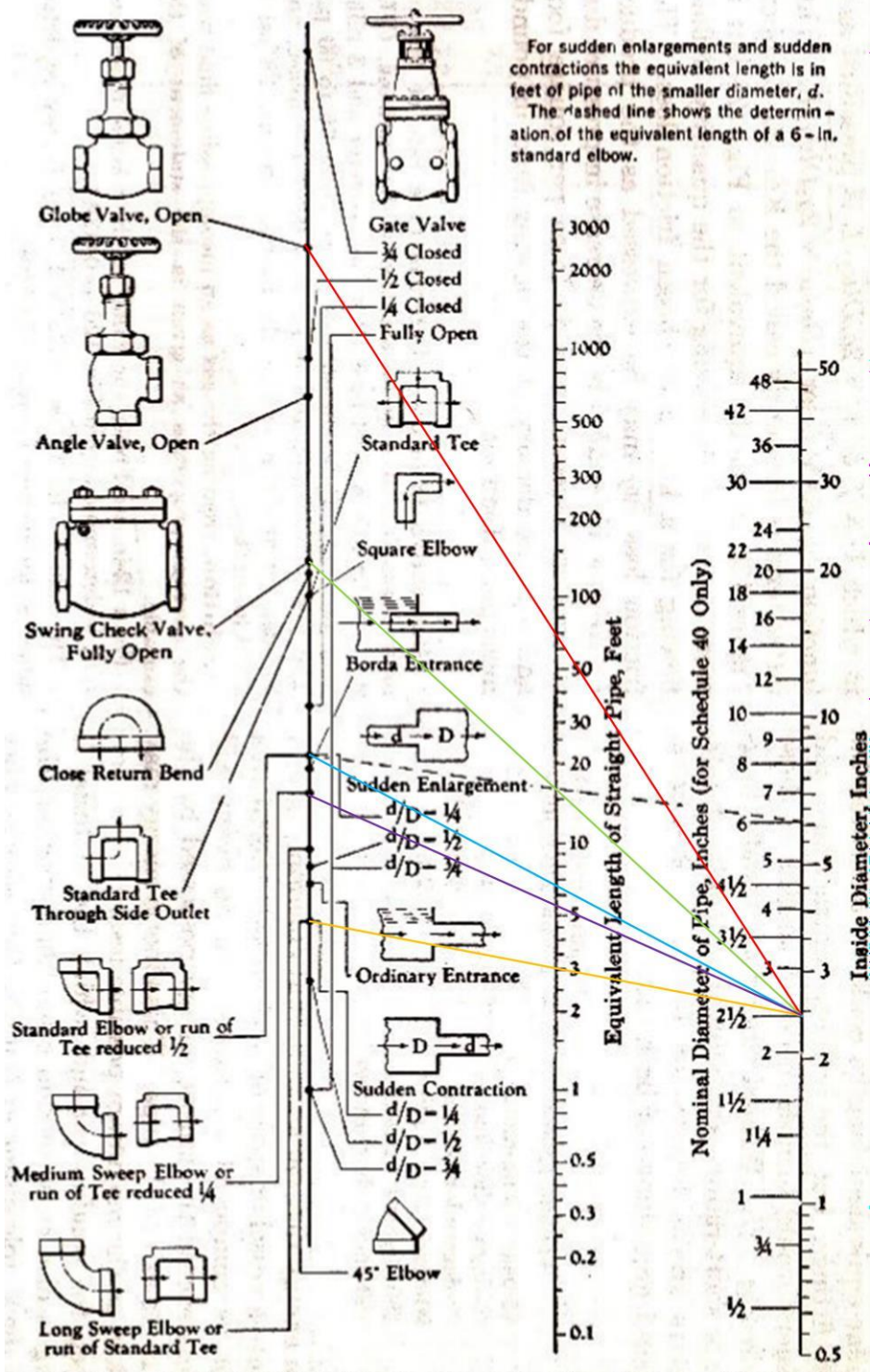


FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (Crane Co.)

Gambar 4. Diagram data panjang ekivalen

11. Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan *Bernoulli* sebagai berikut :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2.g} - H_f + H = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2.g} \dots\dots\dots 8$$

Keterangan :

g : Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

H : Head pompa (m)

H_f : Head karena friksi (m)

P_1 : Tekanan pada titik 1 (*suction*) (Pa)

P_2 : Tekanan pada titik 2 (*discharge*) (Pa)

v_1 : Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

v_2 : Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

z_1 : Elevasi titik 1 (m)

z_2 : Elevasi titik 2 (m)

Pressure Head

$$\gamma = \rho \cdot g \dots\dots\dots 9$$

$$= 949,70 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$= 9307,17 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}$$

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \dots\dots\dots 10$$

$$= \frac{(1,00 \text{ atm} - 1,11 \text{ atm}) 101325 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{9307,17 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}}$$

$$= -1,22 \text{ m}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} \dots\dots\dots 11 \\
 &= \frac{(0,84 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 - (0,84 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \dots\dots\dots 12 \\
 &= 8,20 \text{ m} - 1 \text{ m} \\
 &= 7,20 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f \cdot v_1^2 \cdot (L + L_e)}{2 \cdot g \cdot ID} \dots\dots\dots 13 \\
 &= \frac{0,034 \cdot (0,84 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 \cdot (44,26 \text{ m})}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 0,0627 \text{ m}} \\
 &= 0,86 \text{ m} \\
 &= 2,82 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Total head

$$\begin{aligned}
 H &= H_p + H_v + H_s + H_f \dots\dots\dots 14 \\
 &= -1,22 \text{ m} + 0 \text{ m} + 7,20 \text{ m} + 0,86 \text{ m} \\
 &= 6,84 \text{ m} \\
 &= 22,44 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

12. Jenis Pompa

$$Q = 9,33 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

$$H = 6,84 \text{ m}$$

Berdasarkan Fig. 5.10 Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 245, diperoleh :

Jenis pompa = *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran pompa = 3500 rpm

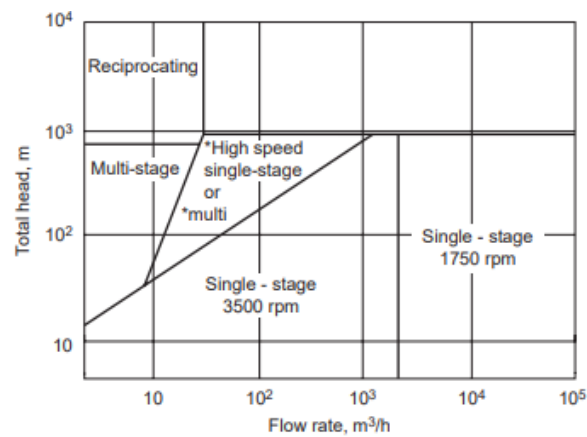


Figure 5.10. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Gambar 5. Diagram jenis pompa

13. Jenis Impeller

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194 jenis impeller untuk pompa sentrifugal, *single suction*, ditentukan berdasarkan nilai *specific head* menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}} \dots \dots \dots 15$$

Keterangan :

N_s : *Spesific speed*

N : Putaran pompa = 3500 rpm

Q : Laju alir volumetrik = 41,06 gpm

H : *Head* pompa = 22,44 ft

Sehingga nilai *specific head* :

$$N_s = \frac{3500 \cdot \sqrt{41,06 \text{ gpm}}}{(22,44 \text{ ft})^{0,75}}$$

$$= 2175,26$$

Berdasarkan Fig. 3-47, Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194, untuk nilai *specific head* sebesar 2175,26 diperoleh :

Jenis impeller : *Francis-Screw Field*

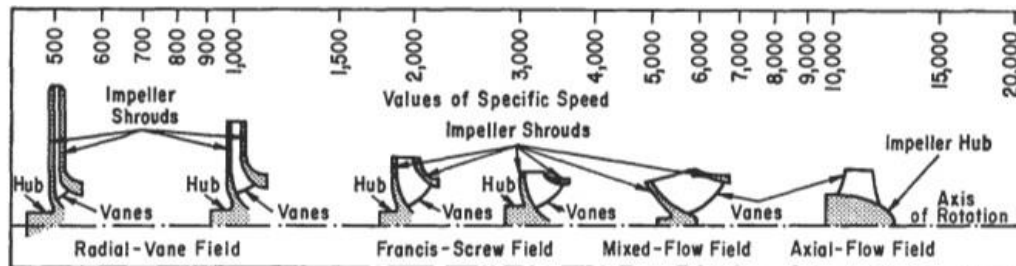


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Gambar 6. Jenis impeller

14. Tekanan Uap

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine. Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data Konstanta Antoine masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|--|----------|-------------|----------|------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 23,5332 | -3,4961E+03 | -4,8990 | 1,2160E-04 | 9,6537E-13 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 172,1183 | -1,4667E+04 | -54,8540 | 1,1985E-02 | 9,7628E-12 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \text{Log}_{10} T + DT + ET^2 \dots \dots \dots 16$$

$$P_i = 10^{(A+B/T+C \text{Log}_{10} T+DT+ET^2)} \dots \dots \dots 17$$

Dengan :

P_i : Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B, ..., E : Konstanta Antoine

T : Temperatur [K]

Nilai tekanan uap

$$P = 0,26 \text{ atm} = 195,16 \text{ mmHg}$$

$$T = 160^\circ\text{C} = 433 \text{ K}$$

Tabel 5. Kondisi operasi campuran

| Komponen | (Kmol/jam) | Fraksi mol | P_i | $K = P_i/P$ | $y = x \cdot k$ |
|--|--------------|---------------|-------|-------------|-----------------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 27,10 | 0,4952 | 2,59 | 2,02 | 0,9998 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ (l) | 27,63 | 0,5048 | -1,19 | 0,00 | 0,0002 |
| Total | 54,73 | 1,0000 | | | 1,0000 |

15. Net Positive Suction Head (NPSH)

a. Net Positive Suction Head Available (NPSH_A)

Nilai NPSH_A dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\text{NPSH}_A = S + (P_a - P_v) \frac{2,31}{\text{spgr}} - H_f \dots\dots\dots 18$$

Dengan :

$$\text{spgr} = \frac{\text{Densitas fluida}}{\text{Densitas air}} \dots\dots\dots 19$$

$$= \frac{59,29 \text{ lb/ft}^3}{62,40 \text{ lb/ft}^3} = 0,95$$

$$S = 1 \text{ m}$$

$$= 3,28 \text{ ft}$$

Sehingga nilai NPSH_A :

$$\text{NPSH}_A = 3,28 \text{ ft} + (1,00 \text{ atm} - 0,26 \text{ atm}) \frac{14,7 \text{ psi}}{\text{atm}} \cdot \frac{2,31}{0,95} - 2,82 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_A &= 27,01 \text{ ft} \\ &= 8,23 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Net Positive Suction Head Required (NPSH_R)

Nilai NPSH_R dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\text{NPSH}_R = \left(\frac{N}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} (Q)^{\frac{2}{3}} \dots\dots\dots 20$$

Dimana :

$$\begin{aligned} N &= 3500 \text{ rpm} \\ Q &= 0,0026 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,1554 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

Sehingga nilai NPSH_R :

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_R &= \left(\frac{3500}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} \left(0,1554 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}} \right)^{\frac{2}{3}} \\ &= 0,68 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena NPSH_A > NPSH_R, maka tidak terjadi kavitasasi

16. Brake House Power (BHP) dan Daya Pompa

Brake House Power dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E} \dots\dots\dots 21$$

Keterangan :

BHP : Daya penggerak poros (Hp)

Q : Laju alir volumetric (ft³/s)

H : *Head* pompa (ft)

ρ : Densitas (lb/ft³)

E : Efisiensi pompa

Berdasarkan Fig. 10.63, Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 635, diperoleh efisiensi pompa sentrifugal pada $Q = 9,33 \text{ m}^3/\text{h}$ sebagai berikut :

Efisiensi pompa sentrifugal, $E = 59\%$

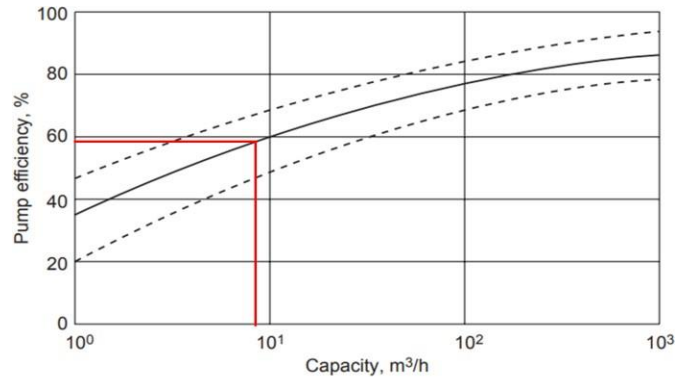


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

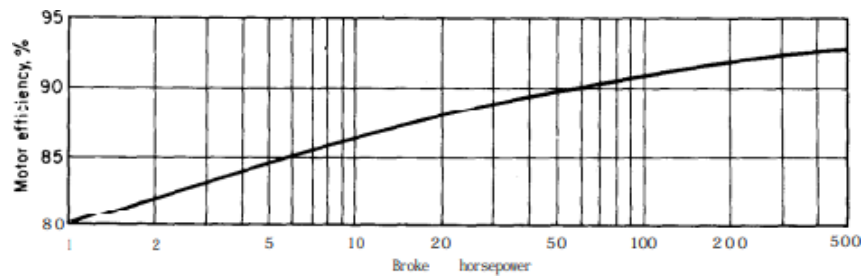
Gambar 7. Grafik efisiensi pompa sentrifugal

Sehingga nilai BHP adalah :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0,09 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \cdot 22,44 \text{ ft} \cdot 59,29 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{0,59} \\ &= 206,61 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}} \\ &= 0,38 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari Fig. 14.39, Peters, M. X. dan Timmerhaus, K. D., 1991, halaman 521, diperoleh :

Efisiensi motor = 80%



Gambar 8. Efisiensi motor

Sehingga daya yang diperlukan :

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \dots\dots\dots 22 \\ &= \frac{0,38 \text{ Hp}}{0,80} \\ &= 0,47 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd *edition*, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi adalah:

$$P = 0,5 \text{ Hp}$$

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar 9. Daya motor standar

KESIMPULAN**P-08**

Jenis pompa : *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran pompa : 3500 rpm

Tipe impeller : *Francis-Screw Field*

Spesifikasi pipa :

NPS = 2,5

Sch . No. = 40

OD = 2,88 in = 0,0732 m

ID = 2,467 in = 0,0627 m

At = 4,79 in² = 0,0031 m²

Sambungan pipa : *Flanged*

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Laju alir volumetrik : 9,32 m³/jam

Total *head* : 6,84 m

NPSH_A : 8,23 m

NPSH_R : 0,68 m

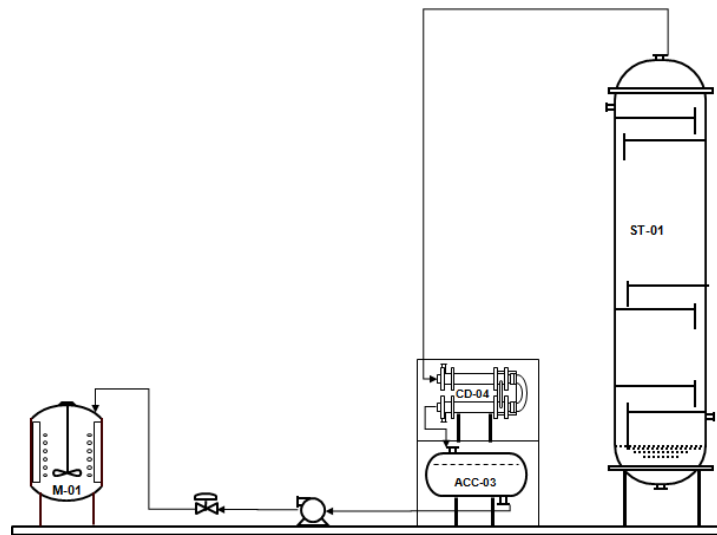
Daya motor : 0,5 Hp

POMPA 09

(P-09)

Tugas : Mengalirkan hasil atas *stripper* (ST-01) menuju *mixer* (M-01).

Jenis : *Centrifugal Pump-Single Stage*



Gambar 1. Skema aliran pompa

1. Komposisi umpan masuk

Suhu, $T = 124,97^{\circ}\text{C} = 397,97\text{ K}$

Tekanan, $P = 0,15\text{ atm} = 114,73\text{ mmHg}$

Tabel 1. Komposisi fluida panas

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|--|--------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 94,11 | 2537,45 | 26,96 | 0,9975 | 0,9990 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | 228,29 | 6,31 | 0,03 | 0,0025 | 0,0010 |
| Total | | 2543,76 | 26,99 | 1,0000 | 1,0000 |

2. Densitas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|--|---------|---------|---------|--------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,33722 | 0,28100 | 0,28571 | 849,00 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis [K]

Tabel 11. Data densitas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|--|----------------|----------------|--------|-------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 2537,45 | 0,9975 | 0,9829 | 0,9805 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6,31 | 0,0025 | 0,9729 | 0,0024 |
| Total | 2543,76 | 1,0000 | | 0,9829 |

$$\text{Sehingga } \rho = 0,9829 \frac{\text{kg}}{\text{L}}$$

$$\rho = 982,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

3. Viskositas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|--|---------|------------|-------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2629E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1,2831 | 1,1047E-03 | -89645E-04 | 2,3595E-07 |

$$\text{Log}_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 2$$

$$\mu = 10^{(A + B/T + C + DT^2)} \dots\dots\dots 3$$

Keterangan :

μ : Viskositas campuran [cP]

A, B, ..., D : Konstanta

T : Temperatur [K]

Tabel 10. Data viskositas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | xF | μ | xF x μ |
|--|----------------|---------------|-------|---------------|
| C ₆ H ₅ OH | 2537,45 | 0,9975 | 1,13 | 0,8858 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6,31 | 0,0025 | 10,80 | 0,0268 |
| Total | 2543,76 | 1,0000 | | 0,9126 |

Sehingga $\mu = 0,9126$ cP

$$\mu = 9,13 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}$$

4. Kecepatan Massa aliran

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa} &= 2543,76 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \\ &= 0,72 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \end{aligned}$$

Laju alir volumetrik (Q)

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots 4 \\ &= \frac{2543,76 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{0,9829 \frac{\text{kg}}{\text{L}}} \\ &= 2587,95 \frac{\text{L}}{\text{jam}} = 0,72 \frac{\text{L}}{\text{s}} = 0,0007 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \\ &= 0,03 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} = 11,39 \text{ gpm} \end{aligned}$$

5. Menentukan Titik Pemompaan

Titik *suction* 1

Tinggi *suction head* = 1,00 m

Tekanan permukaan cairan *suction head* = 0,15 atm

Tekanan hidrostatis cairan *suction head* = 0,02 atm

Tekanan permukaan cairan *suction head* = 0,17 atm

Titik *suction* 2

Tinggi *discharge head* = 5,82 m

Tekanan permukaan cairan *discharge head* = 1,00 atm

6. Pemilihan Pipa

$$Q = 0,03 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

$$\rho = 982,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 61,36 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

Diameter pipa dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M., 1990, halaman 100 sebagai berikut :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

D_{opt} : Diameter dalam pipa (in)

Q : Laju alir volumetrik (ft^3/s)

ρ : Densitas (lb/ft^3)

Sehingga :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 \cdot \left(0,03 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \cdot \left(61,36 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13} \\ &= 1,28 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 11, Kern, D. Q., 1983, halaman 844 diperoleh :

$$\text{NPS} = 1\frac{1}{4}$$

$$\text{Sch. No.} = 40$$

$$\text{OD} = 1,66 \text{ in} = 0,0422 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1,38 \text{ in} = 0,0351 \text{ m}$$

$$\text{At} = 1,50 \text{ in}^2 = 0,0010 \text{ m}^2$$

7. Kecepatan Linier

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} v_1 &= \frac{Q}{A_t} \dots\dots\dots 6 \\ &= \frac{0,0007 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,0010 \text{ m}^2} \\ &= 0,74 \frac{\text{m}}{\text{s}} \end{aligned}$$

$$v_1 = v_2$$

$$v_2 = 0,74 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

8. Bilangan Reynold

Bilangan *Reynold* dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \cdot v \cdot \text{ID}}{\mu} \dots\dots\dots 7 \\ &= \frac{982,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,74 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 0,0351 \text{ m}}{9,13 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \\ &= 28046,52 \end{aligned}$$

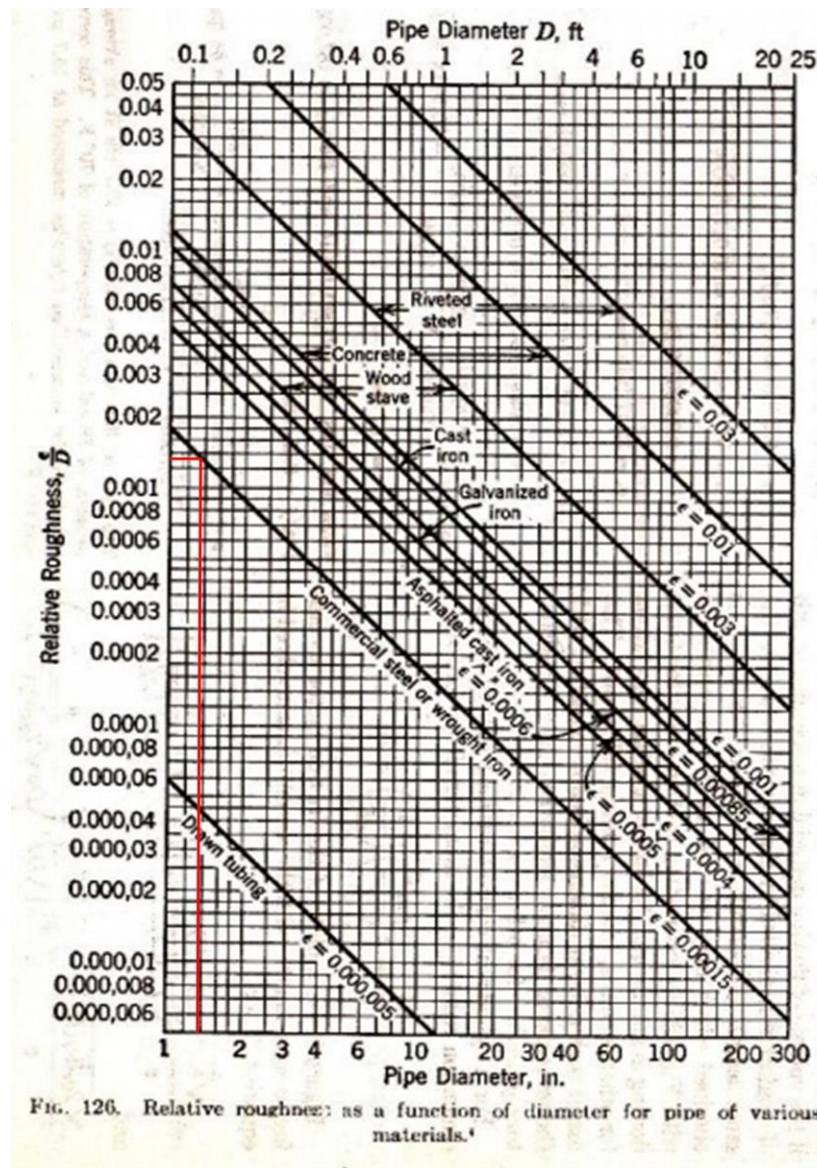
9. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan pipa : *Commercial Steel*

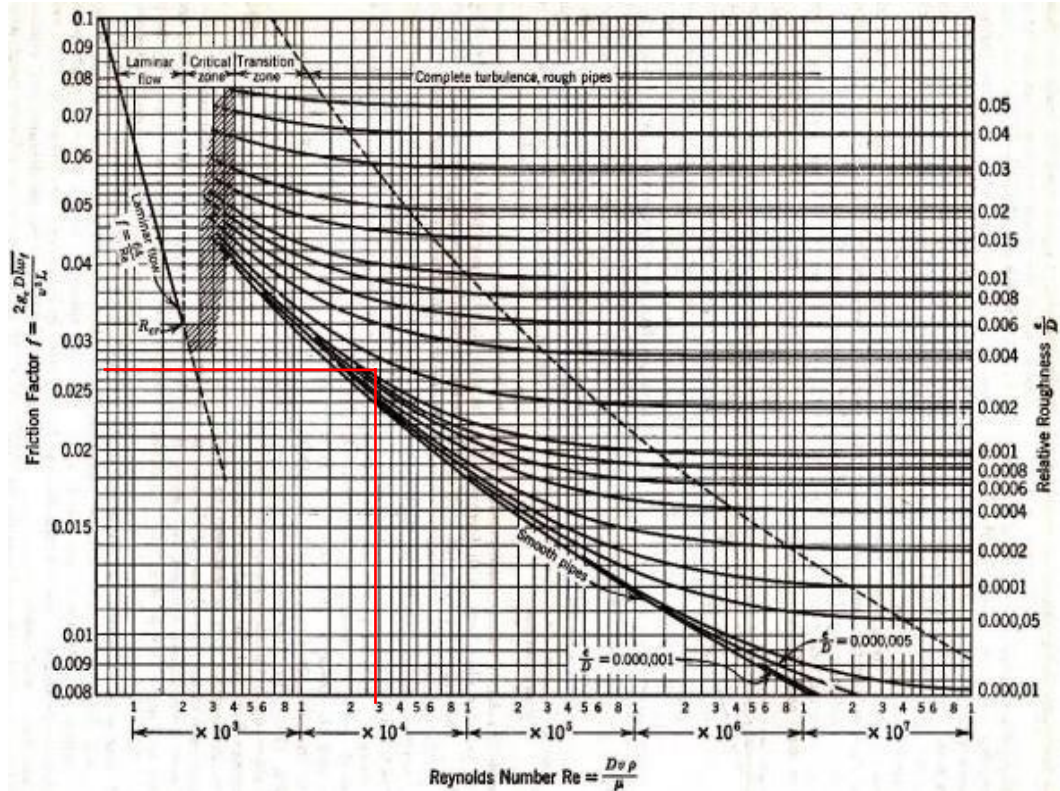
Dari Fig. 126 dan Fig 126, Brown, G. G. 1950 halaman 141, diperoleh :

Kekasaran relatif, $\frac{\epsilon}{D} = 0,00013$

Faktor friksi = 0,0271



Gambar 2. Grafik hubungan antara diameter pipa dengan kekasaran relatif



Gambar 3. Grafik hubungan antara bilangan *Reynold* dengan faktor friksi

10. Panjang Ekuivalen Pipa

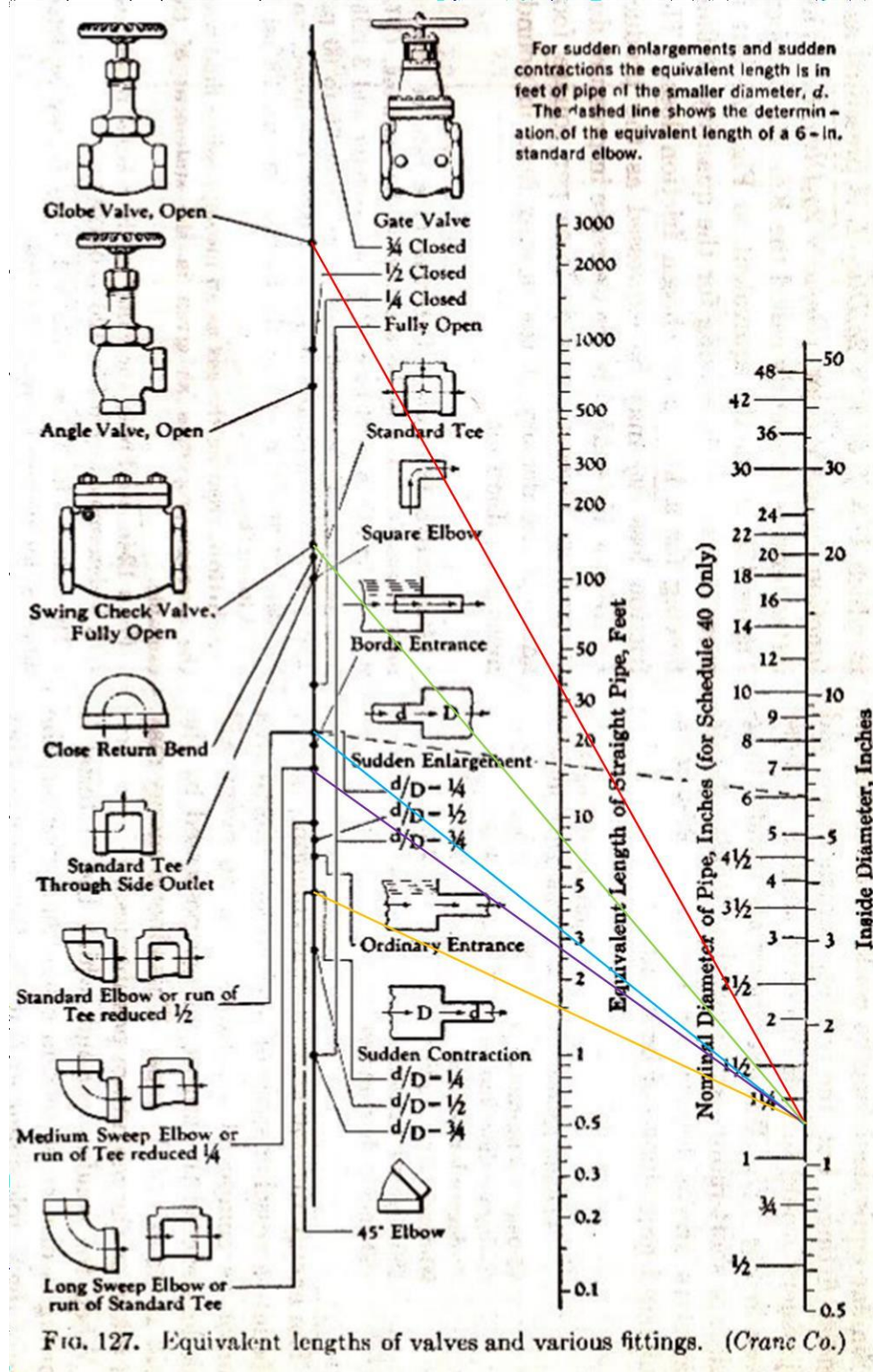
Penentuan panjang ekuivalen pipa diperoleh dari Fig. 127 Brown, G. G., 1950, halaman 141, sehingga diperoleh :

Tabel 6. Data panjang ekuivalen pipa

| Keterangan | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|-------------------------------|--------|---------|------------------|-----------------|
| <i>Sudden Enlargment</i> | 1 | 3,4 | 3,4 | 1,04 |
| <i>Sudden Contraction</i> | 1 | 1,5 | 1,5 | 0,46 |
| <i>Check valve</i> | 1 | 8,5 | 8,5 | 2,59 |
| <i>Globe valve</i> | 1 | 35,0 | 35,0 | 10,67 |
| <i>Elbow</i> | 4 | 2,8 | 11,2 | 3,41 |
| Panjang pipa lurus (L) | | | | 5,82 |

ALAT KECIL

| | |
|-----------------------------|--------------|
| Total panjang (L+Le) | 23,98 |
|-----------------------------|--------------|



Gambar 4. Diagram data panjang ekivalen

11. Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan *Bernoulli* sebagai berikut :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2.g} - H_f + H = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2.g} \dots\dots\dots 8$$

Keterangan :

g : Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

H : *Head* pompa (m)

H_f : *Head* karena friksi (m)

P_1 : Tekanan pada titik 1 (*suction*) (Pa)

P_2 : Tekanan pada titik 2 (*discharge*) (Pa)

v_1 : Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

v_2 : Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

z_1 : Elevasi titik 1 (m)

z_2 : Elevasi titik 2 (m)

Pressure Head

$$\gamma = \rho \cdot g \dots\dots\dots 9$$

$$= 982,09 \frac{kg}{m^3} \cdot 9,8 \frac{m}{s^2}$$

$$= 9632,65 \frac{N}{m^3}$$

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \dots\dots\dots 10$$

$$= \frac{(1,00 \text{ atm} - 0,15 \text{ atm}) 101325 \frac{N}{m^2}}{9632,65 \frac{N}{m^3}}$$

$$= 8,71 \text{ m}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} \dots\dots\dots 11 \\
 &= \frac{(0,74 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 - (0,74 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \dots\dots\dots 12 \\
 &= 5,82 \text{ m} - 1 \text{ m} \\
 &= 4,82 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f \cdot v_1^2 \cdot (L + L_e)}{2 \cdot g \cdot ID} \dots\dots\dots 13 \\
 &= \frac{0,0271 \cdot (0,74 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 \cdot (23,98 \text{ m})}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 0,0351 \text{ m}} \\
 &= 0,52 \text{ m} \\
 &= 1,71 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Total head

$$\begin{aligned}
 H &= H_p + H_v + H_s + H_f \dots\dots\dots 14 \\
 &= 8,71 \text{ m} + 0 \text{ m} + 4,82 \text{ m} + 0,52 \text{ m} \\
 &= 14,05 \text{ m} \\
 &= 46,08 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

12. Jenis Pompa

$$Q = 2,59 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

$$H = 14,05 \text{ m}$$

Berdasarkan Fig. 5.10 Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 245, diperoleh :

Jenis pompa = *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran pompa = 3500 rpm

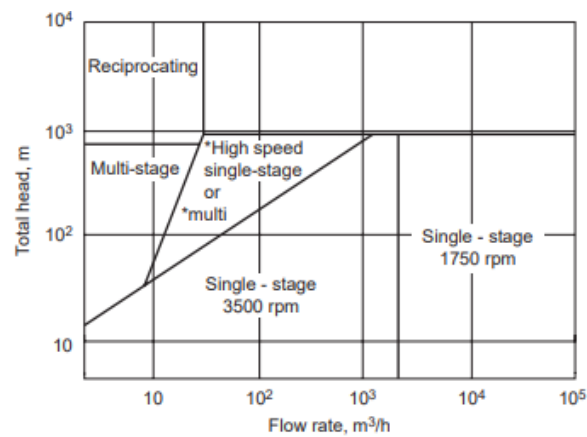


Figure 5.10. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Gambar 5. Diagram jenis pompa

13. Jenis Impeller

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194 jenis impeller untuk pompa sentrifugal, *single suction*, ditentukan berdasarkan nilai *specific head* menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}} \dots \dots \dots 15$$

Keterangan :

N_s : *Spesific speed*

N : Putaran pompa = 3500 rpm

Q : Laju alir volumetrik = 11,39 gpm

H : *Head* pompa = 46,08 ft

Sehingga nilai *specific head* :

$$N_s = \frac{3500 \cdot \sqrt{11,39 \text{ gpm}}}{(46,08 \text{ ft})^{0,75}}$$

$$= 667,97$$

Berdasarkan Fig. 3-47, Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194, untuk nilai *specific head* sebesar 667,97 diperoleh :

Jenis impeller : *Radial-Vane Field*

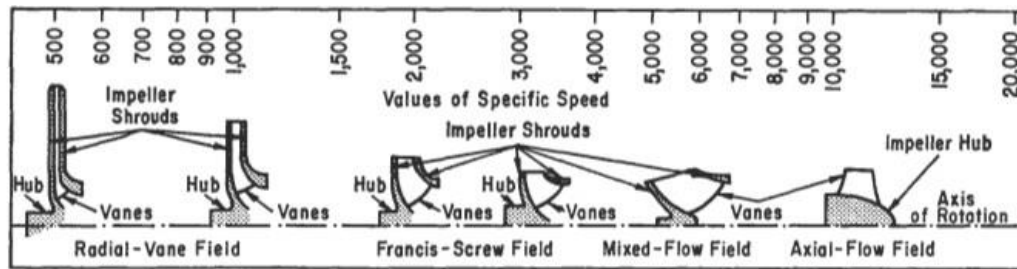


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Gambar 6. Jenis impeller

14. Tekanan Uap

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine. Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data Konstanta Antoine masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|--|----------|-------------|----------|------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 23,5332 | -3,4961E+03 | -4,8990 | 1,2160E-04 | 9,6537E-13 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 172,1183 | -1,4667E+04 | -54,8540 | 1,1985E-02 | 9,7628E-12 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \text{Log}_{10} T + DT + ET^2 \dots\dots\dots 16$$

$$P_i = 10^{(A+B/T+C \text{Log}_{10} T+DT+ET^2)} \dots\dots\dots 17$$

Dengan :

P_i : Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B, ..., E : Konstanta Antoine

T : Temperatur [K]

Nilai tekanan uap

$$P = 0,15 \text{ atm} = 114,73 \text{ mmHg}$$

$$T = 124,97^\circ\text{C} = 397,97 \text{ K}$$

Tabel 5. Kondisi operasi campuran

| Komponen | (Kmol/jam) | Frakasi mol | P_i | $K = P_i/P$ | $y = x.k$ |
|--|--------------|---------------|-------|-------------|---------------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 26,97 | 0,9990 | 62,69 | 1,00 | 1,0000 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ (l) | 0,03 | 0,0010 | 0,00 | 0,00 | 0,0000 |
| Total | 27,00 | 1,0000 | | | 1,0000 |

15. Net Positive Suction Head (NPSH)

a. Net Positive Suction Head Available (NPSH_A)

Nilai NPSH_A dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\text{NPSH}_A = S + (P_a - P_v) \frac{2,31}{\text{spgr}} - H_f \dots\dots\dots 18$$

Dengan :

$$\text{spgr} = \frac{\text{Densitas fluida}}{\text{Densitas air}} \dots\dots\dots 19$$

$$= \frac{61,36 \text{ lb/ft}^3}{62,40 \text{ lb/ft}^3} = 1,00$$

$$S = 1 \text{ m}$$

$$= 3,28 \text{ ft}$$

Sehingga nilai NPSH_A :

$$\text{NPSH}_A = 3,28 \text{ ft} + (0,15 \text{ atm} - 0,15 \text{ atm}) \frac{14,7 \text{ psi}}{\text{atm}} \cdot \frac{2,31}{1,00} - 1,71 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_A &= 1,57 \text{ ft} \\ &= 0,48 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Net Positive Suction Head Required (NPSH_R)

Nilai NPSH_R dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\text{NPSH}_R = \left(\frac{N}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} (Q)^{\frac{2}{3}} \dots\dots\dots 20$$

Dimana :

$$\begin{aligned} N &= 3500 \text{ rpm} \\ Q &= 0,0007 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,0431 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

Sehingga nilai NPSH_R :

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_R &= \left(\frac{3500}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} \left(0,0431 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}} \right)^{\frac{2}{3}} \\ &= 0,29 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena NPSH_A > NPSH_R, maka tidak terjadi kavitasasi

16. Brake House Power (BHP) dan Daya Pompa

Brake House Power dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E} \dots\dots\dots 21$$

Keterangan :

BHP : Daya penggerak poros (Hp)

Q : Laju alir volumetric (ft³/s)

H : *Head* pompa (ft)

ρ : Densitas (lb/ft³)

E : Efisiensi pompa

Berdasarkan Fig. 10.63, Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 635, diperoleh efisiensi pompa sentrifugal pada $Q = 2,59 \text{ m}^3/\text{h}$ sebagai berikut :

Efisiensi pompa sentrifugal, $E = 43\%$

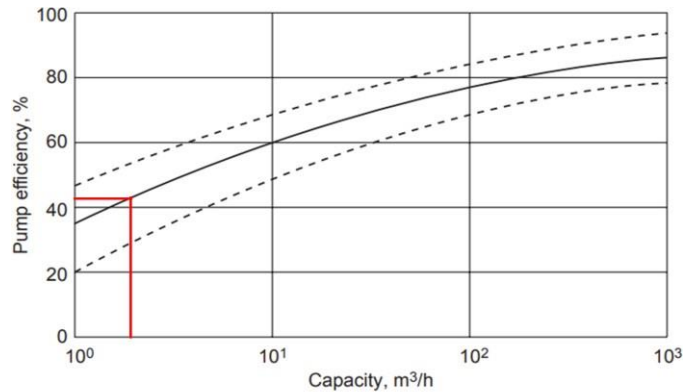


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

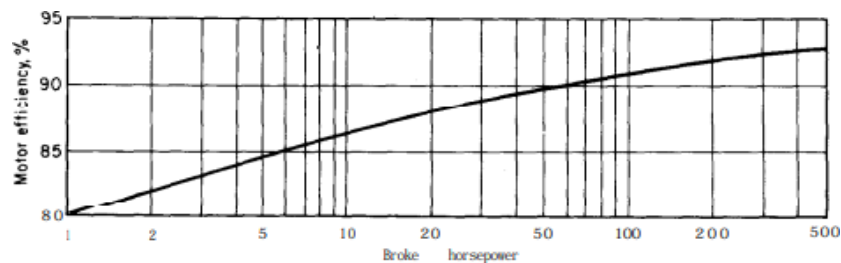
Gambar 7. Grafik efisiensi pompa sentrifugal

Sehingga nilai BHP adalah :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0,03 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \cdot 46,08 \text{ ft} \cdot 61,36 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{0,43} \\ &= 167,27 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}} \\ &= 0,30 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari Fig. 14.39, Peters, M. X. dan Timmerhaus, K. D., 1991, halaman 521, diperoleh :

Efisiensi motor = 80%



Gambar 8. Efisiensi motor

Sehingga daya yang diperlukan :

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \dots\dots\dots 23 \\ &= \frac{0,30 \text{ Hp}}{0,80} \\ &= 0,38 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd *edition*, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi adalah:

$$P = 0,5 \text{ Hp}$$

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar 9. Daya motor standar

KESIMPULAN**P-09**

Jenis pompa : *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran pompa : 3500 rpm

Tipe impeller : *Radial-Screw Field*

Spesifikasi pipa :

NPS = 1¼

Sch . No. = 40

OD = 1,66 in = 0,0422 m

ID = 1,38 in = 0,0351 m

At = 1,50 in² = 0,0010 m

Sambungan pipa : *Flanged*

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Laju alir volumetrik : 2,59 m³/jam

Total *head* : 14,05 m

NPSH_A : 0,48 m

NPSH_R : 0,29 m

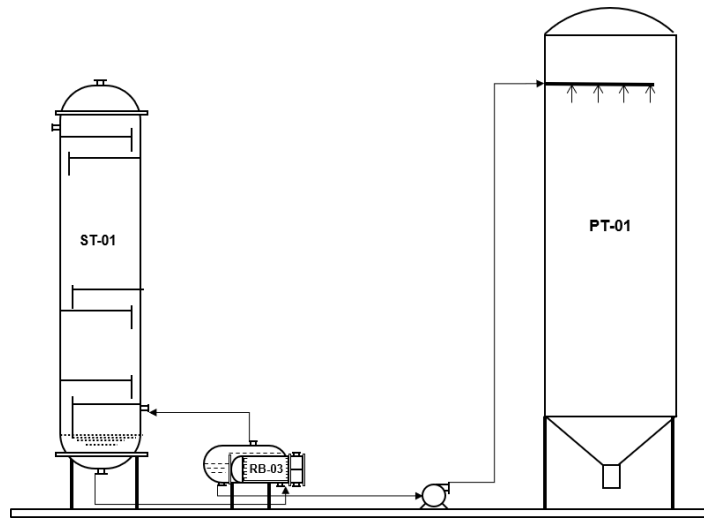
Daya motor : 0,5 Hp

POMPA 10

(P-10)

Tugas : Mengalirkan hasil bawah *stripper* (ST-01) menuju *prilling tower* (PT-01).

Jenis : *Centrifugal Pump-Single Stage*



Gambar 1. Skema aliran pompa

1. Komposisi umpan masuk

Suhu, $T = 194,86^{\circ}\text{C} = 467,89\text{ K}$

Tekanan, $P = 1\text{ atm} = 760\text{ mmHg}$

Tabel 1. Komposisi fluida panas

| Komposisi | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|--|--------|----------------|--------------|---------------|---------------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 94,11 | 12,62 | 0,13 | 0,0020 | 0,0048 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ | 228,29 | 6300,51 | 27,60 | 0,9980 | 0,9952 |
| Total | | 6303,13 | 27,73 | 1,0000 | 1,0000 |

2. Densitas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk densitas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data untuk densitas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | n | Tc |
|--|---------|---------|---------|--------|
| C ₆ H ₅ OH | 0,41476 | 0,32162 | 0,32130 | 694,25 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 0,33722 | 0,28100 | 0,28571 | 849,00 |

$$\rho = AB - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis [K]

Tabel 11. Data densitas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|--|----------------|----------------|--------|-------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 12,62 | 0,0020 | 0,9152 | 0,0018 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6300,51 | 0,9980 | 0,9257 | 0,9238 |
| Total | 6313,13 | 1,0000 | | 0,9256 |

$$\text{Sehingga } \rho = 0,9256 \frac{\text{kg}}{\text{L}}$$

$$\rho = 925,60 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

3. Viskositas campuran

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999) diketahui data untuk viskositas masing masing komponen sebagai berikut :

Tabel 2. Data untuk viskositas masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|--|---------|------------|-------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 1,5349 | 4,2629E+02 | -9,1577E-03 | 6,2322E-06 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | -1,2831 | 1,1047E-03 | -89645E-04 | 2,3595E-07 |

$$\text{Log}_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 2$$

$$\mu = 10^{(A + B/T + C + DT^2)} \dots\dots\dots 3$$

Keterangan :

μ : Viskositas campuran [cP]

A, B, ..., D : Konstanta

T : Temperatur [K]

Tabel 10. Data viskositas masing-masing komponen fluida panas

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|--|----------------|----------------|-------|------------------------|
| C ₆ H ₅ OH | 12,62 | 0,0020 | 0,34 | 0,0007 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 6300,51 | 0,9980 | 3,42 | 3,4147 |
| Total | 6313,13 | 1,0000 | | 3,4154 |

Sehingga $\mu = 3,4154$ cP

$$\mu = 3,42 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}$$

4. Kecepatan Massa aliran

$$\text{Laju alir massa} = 6313,13 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots 4$$

$$= \frac{6313,13 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{0,9256 \frac{\text{kg}}{\text{L}}}$$

$$= 6820,31 \frac{\text{L}}{\text{jam}} = 1,89 \frac{\text{L}}{\text{s}} = 0,0019 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$= 0,07 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} = 30,03 \text{ gpm}$$

5. Menentukan Titik Pemompaan

Titik *suction* 1

Tinggi *suction head* = 1,00 m

Tekanan permukaan cairan *suction head* = 0,11 atm

Tekanan hidrostatis cairan *suction head* = 0,04 atm

Tekanan permukaan cairan *suction head* = 0,15 atm

Titik *suction* 2

Tinggi *discharge head* = 14,08 m

Tekanan permukaan cairan *discharge head* = 1,00 atm

6. Pemilihan Pipa

$$Q = 0,03 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

$$\rho = 925,60 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 57,79 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

Diameter pipa dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M., 1990, halaman 100 sebagai berikut :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

D_{opt} : Diameter dalam pipa (in)

Q : Laju alir volumetrik(ft^3/s)

ρ : Densitas (lb/ft^3)

Sehingga :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 \cdot \left(0,03 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \cdot \left(57,79 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13} \\ &= 1,96 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 11, Kern, D. Q., 1983, halaman 844 diperoleh :

$$\text{NPS} = 2$$

$$\text{Sch. No.} = 40$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in} = 0,0605 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in} = 0,0525 \text{ m}$$

$$\text{At} = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0022 \text{ m}^2$$

7. Kecepatan Linier

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} v_1 &= \frac{Q}{A_t} \dots\dots\dots 6 \\ &= \frac{0,0019 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,0022 \text{ m}^2} \\ &= 0,88 \frac{\text{m}}{\text{s}} \end{aligned}$$

$$v_1 = v_2$$

$$v_2 = 0,88 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

8. Bilangan Reynold

Bilangan *Reynold* dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \cdot v \cdot \text{ID}}{\pi \dots\dots\dots 7} \\ &= \frac{925,60 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,88 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 0,0525 \text{ m}}{3,42 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \\ &= 12472,86 \end{aligned}$$

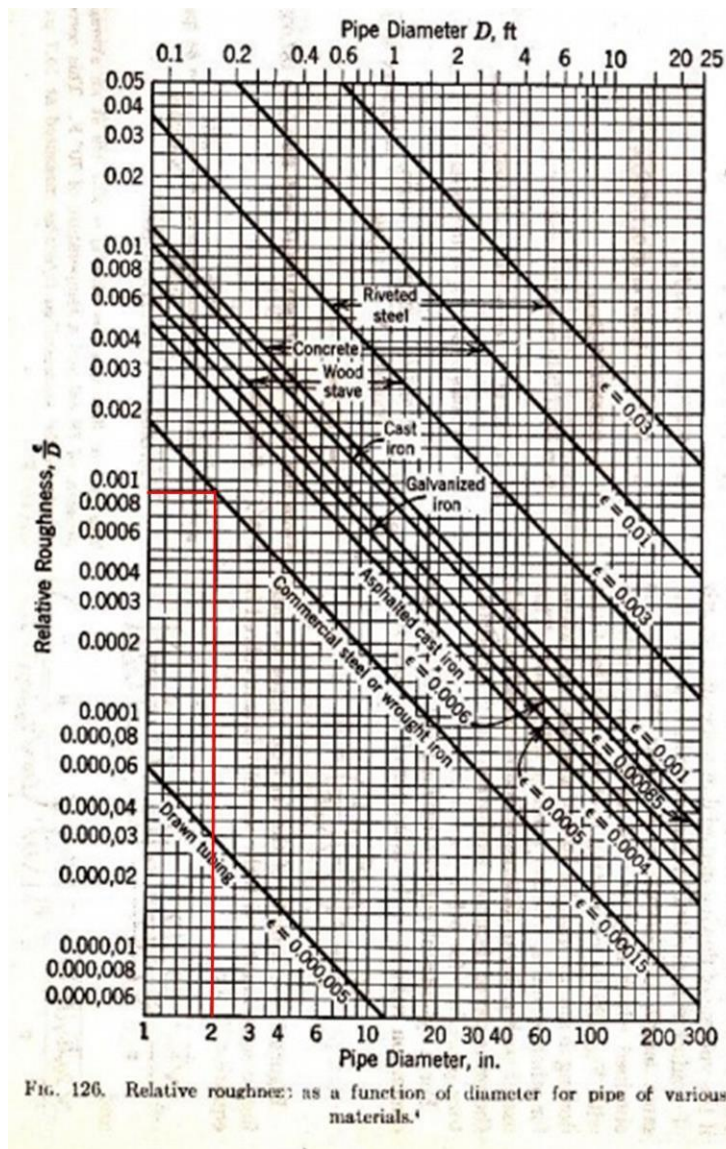
9. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan pipa : *Commercial Steel*

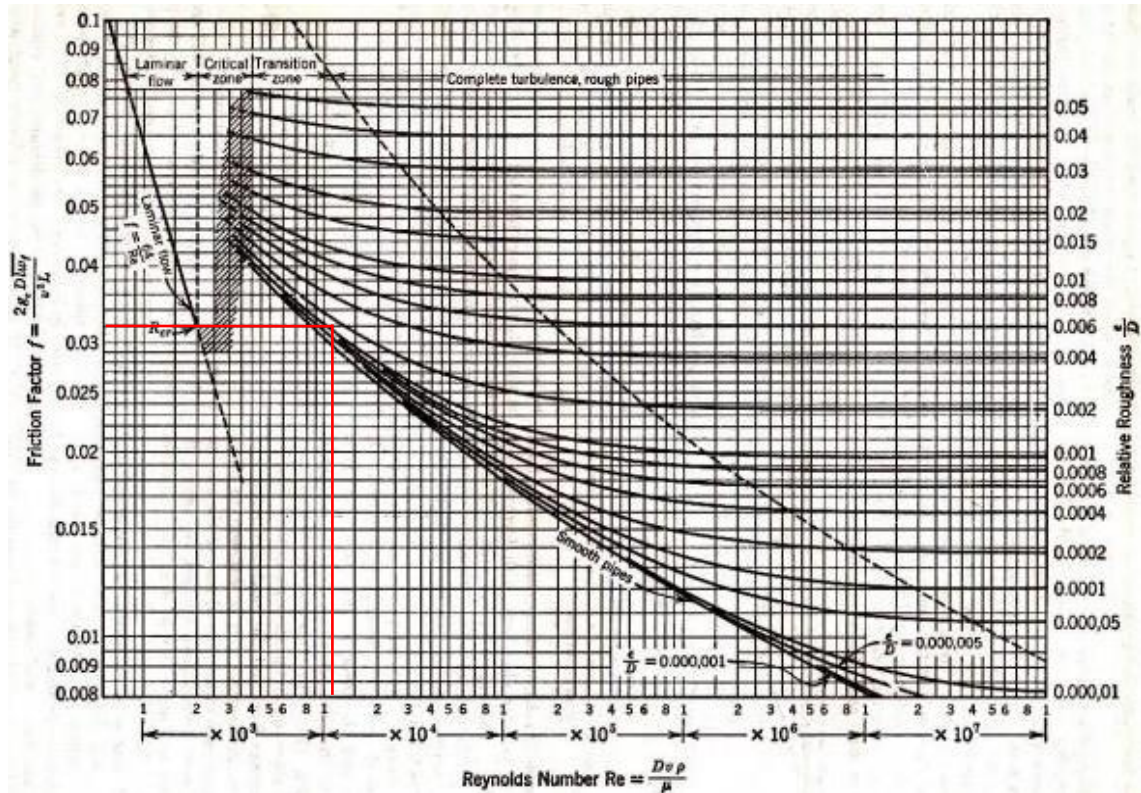
Dari Fig. 126 dan Fig 126, Brown, G. G. 1950 halaman 141, diperoleh :

Kekasaran relatif, $\frac{\epsilon}{D} = 0,00089$

Faktor friksi = 0,032



Gambar 2. Grafik hubungan antara diameter pipa dengan kekasaran relatif



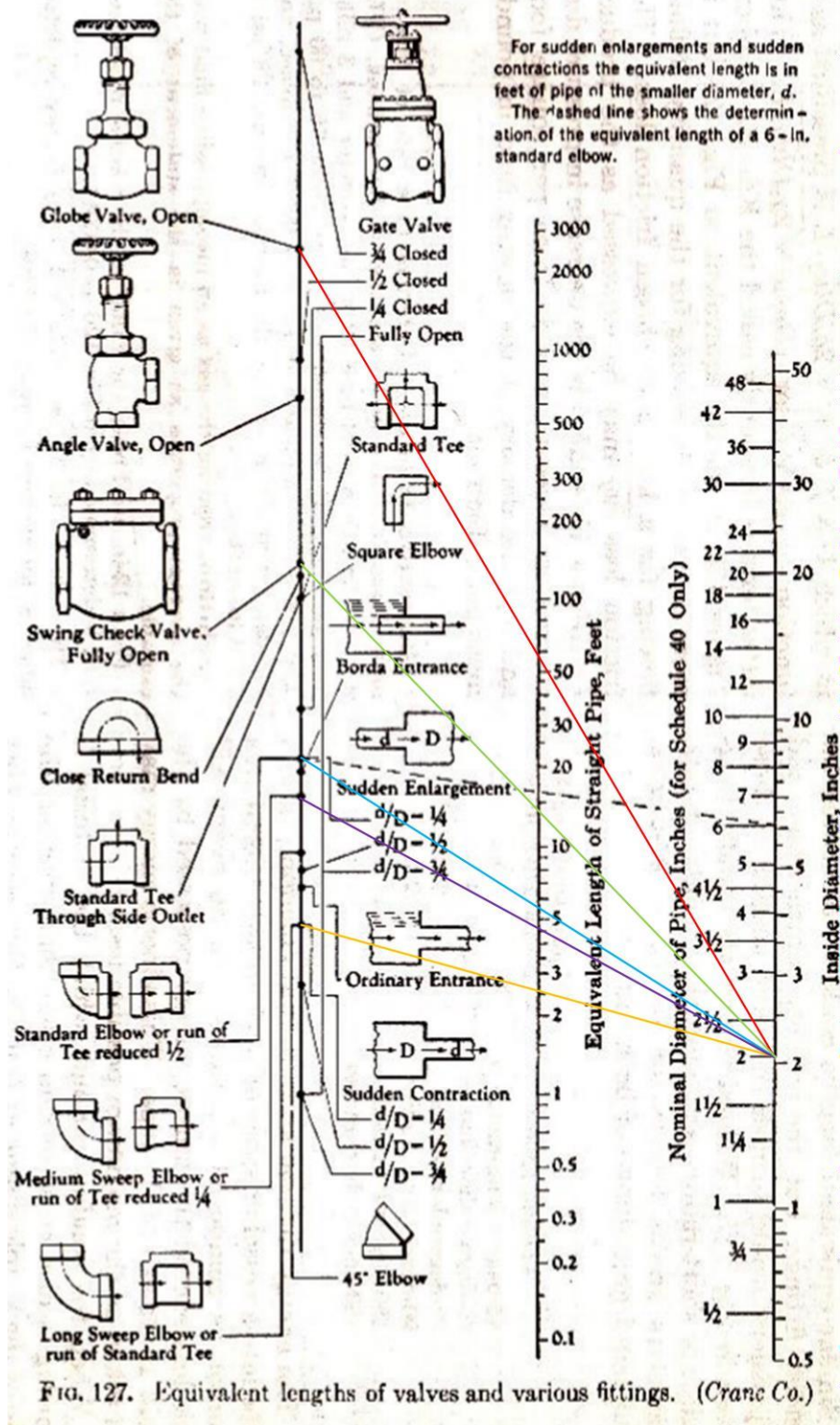
Gambar 3. Grafik hubungan antara bilangan *Reynold* dengan faktor friksi

10. Panjang Ekuivalen Pipa

Penentuan panjang ekuivalen pipa diperoleh dari Fig. 127 Brown, G. G., 1950, halaman 141, sehingga diperoleh :

Tabel 6. Data panjang ekuivalen pipa

| Keterangan | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|-------------------------------|--------|---------|------------------|-----------------|
| <i>Sudden Enlargment</i> | 1 | 5,5 | 5,5 | 1,68 |
| <i>Sudden Contraction</i> | 1 | 2,6 | 2,6 | 0,79 |
| <i>Check valve</i> | 1 | 14,0 | 14,0 | 4,27 |
| <i>Globe valve</i> | 1 | 60,0 | 60,0 | 18,29 |
| <i>Elbow</i> | 4 | 4,6 | 13,8 | 4,21 |
| Panjang pipa lurus (L) | | | | 14,08 |
| Total panjng (L+Le) | | | | 43,31 |



Gambar 4. Diagram data panjang ekivalen

11. Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan *Bernoulli* sebagai berikut :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2.g} - H_f + H = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2.g} \dots\dots\dots 8$$

Keterangan :

g : Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

H : Head pompa (m)

H_f : Head karena friksi (m)

P_1 : Tekanan pada titik 1 (*suction*) (Pa)

P_2 : Tekanan pada titik 2 (*discharge*) (Pa)

v_1 : Kecepatan linier pada titik 1 (m/s)

v_2 : Kecepatan linier pada titik 2 (m/s)

z_1 : Elevasi titik 1 (m)

z_2 : Elevasi titik 2 (m)

Pressure Head

$$\gamma = \rho \cdot g \dots\dots\dots 9$$

$$= 925,60 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$= 9071,25 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}$$

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \dots\dots\dots 10$$

$$= \frac{(1,00 \text{ atm} - 0,15 \text{ atm}) 101325 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{9071,25 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}}$$

$$= 9,48 \text{ m}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} \dots\dots\dots 11 \\
 &= \frac{(0,88 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 - (0,88 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \dots\dots\dots 12 \\
 &= 14,08 \text{ m} - 1 \text{ m} \\
 &= 13,08 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f \cdot v_1^2 \cdot (L + L_e)}{2 \cdot g \cdot ID} \dots\dots\dots 13 \\
 &= \frac{0,032 \cdot (0,88 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 \cdot (43,31 \text{ m})}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 0,0525 \text{ m}} \\
 &= 1,03 \text{ m} \\
 &= 3,40 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Total head

$$\begin{aligned}
 H &= H_p + H_v + H_s + H_f \dots\dots\dots 14 \\
 &= 9,48 \text{ m} + 0 \text{ m} + 13,08 \text{ m} + 1,03 \text{ m} \\
 &= 23,60 \text{ m} \\
 &= 77,42 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

12. Jenis Pompa

$$Q = 6,80 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

$$H = 23,60 \text{ m}$$

Berdasarkan Fig. 5.10 Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 245, diperoleh :

Jenis pompa = *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran pompa = 3500 rpm

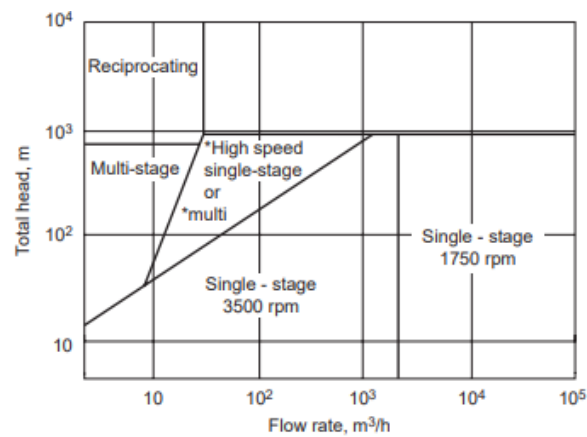


Figure 5.10. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Gambar 5. Diagram jenis pompa

13. Jenis Impeller

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194 jenis impeller untuk pompa sentrifugal, *single suction*, ditentukan berdasarkan nilai *specific head* menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}} \dots \dots \dots 15$$

Keterangan :

N_s : *Spesific speed*

N : Putaran pompa = 3500 rpm

Q : Laju alir volumetrik = 30,03 gpm

H : *Head* pompa = 77,42 ft

Sehingga nilai *specific head* :

$$N_s = \frac{3500 \cdot \sqrt{30,03 \text{ gpm}}}{(77,42 \text{ ft})^{0,75}}$$

$$= 734,85$$

Berdasarkan Fig. 3-47, Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194, untuk nilai *specific head* sebesar 734,85 diperoleh :

Jenis impeller : *Radial-Vane Field*

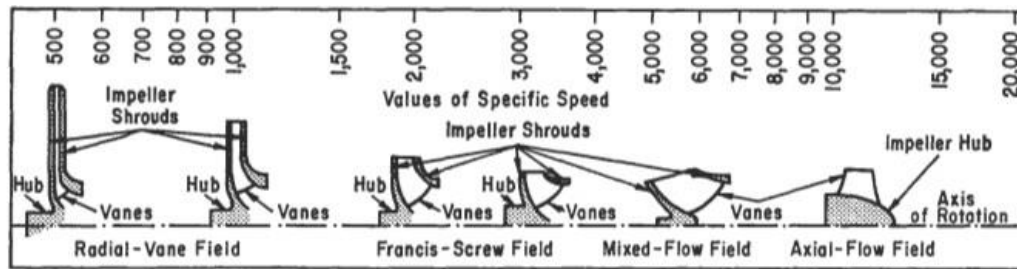


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Gambar 6. Jenis impeller

14. Tekanan Uap

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine. Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 4. Data Konstanta Antoine masing-masing komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|--|----------|-------------|----------|------------|------------|
| C ₆ H ₅ OH | 23,5332 | -3,4961E+03 | -4,8990 | 1,2160E-04 | 9,6537E-13 |
| (CH ₃) ₂ C(C ₆ H ₄ OH) ₂ | 172,1183 | -1,4667E+04 | -54,8540 | 1,1985E-02 | 9,7628E-12 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \text{Log}_{10} T + DT + ET^2 \dots\dots\dots 16$$

$$P_i = 10^{(A+B/T+C \text{Log}_{10} T+DT+ET^2)} \dots\dots\dots 17$$

Dengan :

P_i : Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B, ..., E : Konstanta Antoine

T : Temperatur [K]

Nilai tekanan uap

$$P = 0,008 \text{ atm} = 6,07 \text{ mmHg}$$

$$T = 194,86^\circ\text{C} = 467,86 \text{ K}$$

Tabel 5. Kondisi operasi campuran

| Komponen | (Kmol/jam) | Fraaksi mol | P_i | $K = P_i/P$ | $y = x.k$ |
|--|--------------|---------------|-------|-------------|---------------|
| $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ | 0,13 | 0,0048 | 3,04 | 179,18 | 0,8668 |
| $(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{C}_6\text{H}_4\text{OH})_2$ (l) | 27,60 | 0,9952 | -0,09 | 0,13 | 0,1332 |
| Total | 27,73 | 1,0000 | | | 1,0000 |

15. Net Positive Suction Head (NPSH)

a. Net Positive Suction Head Available (NPSH_A)

Nilai NPSH_A dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\text{NPSH}_A = S + (P_a - P_v) \frac{2,31}{\text{spgr}} - H_f \dots\dots\dots 18$$

Dengan :

$$\text{spgr} = \frac{\text{Densitas fluida}}{\text{Densitas air}} \dots\dots\dots 19$$

$$= \frac{57,79 \text{ lb/ft}^3}{62,40 \text{ lb/ft}^3} = 0,93$$

$$S = 1 \text{ m}$$

$$= 3,28 \text{ ft}$$

Sehingga nilai NPSH_A :

$$\text{NPSH}_A = 3,28 \text{ ft} + (0,18 \text{ atm} - 0,008 \text{ atm}) \frac{14,7 \text{ psi}}{\text{atm}} \cdot \frac{2,31}{0,93} - 3,40 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_A &= 3,76 \text{ ft} \\ &= 1,14 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Net Positive Suction Head Required (NPSH_R)

Nilai NPSH_R dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\text{NPSH}_R = \left(\frac{N}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} (Q)^{\frac{2}{3}} \dots\dots\dots 20$$

Dimana :

$$\begin{aligned} N &= 3500 \text{ rpm} \\ Q &= 0,0019 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,1134 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

Sehingga nilai NPSH_R :

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_R &= \left(\frac{3500}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} \left(0,1134 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}} \right)^{\frac{2}{3}} \\ &= 0,55 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena NPSH_A > NPSH_R, maka tidak terjadi kavitasasi

16. Brake House Power (BHP) dan Daya Pompa

Brake House Power dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E} \dots\dots\dots 21$$

Keterangan :

BHP : Daya penggerak poros (Hp)

Q : Laju alir volumetric (ft³/s)

H : *Head* pompa (ft)

ρ : Densitas (lb/ft³)

E : Efisiensi pompa

Berdasarkan Fig. 10.63, Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 635, diperoleh efisiensi pompa sentrifugal pada $Q = 6,82 \text{ m}^3/\text{h}$ sebagai berikut :

Efisiensi pompa sentrifugal, $E = 53\%$

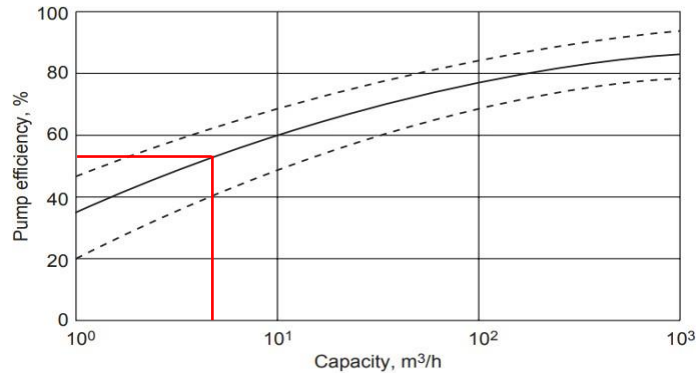


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

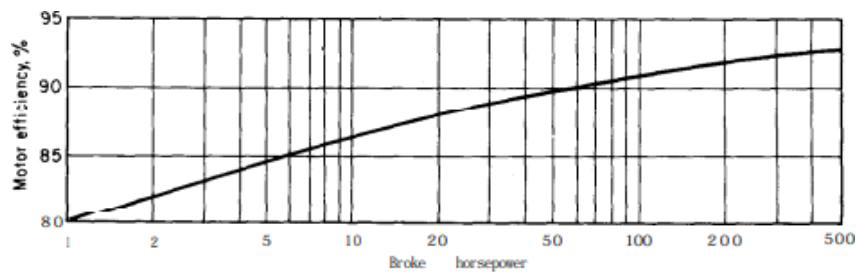
Gambar 7. Grafik efisiensi pompa sentrifugal

Sehingga nilai BHP adalah :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0,07 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \cdot 77,42 \text{ ft} \cdot 57,79 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{0,53} \\ &= 565,15 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}} \\ &= 1,03 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari Fig. 14.39, Peters, M. X. dan Timmerhaus, K. D., 1991, halaman 521, diperoleh :

Efisiensi motor = 80%



Gambar 8. Efisiensi motor

Sehingga daya yang diperlukan :

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \dots\dots\dots 22 \\ &= \frac{1,03 \text{ Hp}}{0,80} \\ &= 1,28 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd *edition*, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi adalah:

$$P = 1,5 \text{ Hp}$$

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar 9. Daya motor standar

KESIMPULAN**P-10**

Jenis pompa : *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran pompa : 3500 rpm

Tipe impeller : *Francis-Screw Field*

Spesifikasi pipa :

NPS = 1¼

Sch . No. = 40

OD = 2,38 in = 0,0605 m

ID = 2,067 in = 0,0525 m

At = 3,35 in² = 0,0022 m

Sambungan pipa : *Flanged*

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Laju alir volumetrik : 6,82 m³/jam

Total *head* : 23,60 m

NPSH_A : 1,14 m

NPSH_R : 0,55 m

Daya motor : 1,5 Hp

UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit yang menyediakan bahan pendukung proses meliputi penyediaan air pendingin, steam, dowtherm A, listrik, udara tekan, dan bahan bakar. Dimana bahan pendukung tersebut keberadaannya sangat penting dan harus ada.

A. Unit Penyediaan Air

Bagi pemenuhan kebutuhan proses produksi, air merupakan komponen yang penting dan menjadi kebutuhan pokok. Dalam pemenuhannya, air digunakan air pendingin, air pembuat steam, air kantor dan sanitasi, air *hydarnt* dan servis. Kebutuhan air diperoleh dari PT Krakatau Tirta Industri (KTI) Cilegon karena lokasinya berdekatan.

Spesifikasi air yang dibeli dari PT Krakatau Tirta Industri (KTI) :

- pH = 6 - 9
- Konduktivitas = 100 - 400 μs
- TOC (*Total Organic Carbon*) = 1000 ppm
- TDS = 88,4278 mg/L
- Kontaminan seng = 0,0033 mg/L
- Kontaminan tembaga = 0,0006 mg/L
- Kontaminan silika = 100 mg/L
- Kekeruhan (turbiditas) = \sim 2 NTU
- Kesadahan total = 300 mg/L

Unit penyediaan air meliputi :

1. Menghitung kebutuhan air
2. Syarat-syarat air
3. Menghitung air *make-up*

Data-data :

Air disimpan pada suhu = 303 K

$$\text{Rapat massa air} = 995,647 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 0,9956 \frac{\text{kg}}{\text{liter}}$$

(Tabel 2-28, Perry's 8th *edition* , 2008, halaman 2-91)

1. Menghitung kebutuhan air

a. Air sebagai media pendingin

Air pendingin digunakan sebagai media pendingin pada :

| | | |
|-------------------------------|---|------------------------|
| Pendingin Mixer (M-01) | = | 161097,30 kg/jam |
| Pendingin Kristalizer (KR-01) | = | 13496,73 kg/jam |
| <u>Condensor</u> | = | <u>43801,95 kg/jam</u> |
| Total | = | 218396,01 kg/jam |

b. Air umpan boiler

Air umpan boiler digunakan pada :

| | | |
|----------------------------------|---|------------------------|
| <u>Steam Jet Ejector (EJ-01)</u> | = | <u>133,4856 kg/jam</u> |
| Total | = | 133,4856 kg/jam |

c. Air Sanitasi

1. Kantor

Pabrik Bisfenol-A direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam perhari. Kebutuhan air karyawan sebanyak 20 liter/hari dan jumlah karyawan sebanyak 187 orang. Sehingga diperoleh kebutuhan air untuk kantor sebagai berikut :

a. Karyawan shift

Kebutuhan air untuk kantor dirancang untuk memenuhi 132 orang karyawan shift dan masing-masing mendapat jatah 20 liter/orang. Sehingga, diperoleh kebutuhan air karyawan shift :
(Sularso)

$$= \frac{136 \text{ karyawan} \times 20 \frac{\text{liter}}{\text{hari}}}{24 \text{ jam/hari} \cdot \text{Karyawan}}$$

$$= 113,33 \text{ liter/jam}$$

$$= 112,84 \text{ kg/jam}$$

b. Karyawan non shift

Kebutuhan air untuk kantor dirancang untuk memenuhi 55 orang karyawan dan masing-masing mendapatkan jatah 20 liter/orang. Sehingga diperoleh kebutuhan air untuk karyawan non shift : (Sularso)

$$= \frac{55 \text{ karyawan} \times 20 \frac{\text{liter}}{\text{hari}}}{24 \text{ jam/hari} \cdot \text{Karyawan}}$$

$$= 45,83 \text{ liter/jam}$$

$$= 45,63 \text{ kg/jam}$$

2. Laboratorium

Kebutuhan air untuk laboratorium sebanyak 100 liter/hari : (Sularso)

$$= \frac{100 \text{ liter/hari}}{24 \text{ jam/hari}}$$

$$= 4,17 \text{ liter/jam}$$

$$= 4,15 \text{ kg/jam}$$

3. Kantin

Pengunjung kantin sebanyak 125 pengunjung dengan kebutuhan air rata-rata 10 liter.hari dengan pemakaian air rata-rata 8 jam/hari. Sehingga diperoleh kebutuhan air kantin : (Sularso)

$$= \frac{125 \text{ pengunjung} \times 10 \frac{\text{liter}}{\text{hari}}}{8 \text{ jam/hari} \cdot \text{Pengunjung}}$$

$$= 156,25 \text{ liter/jam}$$

$$= 155,57 \text{ kg/jam}$$

4. Poliklinik

Pengunjung poliklinik sebanyak 30 pengunjung dengan kebutuhan air rata-rata 5 liter/hari dengan pemakaian air rata-rata 8 jam/hari.

Sehingga diperoleh kebutuhan air poliklinik : (Sularso)

$$= \frac{30 \text{ pengunjung} \times 5 \frac{\text{liter}}{\text{hari}}}{8 \text{ jam/hari}} \cdot \text{Pengunjung}$$

$$= 18,75 \text{ liter/jam}$$

$$= 18,67 \text{ kg/jam}$$

5. Masjid

Pengunjung masjid sebanyak 125 pengunjung dengan kebutuhan air rata-rata 10 liter/hari dengan pemakaian air rata-rata 24 jam/hari.

Sehingga diperoleh kebutuhan air poliklinik : (Sularso)

$$= \frac{125 \text{ pengunjung} \times 10 \frac{\text{liter}}{\text{hari}}}{24 \text{ jam/hari}} \cdot \text{Pengunjung}$$

$$= 52,08 \text{ liter/jam}$$

$$= 51,86 \text{ kg/jam}$$

Sehingga diperoleh kebutuhan air total di tangki sanitasi pabrik sebagai berikut :

| No | Jenis | Kebutuhan Air (Kg/jam) |
|----------------------------|--------------|------------------------|
| 1. | Kantor | 158,47 |
| 2. | Laboratorium | 4,15 |
| 3. | Kantin | 155,57 |
| 4. | Poliklinik | 18,67 |
| 5. | Masjid | 51,86 |
| Jumlah Air Sanitasi | | 388,72 |

d. Air *hydrant* dan Servis

1. Air *Hydrant*

Kebutuhan air untuk pemadam kebakaran sebanyak 300000 liter dengan waktu tinggal 3 bulan. Apabila sedang tidak diperlukan, air hidran juga digunakan untuk pemeliharaan taman disekitar pabrik. (Sularso)

$$\begin{aligned}
 &= \frac{300000 \text{ liter}}{3 \text{ bulan} \times 30 \frac{\text{hari}}{\text{bulan}} \times \frac{24 \text{ jam}}{\text{hari}}} \\
 &= 138,89 \text{ liter/jam} \\
 &= 138,28 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

2. Air Servis

Kebutuhan air servis 10% dari kebutuhan air sanitasi pabrik. Air servis digunakan untuk bengkel dan *maintenance*. (Sularso)

$$\begin{aligned}
 &= 10\% \times 390,42 \text{ liter/jam} \\
 &= 39,042 \text{ liter/jam} \\
 &= 38,87 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh kebutuhan total air *hydrant* dan air servis sebagai berikut :

| No | Jenis | Kebutuhan Air (Kg/jam) |
|-------------------|----------------|------------------------|
| 1. | <i>Hydrant</i> | 138,28 |
| 2. | Servis | 38,87 |
| Jumlah Air | | 177,16 |

Sehingga kebutuhan air total untuk *Start Up* pabrik sebesar :

| No | Jenis | Kebutuhan Air (Kg/jam) |
|-------------------|--------------------|------------------------|
| 1. | Air pendingin | 218396,01 |
| 2. | Air umpan boiler | 133,49 |
| 3. | Air sanitasi | 388,72 |
| 4. | Air <i>hydrant</i> | 138,28 |
| 5. | Air servis | 38,87 |
| Jumlah Air | | 219095,37 |

2. Syarat-syarat air

Air diperoleh dari PT Krakatau Tirta Industri. Syarat-syarat air sebelum digunakan :

a. Air pendingin, air servis, dan air *hydrant*

- Tidak mengandung partikel padatan
- Stabil dalam proses pendinginan
- Mampu membawa panas sebagai panas sensibel
- Tidak menyebabkan korosi
- Bebas dari mikroba dan zat-zat organik
- Menjamin kelancaran aliran

b. Air umpan boiler

- Bebas dari partikel padatan
- Bebas dari garam-garam terlarut
- Bebas dari logam dan mineral
- Bebas dari gas-gas terlarut
- Bebas bakteri dan zat-zat organik

c. Air minum dan sanitasi

- Tidak mengandung partikel padatan
- Jernih dan tidak berwarna
- Tidak berbau dan tidak berasa

- Kesahan rendah
- Bebas dari bakteri patogen dan non patogen
- Tidak mengandung zat-zat organik
- Netral, pH sekitar 7

3. Menghitung air *make-up*

Air *make-up* adalah air yang disediakan untuk ditambahkan di unit pengolahan air, karena pada saat proses berlangsung ada penguapan air atau air yang hilang karena sekali pakai.

a. Unit pembangkit uap (boiler)

Air demin merupakan air yang digunakan sebagai air umpan boiler untuk pembuatan *steam*, yang mempunyai spesifikasi bebas mineral yang diolah melalui proses demineralisasi. *Steam* yang keluar dari boiler membuat sistem vakum pada *jet ejetor*. Proses pembuatan *steam* digunakan untuk menggunakan sistem tertutup. Embunan yang terbentuk untuk membuat *steam*. Untuk mengendalikan pertumbuhan kerak perlu digunakan kembali adanya *blowdown*. Air *make-up* (*blowdown*) umpan boiler diprediksi 10% dari massa *steam* yang diperlukan (*United Nations Environment Programme, Thermal Energy Equipment : Boilers and Thermic Fluid Heaters, 2006*).

$$\begin{aligned}\text{Air blowdown} &= 10\% \times 133,49 \text{ kg/jam} \\ &= 13,35 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

b. Air yang hilang pada *cooling tower*

Agar air yang digunakan sebagai media pendingin dapat digunakan kembali maka harus didinginkan pada *cooling tower*. Pada saat didinginkan, terdapat air yang hilang. Massa air yang hilang akan diganti dengan air *make-up* sebesar :

| | | |
|-----------------------------|---|----------------|
| <i>Evaporated Loss (We)</i> | = | 2229,90 kg/jam |
| <i>Driff loss (Wd)</i> | | 43,68 kg/jam |
| <i>Blow down (Wb)</i> | = | 513,80 kg/jam |
| Total | = | 2787,37 kg/jam |

c. Air sanitasi

Air yang hilang karena digunakan sebagai air san

$$\text{Air sanitasi} = 388,72 \text{ kg/jam}$$

d. Air hydrant

Air yang hilang karena digunakan sebagai hidran

$$\text{Air hydrant} = 138,28 \text{ kg/jam}$$

e. Air servis

Air yang hilang karena digunakan untuk servis

$$\text{Air servis} = 38,87 \text{ kg/jam}$$

f. Uap dari flash tank

$$\text{Uap dari flash tank} = 11,56 \text{ kg/jam}$$

Sehingga kebutuhan air total untuk **Make-up** dari air sekali pakai (kg/jam) :

| No | Jenis | Kebutuhan Air (Kg/jam) |
|-------------------|---------------------------------|------------------------|
| 1. | Unit pembangkit uap | 13,35 |
| 2. | Air hilang <i>cooling tower</i> | 2787,37 |
| 3. | Air sanitasi | 388,72 |
| 4. | Air <i>hydrant</i> | 138,28 |
| 5. | Air servis | 38,87 |
| 6. | Uap dari <i>flash tank</i> | 11,56 |
| Jumlah Air | | 3378,16 |

Kebutuhan air total untuk *make-up* dari air sekali pakai pabrik yaitu air dari PT Krakatau Tirta Industri, dengan kebutuhan air saat start up sebesar = 219095,37 kg/jam dan air saat kontinyu dengan kebutuhan sebesar = 3378,16 kg/jam

B. Unit Dowtherm-A

Dowtherm A adalah fluida penghantar panas yang merupakan gabungan dari biphenil (C₁₂H₁₀) dan C₁₂H₁₀O. Komponen ini memiliki tekanan uap yang sama. Kebutuhan *dowtherm A* yang digunakan sebesar 101000 kg/jam. *Dowtherm A* digunakan sebagai media pemanas pada evaporator (EV-01), reboiler 1 (RB-01) yang kemudian dimanfaatkan pada reboiler 2 (RB-02), dan *melter tank* (ML-01) yang kemudian dimanfaatkan pada reboiler 3 (RB-03).

C. Unit Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk menggerakkan alat-alat kontrol. Udara yang didistribusi merupakan udara bersih dan kering. Udara tekan yang dibutuhkan dalam pabrik sebesar 74,40 m³/jam.

D. Unit Udara Kering

Udara kering diperlukan sebagai udara pengering yang digunakan pada alat *Prilling Tower*. Udara kering yang dibutuhkan yaitu 85000 kg/jam.

D. Unit Pembangkit dan Pendistribusian Listrik

Listrik disuplai untuk dapat menggerakkan motor penggerak alat proses seperti pompa, *blower*, kompresor, dan lain sebagainya serta digunakan juga dalam penerangan kantor, gudang, dan lainnya. Daya listrik terpasang sebesar 1100 kW yang terpenuhi dari PLN. Namun juga disediakan generator untuk cadangan daya 1100 kW jika sewaktu-waktu listrik padam atau pasokan listrik kurang.

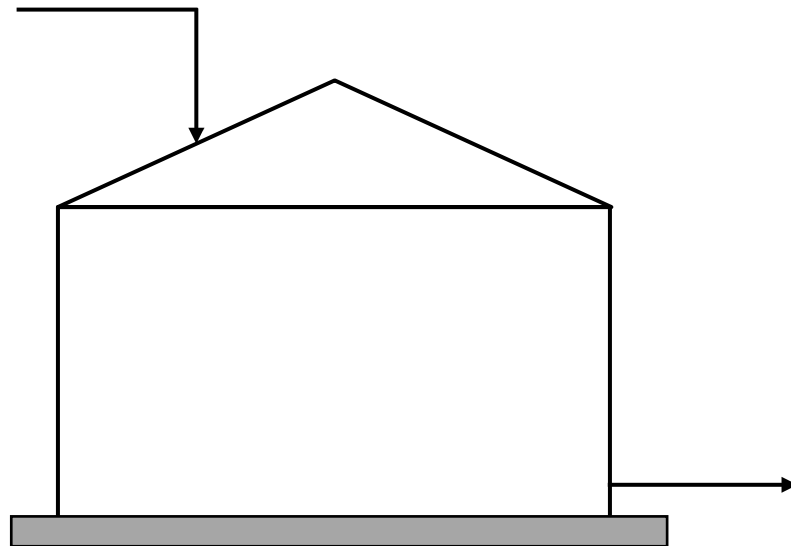
E. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk menggerakkan boiler, generator, dan bahan bakar *furnace*. Bahan bakar yang digunakan merupakan *fuel oil low sulphur* dengan kebutuhan sebesar 468,97 m³.

TANGKI AIR BERSIH**(TU-01)**

Tugas : Menampung air bersih dari PT Krakatau Tirta Industri

Jenis : Silinder tegak dengan alas datar dan tutup *conical roof*



Gambar 1. Tangki air bersih (TU-01)

Kondisi penyimpanan

Suhu operasi, $T = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$

Tekanan, $P = 1\text{ atm} = 14,7\text{ psi}$

Kecepatan massa = $3378,16\text{ kg/jam}$

Rapat massa, $\rho = 1023,01\text{ kg/m}^3$

Waktu tinggal, $t = 3\text{ hari}$

Langkah perhitungan :

1. Volume Air
2. Volume Tangki
3. Dimensi Tangki

1. Volume Air

$$\begin{aligned}\text{Waktu tinggal} &= 3 \text{ hari} \\ &= 72 \text{ jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}q &= \frac{\text{massa air}}{\text{densitas air}} \dots\dots\dots 1 \\ &= \frac{3378,16 \text{ kg/jam}}{1023,0 \text{ kg/m}^3} \\ &= 3,30 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}V_{\text{liquid}} &= q \times t \dots\dots\dots 2 \\ &= 3,30 \text{ m}^3/\text{jam} \times 72 \text{ jam} \\ &= 237,76 \text{ m}^3\end{aligned}$$

2. Volume Tangki

Dirancang angka keamanan 20%

$$\begin{aligned}V_t &= 120\% \times \text{Volume Cairan} \dots\dots\dots 3 \\ &= 120\% \times 237,76 \text{ m}^3 \\ &= 285,31 \text{ m}^3 \\ &= 10075,52 \text{ ft}^3 \\ &= 1794,53 \text{ bbl}\end{aligned}$$

3. Dimensi Tangki**a. Diameter dan Tinggi Tangki**

Berdasarkan *Appendix E* item 1 "Process Equipment Design" (Brownel & Young, 1959) diambil volume standar tangki sebesar :

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 20010,00 \text{ bbl} \\ &= 3181,33 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dengan :

$$\text{Diameter} = 20 \text{ ft} = 6,10 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 36 \text{ ft} = 10,97 \text{ m}$$

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses Recommended by API Standard 12 C
(Courtesy of American Petroleum Institute)

| 1 Tank Diameter (ft) | 2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl) | 3 Tank Height (ft) | | | | | | | | |
|-------------------------------|--|--|---------|---------|---------|---------|---------|----------|----------|----------|
| | | 4 12 | 5 18 | 6 24 | 7 30 | 8 36 | 9 42 | 10 48 | 11 54 | 12 60 |
| | | 6 Number of Courses in Completed Tank | | | | | | | | |
| | | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| 10 | 14.0 | 170 | 250 | 335 | 420 | 505 | ... | ... | ... | ... |
| 15 | 31.5 | 380 | 565 | 755 | 945 | 1,130 | ... | ... | ... | ... |
| 20 | 56.0 | 670 | 1,010 | 1,340 | 1,680 | 2,010 | 2,350 | 2,690 | ... | ... |
| 25 | 87.4 | 1,050 | 1,570 | 2,100 | 2,620 | 3,130 | 3,670 | 4,200 | 4,720 | 5,250 |
| 30 | 126 | 1,510 | 2,270 | 3,020 | 3,780 | 4,530 | 5,290 | 6,040 | 6,800 | 7,550 |
| 35 | 171 | 2,060 | 3,080 | 4,110 | 5,140 | 6,170 | 7,200 | 8,230 | 9,250 | 10,280 |
| 40 | 224 | 2,690 | 4,030 | 5,370 | 6,710 | 8,060 | 9,400 | 10,740 | 12,090 | 13,430 |
| 45 | 283 | 3,400 | 5,100 | 6,800 | 8,500 | 10,200 | 11,900 | 13,600 | 15,300 | 17,000 |
| 50 | 350 | 4,200 | 6,290 | 8,390 | 10,490 | 12,590 | 14,690 | 16,790 | 18,880 | 20,980 |
| 60 | 504 | 6,030 | 9,060 | 12,909 | 15,110 | 18,130 | 21,150 | 24,170 | 27,190 | 30,220 |
| 70 | 685 | 8,230 | 12,340 | 16,450 | 20,560 | 24,680 | 28,790 | 32,900 | 37,010 | 41,130 |
| 80 | 895 | 10,740 | 16,120 | 21,490 | 26,860 | 32,230 | 37,600 | 42,970 | 48,350 | 53,720 |
| 90 | 1133 | 13,600 | 20,390 | 27,190 | 33,990 | 40,790 | 47,590 | 54,380 | 61,180 | 67,980 |
| 100 | 1399 | 16,790 | 25,180 | 33,570 | 41,970 | 50,360 | 58,750 | 67,140 | 75,540 | 83,930 |
| 120 | 2014 | ... | 36,260 | 48,340 | 60,430 | 72,510 | 84,600 | 96,690 | 108,800 | 120,900 |
| 140 | 2742 | ... | 49,350 | 65,800 | 82,250 | 98,700 | 115,100 | 131,600 | 148,000 | 164,500 |
| 160 | 3581 | ... | ... | ... | 107,400 | 128,900 | 150,400 | 171,900 | 193,400 | 214,900 |
| 180 | 4532 | ... | ... | ... | 136,000 | 163,200 | 190,400 | 217,500 | 244,800 | 254,300 |
| 200 | 5595 | ... | ... | ... | 167,900 | 201,400 | 235,000 | 268,600 | 284,500 | D = 174 |
| 220 | 6770 | ... | ... | ... | 203,100 | 243,700 | 284,400 | 322,300 | D = 194 | |

The approximate capacities shown are based on the formula:
Capacity (42-gal bbl) = 0.14D²H, where D = listed tank diameter and H = listed tank height.
Capacities and diameters below the heavy lines (cols. 9-11) are maximum for the tank heights shown, on the basis of the 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

b. Tebal dinding tangki

Tebal plat dinding tangki dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{\rho \cdot (H - 1) \cdot D}{24 \cdot f \cdot E} + C \dots \dots \dots 4$$

Keterangan :

- ρ = Rapat massa cairan, lb/ft³
 H = Tinggi tangki, ft
 D = Diameter tangki, ft
 f = *Maximum allowable stress*, psi
 E = Efisiensi pengelasan
 C = *Minimum corrosion allowance*, in

Dipilih bahan konstruksi *carbon steel SA-283 grade C* dengan :

- f = 12650 psi
 E = 0,85
 C = 0,125 in
 P_{operasi} = 1 atm

Tangki dirancang dapat menerima tekanan 20% lebih tinggi dari tekanan operasi, maka :

- $P_{\text{overdesign}}$ = 1,20 atm
 = 17,64 psi
 ρ = 1023,01 kg/m³
 = 63,86 lb/ft³

Sehingga tebal tangki :

$$\begin{aligned}
 t_{s1} &= \frac{63,86 \text{ psi} \times (36 \text{ ft} - 1) \times 20 \text{ ft}}{24 \times 12650 \text{ psi} \times 0,85} + 0,125 \\
 &= 0,2982 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Lebar plat yang dipakai yaitu ukuran standar 6 ft, sehingga untuk ketinggian yang berbeda maka tebal plat yang digunakan juga berbeda

| Plat ke- | H (ft) | ts (in) |
|----------|--------|---------|
| 1 | 36 | 0,2982 |
| 2 | 30 | 0,2685 |
| 3 | 24 | 0,2388 |
| 4 | 18 | 0,2091 |
| 5 | 12 | 0,1875 |
| 6 | 6 | 0,1875 |
| 7 | 0 | 0,1875 |

c. Tebal tutup tangki

Untuk menghitung tebal tutup digunakan persamaan 13.10, "Process Equipment Design", Brownell & Young, 1959, halaman 256 :

$$t_h = \frac{P \cdot D}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} \dots\dots\dots 5$$

Dimana :

P = 17,64 psi

D = 20 ft
= 240 in

f = 12650 psi

E = 0,85

c = 0,125 in

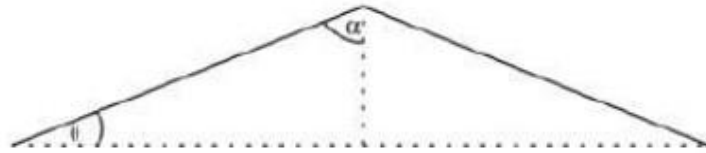
Sehingga tebal *head* :

$$t_h = \frac{17,64 \text{ psi} \times 240 \text{ in}}{2 \times 12650 \text{ psi} \times 0,85 - 0,2 \times 17,64 \text{ psi}} + 0,125$$

$$= 0,3219 \text{ in}$$

t_h standar = 0,4375 in

d. Tinggi atap tangki

Gambar 2. Desain *conical head*

Digunakan persamaan 4.5 dari "Process Equipment Design", Brownell & Young, 1959, halaman 64 :

$$\sin \theta = \frac{D}{430 \cdot t_r} \dots\dots\dots 6$$

Dengan hubungan

θ = Sudut *cone roof* terhadap horizontal

D = Diameter tangki, ft

t_r = Tebal *cone roof*, in

P = Tekanan, psi

$$t_r = 0,438 \text{ in}$$

$$\sin \theta = \frac{20 \text{ ft}}{430 \times 0,438 \text{ in}}$$

$$= 0,1063$$

$$\theta = 6,10^\circ$$

$$\tan \theta = 0,1069$$

$$\tan \theta = \frac{H}{r}$$

$$H = \frac{\tan \theta \times D}{2} \dots\dots\dots 7$$

$$\begin{aligned} H &= \frac{0,1069 \times 20 \text{ ft}}{2} \\ &= 1,07 \text{ ft} \\ &= 0,33 \text{ m} \end{aligned}$$

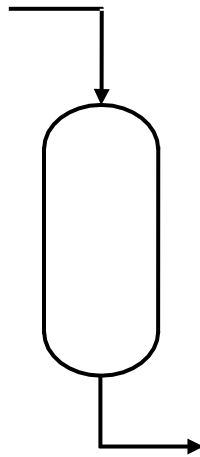
e. Tinggi tangki total

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki total} &= \text{Tinggi tangki} + \text{Tinggi } head \\ &= 10,97 \text{ m} + 0,33 \text{ m} \\ &= 11,30 \end{aligned}$$

TANGKI AIR SANITASI**TU-02**

Tugas : Menampung air untuk kantor pelayanan serta kebutuhan yang lain.

Jenis : Tangki silinder vertikal tegak



Gambar 1. Tangki air sanitasi (TU-02)

Kondisi penyimpanan

Suhu operasi, $T = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$

Tekanan, $P = 1\text{ atm} = 14,7\text{ psi}$

Kecepatan massa = $388,72\text{ kg/jam}$

Rapat massa, $\rho = 1023,01\text{ kg/m}^3$

Waktu tinggal, $t = 1\text{ hari}$

Langkah perhitungan :

1. Volume Air
2. Volume Tangki
3. Dimensi Tangki

1. Volume Air

Waktu tinggal = 1 hari
 = 24 jam

$$\begin{aligned}
 q &= \frac{\text{massa air}}{\text{densitas air}} \dots\dots\dots 1 \\
 &= \frac{388,72 \text{ kg/jam}}{1023,0 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,38 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{liquid}} &= q \times t \dots\dots\dots 2 \\
 &= 0,38 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} \\
 &= 9,12 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

2. Volume Tangki

Dirancang angka keamanan 20%.

$$\begin{aligned}
 V_t &= 120\% \times \text{Volume liquid} \dots\dots\dots 3 \\
 &= 120\% \times 9,12 \text{ m}^3 \\
 &= 10,94 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

3. Dimensi Tangki

a. Diameter dan Tinggi Tangki

Karena tangki berukuran kecil, maka $H : D = H : 1$. Sehingga :

$$\begin{aligned}
 \frac{\pi \cdot D^2}{4} H &= V_t \dots\dots\dots 4 \\
 \frac{\pi \cdot D^3}{4} &= V_t
 \end{aligned}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 10,54 \text{ m}^3}{3,1}}$$

$$D = 2,41 \text{ m} = 94,74 \text{ in}$$

$$H = 2,41 \text{ m} = 94,74 \text{ in}$$

b. Tebal dinding tangki

Tebal plat dinding tangki dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E + 0,4 P} + C \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

P = Tekanan perancangan, psi

r = Jari-jari tangki, in

f = *Maximum allowable stress*, psi

E = Efisiensi pengelasan

C = *Minimum corrosion allowance* , in

$$r = 47,37 \text{ in}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm}$$

Tangki dirancang dapat menerima tekanan 20% lebih tinggi dari tekanan operasi, maka :

$$P_{\text{overdesign}} = 1,20 \text{ atm}$$

$$= 17,64 \text{ psi}$$

Dipilih bahan konstruksi *carbon steel SA-283 grade C* dengan :

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

Sehingga tebal tangki :

$$t_s = \frac{17,64 \text{ psi} \times 47,37 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 0,85 - 0,4 \times 17,64 \text{ psi}} + 0,125$$
$$= 0,2028 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Dipilih tebal dinding standar} &= 0,25 \text{ in} \\ &= 0,0064 \text{ m} \end{aligned}$$

KESIMPULAN**TU-02**

Tugas : Menampung air untuk kantor pelayanan serta kebutuhan yang lain.

Jenis : Tangki silinder vertikal tegak

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C

Volume cairan = 9,12 m³

Volume tangki = 10,94 m³

Diameter tangki = 2,41 m

Tinggi tangki = 2,41 m

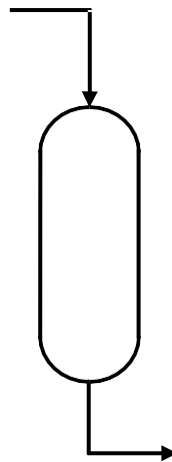
Tebal tangki = 0,2028 m

Bahan = *Carbon steel SA 283 grade C*

TANGKI KLORINASI**TU-03**

Tugas : Tempat klorinasi air untuk membunuh bakteri, sehingga dapat digunakan sebagai air kebutuhan rumah tangga, kantor dan layanan umum.

Jenis : Tangki silinder vertikal tegak



Gambar 1. Tangki klorinasi (TU-03)

Kondisi penyimpanan

Suhu operasi, $T = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$

Tekanan, $P = 1\text{ atm} = 14,7\text{ psi}$

Kecepatan massa = $388,72\text{ kg/jam}$

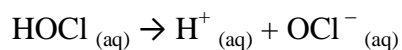
Rapat massa, $\rho = 1023,01\text{ kg/m}^3$

Waktu tinggal, $t = 1\text{ jam}$

Reaksi yang berlangsung :



HOCl adalah asam lemah



Langkah perhitungan :

1. Volume Air
2. Kebutuhan Cl_2
3. Volume Tangki
4. Dimensi Tangki
5. Pemilihan Bahan Konstruksi

1. Volume Air

Waktu tinggal = 1 jam

$$\begin{aligned}
 q &= \frac{\text{massa air}}{\text{densitas air}} \dots\dots\dots 1 \\
 &= \frac{388,72 \text{ kg/jam}}{1023,01 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,3800 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{liquid}} &= q \times t \dots\dots\dots 2 \\
 &= 0,3800 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\
 &= 0,3800 \text{ m}^3 \\
 &= 379,97 \text{ L}
 \end{aligned}$$

2. Kebutuhan Cl_2

Klorin yang diinjeksikan ke dalam air adalah 4 mg klorin/L air atau 4 ppm (Kumalaningsing, 2016), sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Massa klorin} &= V_{\text{liquid}} \times 4 \text{ mg klorin/L air} \dots\dots\dots 3 \\
 &= 379,97 \text{ L} \times 4 \text{ mg klorin/L air} \\
 &= 1519,89 \text{ mg} \\
 &= 0,0015 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\rho \text{ klorin} = 2,35 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} V_{\text{klorin}} &= \frac{\text{Massa klorin}}{\rho \text{ klorin}} \dots\dots\dots 4 \\ &= \frac{0,0015 \text{ kg}}{2,35 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,0006 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

3. Volume Tangki

Dirancang angka keamanan 20%

$$\begin{aligned} V_t &= 120\% \times (\text{Volume liquid} + \text{Volume klorin}) \dots\dots\dots 5 \\ &= 120\% \times 0,3806 \text{ m}^3 \\ &= 0,46 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

4. Dimensi Tangki

a. Diameter dan Tinggi Tangki

Karena tangki berukuran kecil, maka $H : D = H : 1$. Sehingga :

$$\begin{aligned} \frac{\pi \cdot D^2}{4} H &= V_t \dots\dots\dots 6 \\ \frac{\pi \cdot D^3}{4} &= V_t \\ D &= \sqrt[3]{\frac{4 \times 0,46 \text{ m}^3}{3,14}} \\ D &= 0,83 \text{ m} = 32,86 \text{ in} \\ H &= 0,83 \text{ m} = 32,86 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Tebal dinding tangki

Tebal plat dinding tangki dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E + 0,4 P} + C \dots\dots\dots 7$$

Keterangan :

- P = Tekanan perancangan, psi
- r = Jari-jari tangki, in
- f = *Maximum allowable stress*, psi
- E = Efisiensi pengelasan
- C = *Minimum corrosion allowance* , in

r = 16,43 in

P_{operasi} = 1 atm

Tangki dirancang dapat menerima tekanan 20% lebih tinggi dari tekanan operasi, maka :

P_{overdesign} = 1,20 atm
 = 17,64 psi

Dipilih bahan konstruksi *carbon steel SA-283 grade C* dengan :

f = 12650 psi

E = 0,85

C = 0,125 in

Sehingga tebal tangki :

$$t_s = \frac{17,64 \text{ psi} \times 16,43 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 0,85 - 0,4 \times 17,64 \text{ psi}} + 0,125$$

$$= 0,1520 \text{ in}$$

Dipilih tebal dinding standar = 0,1875 in
 = 0,0048 m

KESIMPULAN**TU-03**

Tugas : Tempat klorinasi air untuk membunuh bakteri, sehingga dapat digunakan sebagai air kebutuhan rumah tangga, kantor dan layanan umum.

Jenis : Tangki silinder vertikal tegak

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C

Volume cairan = 0,38 m³

Massa klorin = 0,0015 kg

Volume tangki = 0,46 m³

Diameter tangki = 0,83 m

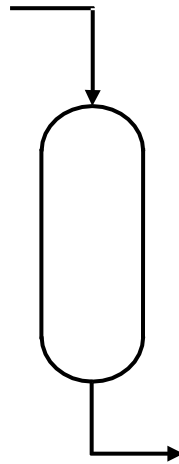
Tinggi tangki = 0,83 m

Bahan = *Carbon steel SA 283 grade C*

TANGKI KLORINASI**T-04**

Tugas : Tempat menyimpan klorin

Jenis : Tangki silinder vertikal tegak



Gambar 1. Tangki klorinasi (TU-04)

Kondisi penyimpanan

Suhu operasi, $T = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$

Tekanan, $P = 1\text{ atm} = 14,696\text{ psi}$

Kecepatan massa = $0,0015\text{ kg/jam}$

Rapat massa, $\rho = 2,35\text{ kg/m}^3$

Waktu tinggal, $t = 30\text{ hari}$

Langkah perhitungan :

1. Volume Liquid
2. Volume Tangki
3. Dimensi Tangki
4. Pemilihan Bahan Konstruksi

1. Volume Air

$$\begin{aligned}\text{Waktu tinggal} &= 30 \text{ hari} \\ &= 720 \text{ jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}q &= \frac{\text{massa liquid}}{\text{densitas liquid}} \dots\dots\dots 1 \\ &= \frac{0,0015 \text{ kg/jam}}{2,35 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,0006 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}V_{\text{liquid}} &= q \times t \dots\dots\dots 2 \\ &= 0,0006 \text{ m}^3/\text{jam} \times 720 \text{ jam} \\ &= 0,4657 \text{ m}^3\end{aligned}$$

2. Volume Tangki

Dirancang angka keamanan 20%

$$\begin{aligned}V_t &= 120\% \times \text{Volume liquid} \dots\dots\dots 3 \\ &= 120\% \times 0,4657 \text{ m}^3 \\ &= 0,56 \text{ m}^3\end{aligned}$$

3. Dimensi Tangki**a. Diameter dan Tinggi Tangki**

Karena tangki berukuran kecil, maka $H : D = H : 1$. Sehingga :

$$\begin{aligned}\frac{\pi \cdot D^2}{4} H &= V_t \dots\dots\dots 4 \\ \frac{\pi \cdot D^3}{4} &= V_t\end{aligned}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 0,56 \text{ m}^3}{3,14}}$$

$$D = 0,89 \text{ m} = 35,15 \text{ in}$$

$$H = 0,89 \text{ m} = 35,15 \text{ in}$$

b. Tebal dinding tangki

Tebal plat dinding tangki dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P \cdot r}{E + 0,4 P} + C \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

- P = Tekanan perancangan, psi
r = Jari-jari tangki, in
f = *Maximum allowable stress*, psi
E = Efisiensi pengelasan
C = *Minimum corrosion allowance*, in

$$r = 17,57 \text{ in}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm}$$

Tangki dirancang dapat menerima tekanan 20% lebih tinggi dari tekanan operasi, maka :

$$P_{\text{overdesign}} = 1,20 \text{ atm}$$

$$= 17,64 \text{ psi}$$

Dipilih bahan konstruksi *carbon steel SA-283 grade C* dengan :

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

Sehingga tebal tangki :

$$t_s = \frac{17,64 \text{ psi} \times 17,57 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 0,85 - 0,4 \times 17,64 \text{ psi}} + 0,125$$
$$= 0,1538 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Dipilih tebal dinding standar} &= 0,2500 \text{ in} \\ &= 0,0064 \text{ m} \end{aligned}$$

KESIMPULAN**T-04**

Tugas : Tempat menyimpan klorin

Jenis : Tangki silinder vertikal tegak

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C

Volume cairan = 0,47 m³

Volume tangki = 0,56 m³

Diameter tangki = 0,89 m

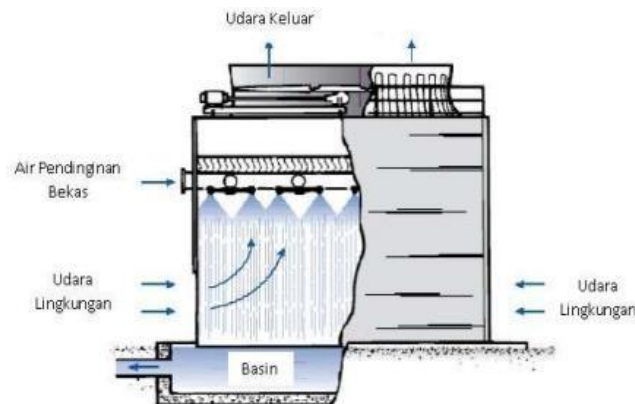
Tinggi tangki = 0,89 m

Bahan = *Carbon steel SA 283 grade C*

COOLING TOWER
CT-01

Fungsi : Memulihkan suhu air bekas pendingin sebanyak 218396,01 kg/jam dari 43°C sampai 30°C dengan menggunakan udara sebagai media pendingin.

Jenis alat : *Cooling tower induced draft*



Gambar 1. *Cooling Tower (CT)*

Data operasi :

Suhu air masuk, $T_1 = 43 \text{ }^\circ\text{C} = 316 \text{ K}$

Suhu air keluar, $T_2 = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$

Tekanan, $P = 1 \text{ atm} = 1,01325 \text{ bar}$

Kecepatan massa = 218396,01 kg/jam

Data udara lingkungan :

Suhu udara lingkungan, $T_{\text{gin}} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$

Kelembapan relatif, $\text{RH} = 70\%$

Kapasitas panas udara = 1,008 kJ/kg.K

Kapasitas panas air = 1,884 kJ/kg.K

Data diperoleh dari Treybal, R. E., 1981, *Mass Transfer Operation*, 3rd edition
Mc. Graw Hill New York.

Dari Yaws, C. L., 1999, diperoleh data entalpi penguapan air :

$$HVAP = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Tabel 1. Data entalpi penguapan untuk air

| Komponen | A | T _c | n |
|------------------|--------|----------------|-------|
| H ₂ O | 52,053 | 647,13 | 0,321 |

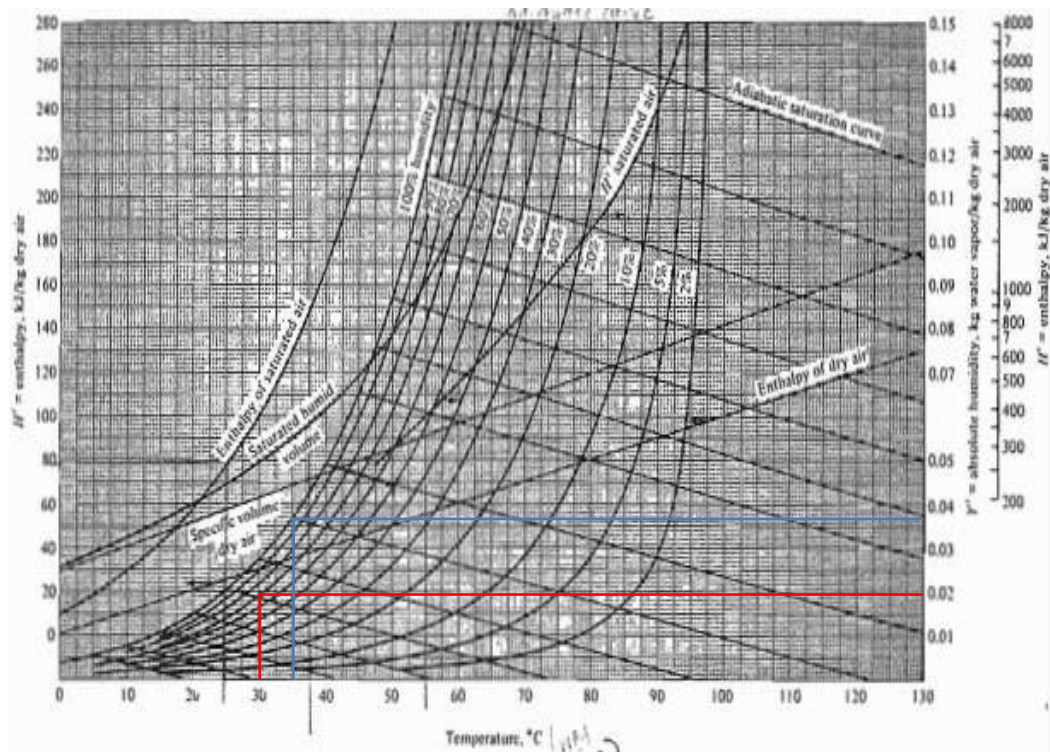
Sehingga entalpi penguapan, HVAP = 2361,20 kJ/kg

1. Neraca Massa

a. Kadar uap dalam air

Dari Fig. 7-35, Treybal, R. E., 1981, halaman 232, kelembapan relatif untuk negara tropis sekitar 70% sehingga diperoleh :

Kelembapan multak untuk suhu 30°C, (Y₁) = 0,019 $\frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg udara}}$



Gambar 2. Grafik psychrometric

b. Kebutuhan udara

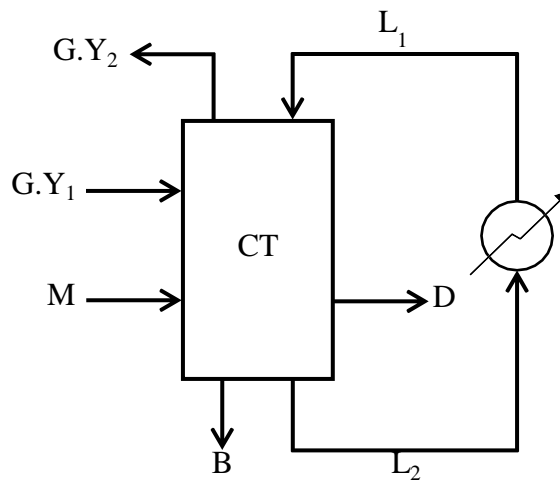
Kebutuhan udara diperoleh dengan cara membuat neraca massa dan neraca panas. Dirancang :

Suhu keluaran maksimum = 35 °C = 308 K

Kelembaban relatif = 100%

Rasio uap air/massa udara, (Y₂) = 0,037 $\frac{\text{kg}}{\text{kg udara}}$

Neraca massa



Gambar 3. Skema neraca massa

Kecepatan massa masuk – Kecepatan massa kelu = Akumulasi

Pada keadaan tunak, akumulasi = 0

$$G.Y_1 + L_1 + M - G.Y_2 - B - L_2 - D = 0$$

$$G(Y_1 - Y_2) + L_1 - L_2 + M - B - D = 0$$

Karena L₁ = L₂, maka

$$G(Y_1 - Y_2) + M - B - D = 0 \dots\dots\dots 1$$

Apabila :

$$B = \frac{G(Y_2 - Y_1) - (\text{Cycle} - 1) D}{(\text{Cycle} - 1)}$$

Berdasarkan Perry's 7th edition, 1997, halaman 12-17, cycle of concentration (COC) berkisar antara 3 sampai 5, dipilih COC = 5, sehingga :

$$B = \frac{G(Y_1 - Y_2) - 4.D}{4} \dots\dots\dots 2$$

Substitusikan persamaan (2) ke persamaan (1), maka :

$$G(Y_1 - Y_2) + M - \frac{G(Y_2 - Y_1) - 4.D}{4} - D = 0$$

$$G(Y_1 - Y_2) + M - \frac{G(Y_2 - Y_1) - 4.D}{4} = 0 \dots\dots\dots 3$$

Persamaan di atas disusun ulang sehingga menjadi :

$$5G(Y_1 - Y_2) + 4M = 0$$

$$M = 1,25G(Y_2 - Y_1) \dots\dots\dots 4$$

Keterangan :

G : Kecepatan massa udara basis kering (kg/jam)

L₁ : Kecepatan massa air masuk *cooling tower* (kg/jam)

L₂ : Kecepatan massa air keluar *cooling tower* (kg/jam)

Y₁ : Rasio massa uap air/massa udara basis kering masuk (kg/kg)

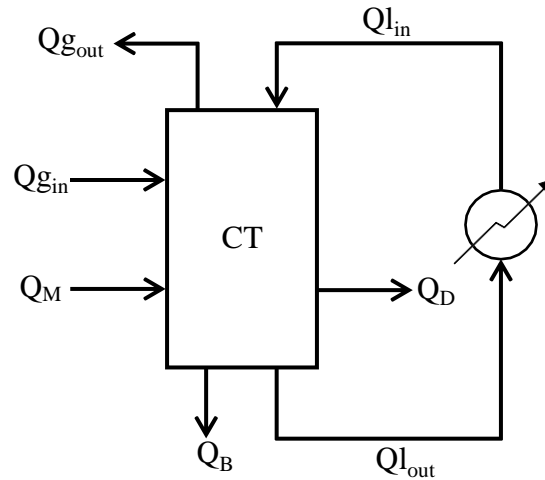
Y₂ : Rasio massa uap air/massa udara basis kering keluar (kg/kg)

M : Kecepatan massa air *make up* (kg/jam)

B : Kecepatan massa air *blowdown* (kg/jam)

D : Kecepatan massa air *drift loss* (kg/jam)

Neraca panas



Gambar 4. Skema neraca panas

Pada keadaan tunak, akumulasi = 0

$$Q_{g_{in}} + Q_{l_{in}} + Q_M - Q_{g_{out}} - Q_{l_{out}} - Q_B - Q_D = 0 \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

- $Q_{g_{in}}$: Panas yang dibawa oleh udara masuk (kJ/jam)
- $Q_{g_{out}}$: Panas yang dibawa oleh udara keluar (kJ/jam)
- $Q_{l_{in}}$: Panas yang dibawa oleh air masuk (kJ/jam)
- $Q_{l_{out}}$: Panas yang dibawa oleh air keluar (kJ/jam)
- Q_M : Panas yang dibawa oleh air *make up* (kJ/jam)
- Q_D : Panas yang dibawa oleh air *drift loss* (kJ/jam)
- Q_B : Panas yang dibawa oleh air *blowdown* (kJ/jam)

Panas yang dibawa oleh udara masuk

$$Q_{g_{in}} = G (1 + Y_1) (C_{p_u} + Y_1 \cdot C_{p_{uap}}) (T_{g1} - T_{reff})$$

Keterangan :

G = Kecepatan massa udara

$$\begin{aligned} C_{p_u} &= \text{Kapasitas panas udara} \\ &= 1,008 \text{ kJ/kg.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{p_{uap}} &= \text{Kapasitas panas uap air} \\ &= 1,884 \text{ kJ/kg.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{\text{reff}} &= \text{Suhu referensi} \\ &= 298 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{g_1} &= \text{Suhu udara masuk} \\ &= 303 \text{ K} \end{aligned}$$

$$Y_1 = 0,019 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg udara}}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} Q_{g_{in}} &= G \left(1 + 0,019 \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \right) \left(1,008 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}} + 0,019 \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \cdot 1,884 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}} \right) (303 - 298) \text{K} \\ &= 5,32 \cdot G \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \dots\dots\dots 8 \end{aligned}$$

Panas yang dibawa oleh udara keluar

$$Q_{g_{out}} = G (1 + Y_2) (C_{p_u} + Y_2 \cdot C_{p_{uap}}) (T_{g_2} - T_{\text{reff}}) + G \cdot H_{\text{vap}} \cdot Y_2$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} C_{p_u} &= \text{Kapasitas panas udara} \\ &= 1,008 \text{ kJ/kg.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{p_{uap}} &= \text{Kapasitas panas uap air} \\ &= 1,884 \text{ kJ/kg.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{\text{reff}} &= \text{Suhu referensi} \\ &= 298 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{g_2} &= \text{Suhu udara keluar} \\ &= 308 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{vap} &= \text{Panas laten penguapan air} \\ &= 2361,20 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$Y_2 = 0,037 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg udara}}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} Q_{g_{out}} &= G \left(1 + 0,019 \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \right) \left(1,008 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}} + 0,019 \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \cdot 1,884 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}} \right) (303 - 298) \text{K} \\ &\quad + G \cdot 23161,20 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}} \cdot 0,019 \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \\ &= 98,54 \cdot G \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \dots\dots\dots 9 \end{aligned}$$

Panas yang dibawa oleh air masuk

$$Q_{l_{in}} = L_1 \times C_{p1} \times (T_{l1} - T_{reff}) \dots\dots\dots 10$$

Keterangan :

L_1 = Kecepatan massa air masuk

C_{p1} = Kapasitas panas air masuk

T_{l1} = Suhu air masuk = 316 K

Sehingga :

$$\begin{aligned} Q_{l_{in}} &= 218396,01 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{\text{kmol}}{18 \cdot \text{kg}} \times 75,23 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}} \times (316 \text{ K} - 298 \text{K}) \\ &= 16076442,69 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa oleh air keluar

$$Q_{l_{out}} = L_2 \times C_{p2} \times (T_{l2} - T_{reff}) \dots\dots\dots 11$$

Keterangan :

L_2 = Kecepatan massa air keluar, ($L_2 = L_1 = L$)

C_{p2} = Kapasitas panas air keluar

T_{l2} = Suhu air keluar = 303 K

Sehingga :

$$Q_{lout} = 218396,01 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{\text{kmol}}{18 \cdot \text{kg}} \times 75,45 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}} \times (303 \text{ K} - 298\text{K})$$

$$= 4574484,69 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

Panas yang dibawa oleh air *drift loss* keluar

$$Q_D = D \times C_{p2} \times (T_{l2} - T_{reff}) \dots \dots \dots 12$$

Keterangan :

D = Kecepatan massa air *drift loss*

C_{p2} = Kapasitas panas air keluar

T_{l2} = Suhu air keluar = 303 K

Berdasarkan Perry's 7th edition, 1997, halaman 12-20, untuk *mechanical induced draft cooling tower* , diambil *drift loss* sebesar 0,02% dari umpan masuk, sehingga :

$$D = 0,02\% \times L_1 \dots \dots \dots 13$$

$$= 0,02\% \times 218396,01 \text{ kg/jam}$$

$$= 43,68 \text{ kg/jam}$$

Sehingga :

$$Q_D = 43,68 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{\text{kmol}}{18 \cdot \text{kg}} \times 75,45 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}} \times (303 \text{ K} - 298\text{K})$$

$$= 914,90 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

Panas yang dibawa oleh air *blowdown* keluar

$$Q_B = B \times C_{p2} \times (T_{l2} - T_{reff}) \dots \dots \dots 14$$

Keterangan :

B = Kecepatan massa air *blowdown*

Cp₂ = Kapasitas panas air keluar

Tl₂ = Suhu air keluar= 303 K

$$\begin{aligned}
 B &= \frac{G(Y_1 - Y_2) - 4.D}{4} \\
 &= 0,25 G (Y_1 - Y_2) - D \dots\dots\dots 15 \\
 &= 0,25 G (0,037 - 0,019) \frac{\text{kg}}{\text{jam}} - 43,68 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \\
 &= 0,0045 \cdot G - 43,68 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 Q_B &= \left(0,0045 G - 43,68 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right) \times \frac{\text{kmol}}{18 \cdot \text{kg}} \times 75,45 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}} \times (303 - 298) \text{K} \\
 &= 0,09 \cdot G \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} - 914,90 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \dots\dots\dots 16
 \end{aligned}$$

Panas yang dibawa oleh air *make up* masuk

$$Q_M = M \times C_{p1} \times (T_{l1} - T_{\text{reff}}) \dots\dots\dots 17$$

Keterangan :

M = Kecepatan massa air *make up*

Cp₂ = Kapasitas panas air keluar

Tl₁ = Suhu air *make up* masuk = 303 K

$$\begin{aligned}
 M &= 1,25 G (Y_2 - Y_1) \\
 &= 1,25 G (0,037 - 0,019) \text{ kg/kg} \\
 &= 0,023 \cdot G \dots\dots\dots 18
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 Q_M &= 0,023 \text{ G} \times \frac{\text{kmol}}{18 \cdot \text{kg}} \times 75,45 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}} \times (303 \text{ K} - 298\text{K}) \\
 &= 0,47 \cdot \text{G} \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \dots\dots\dots 19
 \end{aligned}$$

Sehingga neraca panas di *cooling tower* :

$$Q_{g_{in}} + Q_{l_{in}} + Q_M - Q_{g_{out}} - Q_{l_{out}} - Q_B - Q_D = 0$$

$$5,32 \cdot \text{G} \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 16076442,69 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} + 0,47 \cdot \text{G} \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} - 98,54 \cdot \text{G} \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$-4574484,69 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} - 0,09 \cdot \text{G} \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 914,90 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} - 914,90 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 0$$

$$-92,85 \cdot \text{G} \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 11501958,00 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} = 0$$

$$92,85 \cdot \text{G} \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 11501958,00 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

$$\text{G} = 123883,31 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Sehingga kebutuhan udara , G = 123883,31 kg/jam

Substitusi persamaan G pada persamaan 18

$$\begin{aligned}
 M &= 0,023 \cdot \text{G} \\
 &= 0,023 \times 123883,31 \text{ kg/jam} \\
 &= 2787,37 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

2. Neraca Panas

Neraca panas total :

Kecepatan massa masuk – Kecepatan massa keluar = Akumulasi

$$Q_{g_{in}} + Q_{l_{in}} + Q_M - Q_{g_{out}} - Q_{l_{out}} - Q_B - Q_D = 0$$

$$Q_{g_{in}} + Q_{l_{in}} + Q_M = Q_{g_{out}} + Q_{l_{out}} + Q_B + Q_D$$

a. Panas yang dibawa oleh udara masuk

$$\begin{aligned} Q_{g_{in}} &= 5,32 \cdot G \text{ kJ/kg} \\ &= 5,32 \times 123883,31 \text{ kg/jam} \times \text{kJ/kg} \\ &= 658828,89 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

b. Panas yang dibawa oleh udara keluar

$$\begin{aligned} Q_{g_{out}} &= 98,54 \cdot G \text{ kJ/kg} \\ &= 98,54 \times 123883,31 \text{ kg/jam} \times \text{kJ/kg} \\ &= 12207493,98 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

c. Panas yang dibawa oleh air masuk

$$\begin{aligned} Q_{l_{in}} &= L_1 \times C_{p1} \times (T_{l1} - T_{ref}) \\ &= 218396,01 \text{ kg/jam} \times (\text{kmol}/18 \text{ kg}) \times 75,23 \text{ kJ}/(\text{kmol.K}) \times (316-298)\text{K} \\ &= 16076442,69 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

d. Panas yang dibawa oleh air keluar

$$\begin{aligned} Q_{l_{out}} &= L_2 \times C_{p2} \times (T_{l2} - T_{ref}) \\ &= 218396,01 \text{ kg/jam} \times (\text{kmol}/18 \text{ kg}) \times 75,45 \text{ kJ}/(\text{kmol.K}) \times (303-298)\text{K} \\ &= 4574484,69 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

e. Panas yang dibawa oleh air *make up* masuk

$$\begin{aligned} Q_M &= M \times C_{p1} \times (T_{l1} - T_{ref}) \\ &= 2787,37 \text{ kg/jam} \times (\text{kmol}/18 \text{ kg}) \times 75,45 \text{ kJ}/(\text{kmol.K}) \times (303-298)\text{K} \\ &= 58383,86 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

f. Panas yang dibawa oleh air *blowdown* keluar

$$\begin{aligned} Q_B &= B \times C_{p1} \times (T_{l1} - T_{ref}) \\ &= 513,80 \text{ kg/jam} \times (\text{kmol}/18 \text{ kg}) \times 75,45 \text{ kJ}/(\text{kmol.K}) \times (303-298)\text{K} \\ &= 10761,88 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

g. Panas yang dibawa oleh air *drift loss* keluar

$$\begin{aligned} Q_D &= D \times C_{p1} \times (T_{l1} - T_{ref}) \\ &= 43,68 \text{ kg/jam} \times (\text{kmol}/18 \text{ kg}) \times 75,45 \text{ kJ}/(\text{kmol.K}) \times (303-298)\text{K} \\ &= 914,90 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Sehingga neraca panas pada *cooling tower* :

Tabel 2. Neraca panas pada *cooling tower*

| | Masuk (kJ/jam) | Keluar (kJ/jam) |
|---------------|--------------------|--------------------|
| $Q_{g_{in}}$ | 658828,89 | |
| $Q_{g_{out}}$ | | 12207493,98 |
| $Q_{l_{in}}$ | 16076442,69 | |
| $Q_{l_{out}}$ | | 4574484,69 |
| Q_M | 58383,86 | |
| Q_B | | 10761,88 |
| Q_D | | 914,90 |
| Total | 16793655,44 | 16793655,44 |

3. Kebutuhan Air *Make-Up*

a. *Evaporated Loss*

$$\begin{aligned}
 W_e &= G (Y_2 - Y_1) \dots \dots \dots 20 \\
 &= 123883,31 \text{ kg/jam } (0,037-0,019) \text{ kg/kg} \\
 &= 2229,90 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

b. *Drift Loss*

Untuk *mechanical induced draft cooling tower*, diambil *drift loss* sebesar 0,02%. Berdasarkan Perry's 7th edition, 1997, halaman 12-20, diperoleh :

$$\begin{aligned}
 W_d &= 0,02\% \times L_1 \\
 &= 0,02\% \times 218396,01 \text{ kg/jam} \\
 &= 43,68 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

c. *Air Blowdown*

$$\begin{aligned}
 W_b &= 0,25 W_e - D \\
 &= 0,25 \times 2229,90 \text{ kg/jam} - 43,68 \text{ kg/jam} \\
 &= 513,80 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Sehingga kebutuhan air *make-up*

$$\text{Air make-up} = W_e + W_d + W_b$$

$$= 4301,53 \text{ kg/jam} + 43,25 \text{ kg/jam} + 1032,13 \text{ kg/jam}$$

$$= 2787,37 \text{ kg/jam}$$

4. Ukuran *Cooling Tower*

Luas penampang

Luas penampang yang diperlukan dihitung berdasarkan fluks volume air yang diperoleh dari Fig. 12-17, Perry's 7th edition, 1997 halaman 12-16.

$$\text{Fluks volume} = 2 \text{ gallon}/(\text{menit.ft}^2)$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan volume air dalam } \textit{cooling tower} &= \frac{218396,01 \text{ kg/jam}}{1023,01 \text{ kg/m}^3} \dots\dots\dots 21 \\ &= 213,48 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 939,94 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang, A} &= \frac{939,94 \text{ gpm}}{2 \text{ gallon}/(\text{menit.ft}^2)} \dots\dots\dots 22 \\ &= 469,97 \text{ ft}^2 \\ &= 43,66 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \dots\dots\dots 23$$

$$\begin{aligned} D &= \sqrt{\frac{4 \times 43,66 \text{ m}^2}{3,14}} \\ &= 7,46 \text{ m} \\ &= 24,46 \text{ ft} \end{aligned}$$

Berdasarkan Perry's 7th edition, 1997 halaman 12-16, tinggi *cooling tower* :

$$\begin{aligned} H_t &= 30,00 \text{ ft} \\ &= 9,14 \text{ m} \end{aligned}$$

5. Menghitung Daya Penggerak

Daya penggerak yang digunakan :

$$P = 0,441 \text{ Hp/m}^2 \quad (\text{Perry's, 7th edition , halaman 12-17})$$

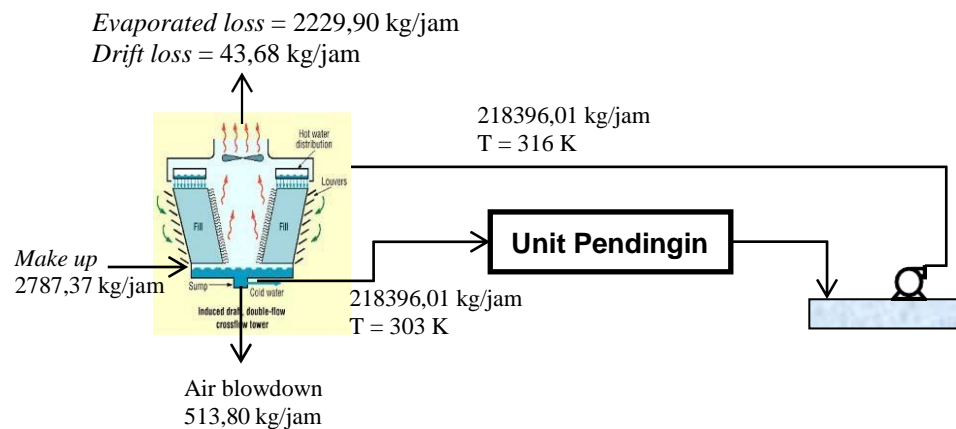
$$\begin{aligned} \text{Power} &= 43,66 \text{ m}^2 \times 0,441 \text{ Hp/m}^2 \\ &= 19,25 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Motor standar yang dipilih :

$$\text{Power} = 20 \text{ Hp}$$

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.



Neraca massa pada *cooling tower*

| Masuk | | Keluar | |
|--------------------|------------------|-------------------|------------------|
| Air masuk | 218396,01 | Air keluar | 218396,01 |
| Air <i>make up</i> | 2787,37 | <i>Blowdown</i> | 513,80 |
| Udara masuk | 123883,31 | <i>Drift loss</i> | 43,68 |
| Air dari udara | 2353,78 | Air menguap | 2229,90 |
| | | Udara keluar | 123883,31 |
| | | Air dari udara | 2353,78 |
| Total | 347420,49 | Total | 347420,49 |

KESIMPULAN

Fungsi : Memulihkan suhu air bekas pendingin sebanyak 216242,34 kg/jam dari 43°C sampai 30°C dengan menggunakan udara sebagai media pendingin.

Jenis alat : *Cooling tower induced draft*

Kadar uap air pada udara = 0,037 kg/kg

Kebutuhan udara, G = 123883,31 kg/jam

Dimensi *cooling tower* =

Luas penampang, A = 43,66 m²

Diameter, D = 7,46 m

Tinggi, Ht = 9,14 m

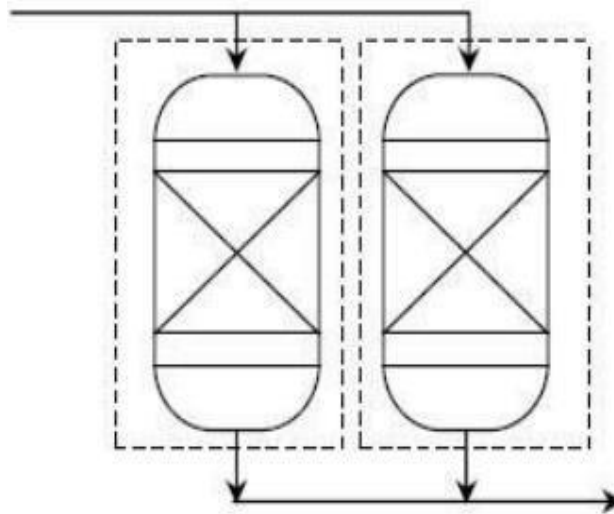
Daya penggerak, W = 20 Hp

KATION EXCHANGER**KE-01**

Tugas : Menghilangkan ion-ion positif yang masih terbawa dari tangki air bersih

Jenis alat Tangki silinder tegak

Jenis resin C300 dengan notasi RH₂



Gambar 1. *Kation exchanger*

Data :

Kecepatan massa air = 24,91 kg/jam

Rapat massa air = 1023,01 kg/m³

Konsentrasi ion positif air umpa = 63 ppm

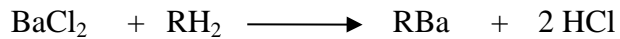
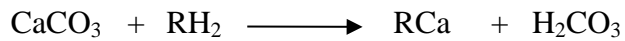
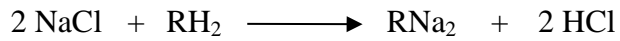
Konsentrasi jenuh resin = 65 ppm

Efisiensi kerja resin = 95%

Konsentrasi ion terikat resin = 95% x 65 ppm

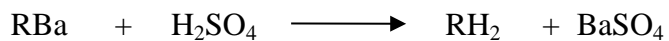
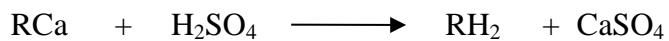
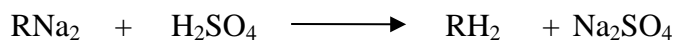
= 61,75 ppm

Reaksi yang terjadi :



Apabila resin, sudah jenuh pencucian dilakukan dengan larutan H_2SO_4 2%.

Reaksi yang terjadi pada saat regenerasi :



Kebutuhan H_2SO_4 untuk regenerasi dapat diperkirakan sebagai berikut :

$$\text{Kesadahan tingkat resin} = 61,75 \text{ ppm} \times Q \dots\dots\dots 1$$

$$= 61,75 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1 \times 10^6 \text{ mg}} \times \frac{24,91 \text{ kg/jam}}{1,0230 \text{ kg/L}}$$

$$= 0,0015 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ yang diperlukan} = 0,0015 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{\text{BM H}_2\text{SO}_4}{\text{BM CaCO}_3} \dots\dots\dots 2$$

$$= 0,0015 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{98 \text{ kg/kmol}}{100 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 0,0015 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 11,67 \frac{\text{kg}}{\text{tahun}}$$

$$\begin{aligned} \text{Debit air} &= \frac{24,91 \text{ kg/jam}}{1023,01 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,0243 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,1072 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Dari tabel 7, Powell, 1954, halaman 186 diketahui kecepatan per luas penampang bed yang biasa dipakai berkisar antara 3-10 gpm/ft². Dipilih :

$$\text{Kecepatan} = 3 \text{ gpm/ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang, A} &= \frac{0,1072 \text{ gpm}}{3 \text{ gpm/ft}^2} \\ &= 0,04 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Diperkirakan waktu regenerasi 7 hari atau 168 jam.

$$\text{Kapasitas resin} = 2 \text{ kg/ft}^3 \text{ (Powel, S. T., 1954, halaman 187)}$$

$$\begin{aligned} \text{Kesadahan terikat} &= 0,0015 \text{ kg/jam} \times 168 \text{ jam} \\ &= 0,253 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume resin} &= \frac{0,253 \text{ kg}}{2 \text{ kg/ft}^3} \\ &= 0,126 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Dipakai 2 tangki penukar kation yang bekerja secara bergantian.

Diameter kation:

$$\begin{aligned} D &= \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \dots\dots\dots 3 \\ &= \sqrt{\frac{4 \cdot 0,04 \text{ ft}^2}{3,14}} \\ &= 0,21 \text{ ft} \\ &= 0,07 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bed resin} &= \frac{4 \times V}{\pi \times D^2} \dots\dots\dots 4 \\ &= \frac{4 \times 0,126 \text{ ft}^3}{3,14 \times 0,21 \text{ ft}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi bed resin} &= 0,75 \text{ ft} \\ &= 0,23 \text{ m}\end{aligned}$$

Tinggi Tangki

Tinggi tangki dirancang 20% lebih tinggi dari resin, sehingga :

$$\begin{aligned}H &= 120\% \times 0,23 \text{ m} \\ &= 0,28 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki kation} &= \frac{\pi \cdot D^2}{4} H \dots\dots\dots 5 \\ &= \frac{3,14 \times (0,07 \text{ m})^2}{4} \times 0,28 \text{ m} \\ &= 0,0009 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Bahan konstruksi dipilih *carbon steel* .

KESIMPULAN**KE-01**

Tugas : Menghilangkan ion-ion positif yang masih terbawa dari tangki air bersih

Jenis alat : Tangki silinder tegak

Waktu regenerasi = 7 hari

Luas penampang = 0,04 ft²

Diameter = 0,07 m

Tinggi bed resin = 0,23 m

Tinggi tangki = 0,28 m

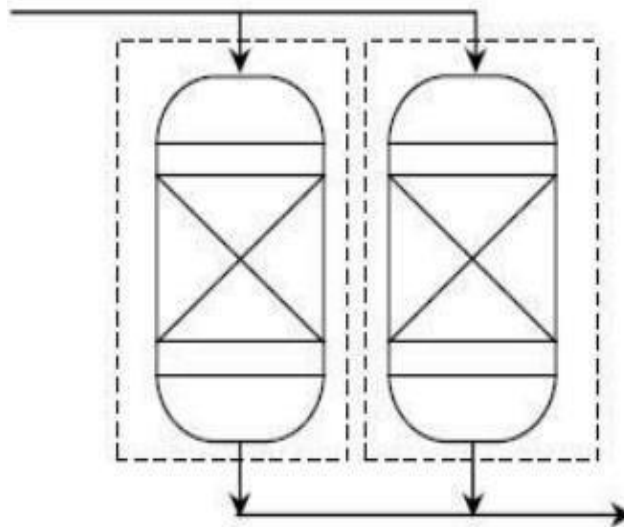
Volume tangki = 0,0009 m²

ANION EXCHANGER**AE-01**

Tugas :Menghilangkan ion-ion negatif yang masih terbawa dari tangki air bersih

Jenis alat Tangki silinder tegak

Jenis resin C500 dengan notasi $R(OH)_2$



Gambar 1. Anion exchanger

Data :

Kecepatan massa air = 24,91 kg/jam

Rapat massa air = 1023,01 kg/m³

Konsentrasi ion positif air umpa= 63 ppm

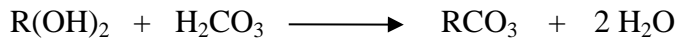
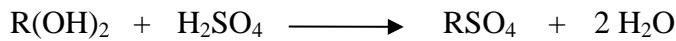
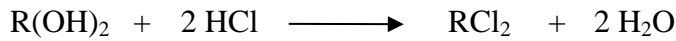
Konsentrasi jenuh resin = 65 ppm

Efisiensi kerja resin = 95%

Konsentrasi ion terikat resin = 95% x 65 ppm

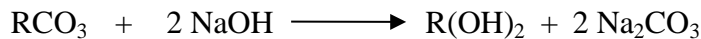
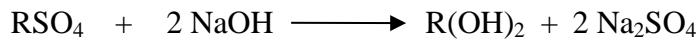
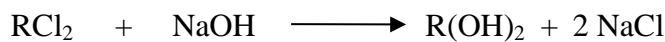
= 61,75 ppm

Reaksi yang terjadi :



Apabila resin, sudah jenuh pencucian dilakukan dengan larutan NaOH 4%.

Reaksi yang terjadi pada saat regenerasi :



Kebutuhan NaOH untuk regenerasi dapat diperkirakan sebagai berikut :

$$\text{Kesadahan tingkat resin} = 61,75 \text{ ppm} \times Q \dots\dots\dots 1$$

$$= 61,75 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1 \times 10^6 \text{ mg}} \times \frac{24,91 \text{ kg/jam}}{1,0230 \text{ kg/L}}$$

$$= 0,0015 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$\text{NaOH yang diperlukan} = 0,0015 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{\text{BM NaOH} \dots\dots\dots 2}{\text{BM CaCO}_3}$$

$$= 0,0015 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{40 \text{ kg/kmol}}{100 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 0,0006 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 4,76 \frac{\text{kg}}{\text{tahun}}$$

$$\begin{aligned} \text{Debit air} &= \frac{24,91 \text{ kg/jam}}{1023,01 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,0243 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,1072 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Dari tabel 7, Powell, 1954, halaman 186 diketahui kecepatan per luas penampang bed yang biasa dipakai berkisar antara 3-10 gpm/ft². Dipilih :

$$\text{Kecepatan} = 3 \text{ gpm/ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang, A} &= \frac{0,1072 \text{ gpm}}{3 \text{ gpm/ft}^2} \\ &= 0,04 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Diperkirakan waktu regenerasi 7 hari atau 168 jam.

$$\text{Kapasitas resin} = 2 \text{ kg/ft}^3 \text{ (Powel, S. T., 1954, halaman 187)}$$

$$\begin{aligned} \text{Kesadahan terikat} &= 0,0015 \text{ kg/jam} \times 168 \text{ jam} \\ &= 0,253 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume resin} &= \frac{0,253 \text{ kg}}{2 \text{ kg/ft}^3} \\ &= 0,126 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Dipakai 2 tangki penukar anion yang bekerja secara bergantian.

Diameter anion :

$$\begin{aligned} D &= \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \dots\dots\dots 3 \\ &= \sqrt{\frac{4 \cdot 0,04 \text{ ft}^2}{3,14}} \\ &= 0,21 \text{ ft} \\ &= 0,07 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bed resin} &= \frac{4 \times V}{\pi \times D^2} \dots\dots\dots 4 \\ &= \frac{4 \times 0,126 \text{ ft}^3}{3,14 \times 0,21 \text{ ft}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi bed resin} &= 0,75 \text{ ft} \\ &= 0,23 \text{ m}\end{aligned}$$

Tinggi Tangki

Tinggi tangki dirancang 20% lebih tinggi dari resin, sehingga :

$$\begin{aligned}H &= 120\% \times 0,23 \text{ m} \\ &= 0,28 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki aation} &= \frac{\pi \cdot D^2}{4} H \dots\dots\dots 5 \\ &= \frac{3,14 \times (0,07 \text{ m})^2}{4} \times 0,28 \text{ m} \\ &= 0,0009 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Bahan konstruksi dipilih *carbon steel* .

KESIMPULAN**AE-01**

Tugas : Menghilangkan ion-ion negatif yang masih terbawa dari tangki air bersih

Jenis alat : Tangki silinder tegak

Waktu regenerasi = 7 hari

Luas penampang = 0,04 ft²

Diameter = 0,07 m

Tinggi bed resin = 0,23 m

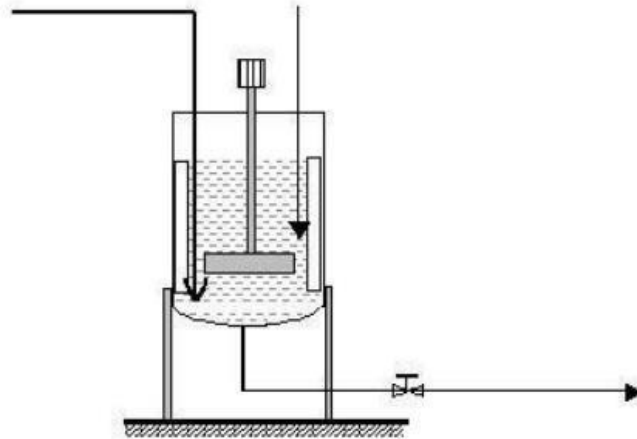
Tinggi tangki = 0,28 m

Volume tangki = 0,0009 m²

TANGKI H₂SO₄**TU-05**

Tugas : Melarutkan asam sulfat untuk regenerasi penukar ion.

Jenis alat : Tangki silinder tegak



Gambar 1. Tangki H₂SO₄ (TU-05)

Data :

Suhu operasi, $T = 30,00\text{ }^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$

Tekanan, $P = 1\text{ atm}$

Rapat massa, $\rho = 1023,01\text{ kg/m}^3$

1. Kebutuhan H₂SO₄

Dari hasil perhitungan kation *exchanger*, diperoleh asam sulfat yang diperlukan sebanyak $0,0015\text{ kg/jam} = 1,0608\text{ kg/bulan}$.

2. Massa Air

Larutan H₂SO₄ dibuat dengan kadar 2%.

$$\begin{aligned} \text{Massa air} &= \frac{98\%}{2\%} \times 1,0608 \frac{\text{kg}}{\text{bulan}} \\ &= 51,98 \text{ kg} \end{aligned}$$

3. Volume Larutan

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= \frac{\text{massa larutan} \dots\dots\dots 1}{\text{densitas larutan}} \\ &= \frac{1,06 \text{ kg} + 51,98 \text{ kg}}{1023,01 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,05 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

4. Volume Tangki

Dirancang angka keamanan 20%

$$\begin{aligned} V_t &= 120\% \times \text{Volume larutan} \dots\dots\dots 2 \\ &= 120\% \times 0,05 \text{ m}^3 \\ &= 0,06 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

5. Dimensi Tangki

Karena tangki berukuran kecil, maka $H : D = H : 1$. Sehingga :

$$\frac{\pi \cdot D^2}{4} H = V_t \dots\dots\dots 3$$

$$\frac{\pi \cdot D^3}{4} = V_t$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 0,06 \text{ m}^3}{\pi}}$$

$$D = 0,43 \text{ m}$$

$$H = 0,43 \text{ m}$$

KESIMPULAN**T-05**

Tugas : Melarutakan asam sulfat untuk regenerasi penukar ion.

Jenis alat : Tangki silinder tegak

Waktu penyimpanan = 30 hari

Volume tangki = 0,06 m³

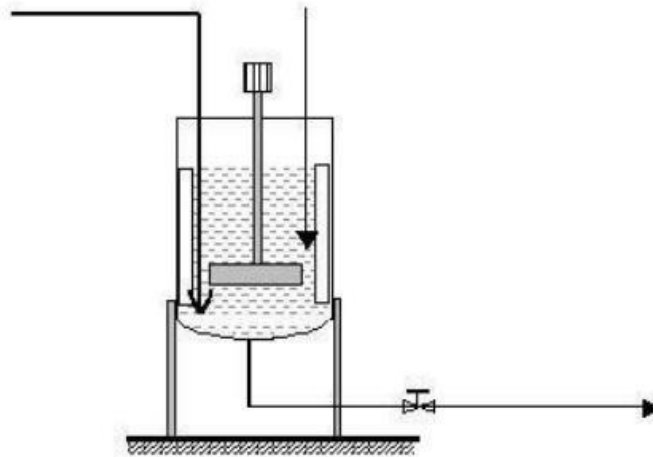
Diameter tangki = 0,43 m

Tinggi tangki = 0,43 m

TANGKI NaOH**TU-06**

Tugas : Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar ion.

Jenis alat : Tangki silinder tegak



Gambar 1. Tangki NaOH (TU-06)

Data :

Suhu operasi, $T = 30,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$

Tekanan, $P = 1 \text{ atm}$

Rapat massa, $\rho = 1023,01 \text{ kg/m}^3$

1. Kebutuhan H_2SO_4

Dari hasil perhitungan kation *exchanger*, diperoleh NaOH yang diperlukan sebanyak $0,00065 \text{ kg/jam} = 0,4330 \text{ kg/bulan}$.

2. Massa Air

Larutan NaOH dibuat dengan kadar 4%.

$$\begin{aligned} \text{Massa air} &= \frac{98\%}{4\%} \times 0,4330 \frac{\text{kg}}{\text{bulan}} \\ &= 10,61 \text{ kg} \end{aligned}$$

3. Volume Larutan

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= \frac{\text{massa larutan}}{\text{densitas larutan}} \dots\dots\dots 1 \\ &= \frac{0,43 \text{ kg} + 10,61 \text{ kg}}{1023,01 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,01 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

4. Volume Tangki

Dirancang angka keamanan 20%

$$\begin{aligned} V_t &= 120\% \times \text{Volume larutan} \dots\dots\dots 2 \\ &= 120\% \times 0,01 \text{ m}^3 \\ &= 0,01 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

5. Dimensi Tangki

Karena tangki berukuran kecil, maka $H : D = H : 1$. Sehingga :

$$\begin{aligned} \frac{\pi \cdot D^2}{4} H &= V_t \dots\dots\dots 3 \\ \frac{\pi \cdot D^3}{4} &= V_t \\ D &= \sqrt[3]{\frac{4 \times 0,01 \text{ m}^3}{3,14}} \\ D &= 0,25 \text{ m} \\ H &= 0,25 \text{ m} \end{aligned}$$

KESIMPULAN**T-06**

Tugas : Melarutakan asam sulfat untuk regenerasi penukar ion.

Jenis alat : Tangki silinder tegak

Waktu penyimpana = 30 hari

Volume tangki = 0,01 m³

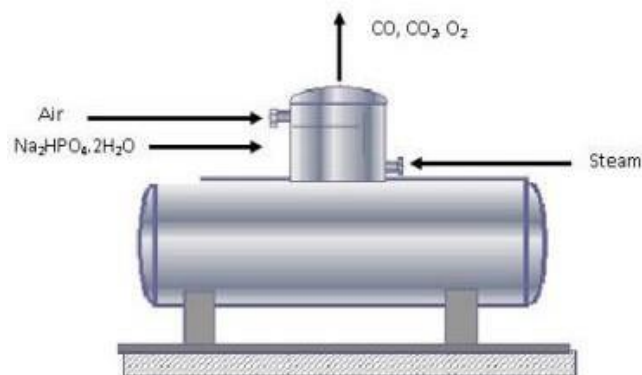
Diameter tangki = 0,25 m

Tinggi tangki = 0,25 m

DEAERATOR**D-01**

Tugas : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air seperti CO, O₂, dan CO₂.

Bentuk : Silinder tegak yang berisi bahan isian yang dapat mencegah terjadinya korosi dan kerak, di mana air disemprotkan dari atas dan steam dialirkan dari bawah secara *countercurrent* .



Gambar 1. Deaereter (D-01)

Data umpan air *make up* :

Suhu operasi, T = 30 °C = 303,00 K

Tekanan, P = 1 atr

Kecepatan massa = 24,91 kg/jam

Rapat massa, ρ = 1023,01 kg/m³

Data steam masuk deaerator

Suhu operasi, T = 120,00 °C = 393,00 K

Tekanan, P = 1,96 atm

Kecepatan massa = 121,93 kg/jam

Bahan isianTipe = *Rasching Ring*Jenis = *Stone War*

Ukuran = 0,25 in

1. Mencari Suhu Air Masuk Deaerator**a. Neraca Massa**

| Arus | Masuk | | Keluar | |
|--------------------|---------------|-------------|---------|----------|
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| <i>Air make-up</i> | 24,91 | 1,38 | 146,834 | 8,157 |
| Tangki Kondensat | 121,93 | 6,77 | | |
| Total | 146,83 | 8,16 | | |

b. Neraca Panas**Masuk**

Treff = 25 °C = 298,00 K

| Arus | kmol/jam | Suhu (K) | Cpi.dT | fi.Cpi.dT |
|--------------------|----------|----------|---------|-----------------|
| <i>Air make-up</i> | 1,38 | 303,00 | 377,50 | 522,36 |
| Tangki Kondensat | 6,77 | 393,00 | 7160,01 | 48499,92 |
| Panas Total | | | | 49022,28 |

Keluar

Treff = 25 °C = 298,00 K

| Arus | kmol/jam | Suhu (K) | Cpi.dT | fi.Cpi.dT |
|--------------------|----------|----------|---------|-----------------|
| Keluar | 8,16 | 377,85 | 6009,51 | 49022,28 |
| Panas Total | | | | 49022,28 |

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{masuk}} - Q_{\text{keluar}} &= 0 \dots\dots\dots 1 \\
 49022,28 - 49022,28 &= 0
 \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{Suhu umpan deaerator} = 377,85 \text{ K} = 104,85 \text{ }^\circ\text{C}$$

c. Beban Panas

$$T_{\text{masuk}} = 104,85 \text{ }^\circ\text{C} = 377,85 \text{ K}$$

$$T_{\text{keluar}} = 120,00 \text{ }^\circ\text{C} = 393,00 \text{ K}$$

| Komponen | kmol/jam | C _{pi} .dT | fi.C _{pi} .dT |
|--------------------|----------|---------------------|------------------------|
| H ₂ O | 8,1575 | 1150,51 | 9385,19 |
| Panas Total | | | 9385,19 |

2. Media Panas

Sebagai media pemanas dipakai steam jenuh

Data steam diperoleh dari appendix A-2, Geankoplis, C. J., 1993.

$$\text{Jenis} = \text{Saturated Steam}$$

$$\text{Tekanan, P} = 1,96 \text{ atm} =$$

$$\text{Suhu masuk (T}_1\text{)} = 120,00 \text{ }^\circ\text{C} = 393,00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar (T}_2\text{)} = 120,00 \text{ }^\circ\text{C} = 393,00 \text{ K}$$

$$\text{Entalpi uap (H}_v\text{)} = 2706,3 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Entalpi cair (H}_l\text{)} = 503,71 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Volume spesifik} = 0,8913 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$\text{Densitas} = 1,1220 \text{ kg/m}^3$$

Panas laten pengembunan

$$\begin{aligned}
 H_{fv} &= H_v - H_l \dots\dots\dots 2 \\
 &= 2706,30 \text{ kJ/kg} - 503,71 \text{ kJ/kg} \\
 &= 2202,59 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

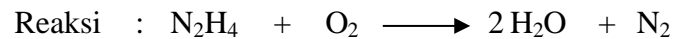
Massa *Steam* yang Digunakan

$$\begin{aligned} \text{Massa steam} &= \frac{Q_s}{H_{fv}} \dots\dots\dots 3 \\ &= \frac{9385,19 \text{ kJ/jam}}{2202,59 \text{ kJ/kg}} \\ &= 4,26 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3. Hidrazin dan NaHPO₄

Untuk mencegah terjadinya korosi dan kerak pada boiler maka ditambahkan zat-zat berikut :

a. Hidrazin (N₂H₄)



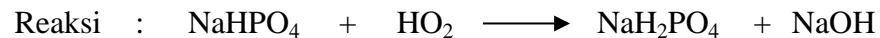
Fungsi = Untuk menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi pada Boiler.

Kadar = 5 ppm

Kebutuhan Hidrazin

$$\begin{aligned} &= 5 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \times \frac{1 \text{ kg}}{10^6 \text{ mg}} \times \frac{1}{1,0230 \text{ kg/L}} \times \frac{146,83 \text{ kg/jam}}{1,0230 \text{ kg/L}} \\ &= 0,0007 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. NaHPO₄



Fungsi = Untuk mencegah timbulnya kerak di boiler dengan kadar 12 - 17 ppm

Kadar = 15 ppm

Kebutuhan NaH₂PO₄

$$\begin{aligned} &= 15 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \times \frac{1 \text{ kg}}{10^6 \text{ mg}} \times \frac{1}{1,0230 \text{ kg/L}} \times \frac{146,83 \text{ kg/jam}}{1,0230 \text{ kg/L}} \\ &= 0,0022 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_a \text{ Total} &= 146,8342 \text{ kg/jam} + 0,0007 \text{ kg/jam} + 0,0022 \text{ kg/jam} \\
 &= 146,8371 \text{ kg/jam} \\
 &= 323,7203 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

4. Perhitungan dimensi bahan isian

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu tinggal} &= 0,0014 \text{ jam} \\
 W &= W_a \times \text{Waktu tinggal} \dots\dots\dots 4 \\
 &= 146,83706 \text{ kg/jam} \times 0,0014 \text{ jam} \\
 &= 0,2039 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan buku "Chemical Process Design Engineering and Economics", Silla (2003), *Superficial velocity* gas berkisar antara 0,005 - 1,0 m/s, dipilih :

$$\begin{aligned}
 \textit{Superficial velocity} &= 0,0050 \text{ m/s} \\
 &= 18 \text{ m/jam}
 \end{aligned}$$

Luas Penampang Deaerator

$$\begin{aligned}
 A_s &= \frac{Q}{G_t} \dots\dots\dots 5 \\
 &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho \times u} \\
 &= \frac{146,8371 \text{ kg/jam}}{1023,01 \text{ kg/m}^3 \times 18 \text{ m/jam}} \\
 &= 0,0080 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Diameter dan Tinggi

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A_s}{\pi}} \dots\dots\dots 6$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 0,0080 \text{ m}^2}{3,14}}$$

$$= 0,10 \text{ m}$$

Laju alir volumeterik

$$\frac{\text{Kebutuhan steam}}{\text{Densitas steam}} = \frac{4,26 \text{ kg/jam}}{1,1220 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 3,80 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume bahan isian} = \text{Kecepatan volume steam} \times \text{waktu tinggal} \dots\dots\dots 7$$

$$= 3,80 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,0014 \text{ jam}$$

$$= 0,0053 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi bahan isian} = \frac{0,0053 \text{ m}^3}{0,0080 \text{ m}^2}$$

$$= 0,66 \text{ m}$$

5. Diameter dan Tinggi Tangki

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{Volume cairan} = \frac{\text{Massa cairan}}{\text{Densitas cairan}} \times \text{Waktu tinggal} \dots\dots\dots 8$$

$$= \frac{146,83 \text{ kg/jam}}{1023,01 \text{ kg/m}^3} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 0,14 \text{ m}^3$$

Volume Tangki

Dirancang angka keamanan 20%

$$\begin{aligned}
 V_t &= 120\% \times \text{Volume Cairan} \dots\dots\dots 9 \\
 &= 120\% \times 0,14 \text{ m}^3 \\
 &= 0,17 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Rasio antara panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5 (Wallas, S. M., *Process Equipment Selection and Design" , Rule of Thumbs* , halaman XVIII, bagian *vessels*).

Dirancang $L : D = 3$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot L}{4} + 2 \frac{\pi \cdot D^3}{24} \dots\dots\dots 10$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot 3D}{4} + 2 \frac{\pi \cdot D^3}{24}$$

$$V_t = 3 \frac{\pi \cdot D^3}{4} + 2 \frac{\pi \cdot D^3}{24}$$

$$V_t = 5 \frac{\pi \cdot D^3}{6}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot V_t}{5 \cdot \pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot 0,17 \text{ m}^3}{5 \cdot 3,14}}$$

$$D = 0,40 \text{ m}$$

$$L = 1,21 \text{ m}$$

KESIMPULAN**D-01**

Tugas : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air seperti CO, O₂, dan CO₂.

Bentuk : Silinder tegak yang berisi bahan isian yang dapat mencegah terjadinya korosi dan kerak, di mana air disemprotkan dari atas dan steam dialirkan dari bawah secara *countercurrent* .

Air Masuk

Suhu = 104,85 °C

Tekanan = 1,96 atm

Kecepatan Massa = 24,91 kg/jam

Kebutuhan Steam

Kecepatan Massa = 4,26 kg/jam

Suhu = 120,00 °C

Diameter bahan isia = 0,10 m

Volume bahan isian = 0,0053 m³

Tinggi bahan isian = 0,66 m

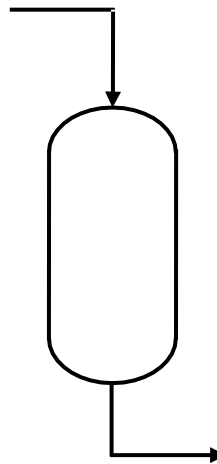
Diameter tangki = 0,40 m

Panjang tangki = 1,21 m

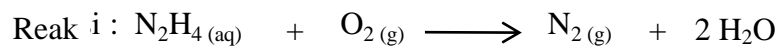
TANGKI HYDRAZIN (N₂H₄)
TU-07

Tugas : Membuat larutan hidrazin 5% yang diumpankan ke tangki umpan boiler untuk menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen, sehingga tidak terjadi korosi pada boiler.

Jenis : Tangki silinder tegak



Gambar 1. Tangki Hydrazin (TU-07)



1. Menghitung Volume Larutan Na₂H₄

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \text{ tahun}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa cairan} &= 0,0007 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times \frac{330 \text{ hari}}{1 \text{ bulan}} \\ &= 5,6838 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Volume cairan} = \frac{5,6838 \text{ kg}}{1023,01 \text{ kg/m}^3} = 0,0056 \text{ m}^3$$

2. Volume Tangki

Dirancang angka keamanan 20%.

$$\begin{aligned} V_t &= 120\% \times \text{Volume cairan} \dots\dots\dots 1 \\ &= 120\% \times 0,0056 \text{ m}^3 \\ &= 0,0067 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

3. Dimensi Tangki

Karena tangki berukuran kecil, maka $H : D = H : 1$. Sehingga :

$$\frac{\pi \cdot D^2}{4} H = V_t \dots\dots\dots 2$$

$$\frac{\pi \cdot D^3}{4} = V_t$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 0,0067 \text{ m}^3}{3,14}}$$

$$D = 0,20 \text{ m} = 8,03 \text{ in}$$

$$H = 0,20 \text{ m} = 8,03 \text{ in}$$

4. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *carbon steel SA-283 grade C*.

KESIMPULAN**T-07**

Tugas : Membuat larutan hidrazin 5% yang diumpankan ke tangki umpan boiler untulk menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen, sehingga tidak terjadi korosi pada boiler.

Jenis : Tangki silinder tegak

Volume cairan = 0,0056 m³

Volume tangki = 0,0067 m³

Diameter tangki = 0,20 m

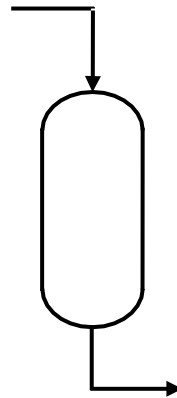
Tinggi tangki = 0,20 m

Bahan = *Carbon steel SA 283 grade C*

TANGKI Na₂H₄PO₄
TU-08

Tugas : Membuat larutan Na₂H₄PO₄ 5% untuk mencegah timbulnya kerak di boiler.

Jenis : Tangki silinder tegak



Gambar 1. Tangki Na₂H₂PO₄ (TU-08)

1. Menghitung Volume Larutan Na₂H₄

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \text{ tahun}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa cairan} &= 0,0022 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times \frac{330 \text{ hari}}{1 \text{ bulan}} \\ &= 17,05 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan} &= \frac{17,05 \text{ kg}}{1023,01 \text{ kg/m}^3} = 0,0167 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Volume Tangki

Dirancang angka keamanan 20%.

$$\begin{aligned} V_t &= 120\% \times \text{Volume cairan} \dots\dots\dots 1 \\ &= 120\% \times 0,0167 \text{ m}^3 \\ &= 0,02 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

3. Dimensi Tangki

Karena tangki berukuran kecil, maka $H : D = H : 1$. Sehingga :

$$\frac{\pi \cdot D^2}{4} H = V_t \dots\dots\dots 2$$

$$\frac{\pi \cdot D^3}{4} = V_t$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times (0,2 \text{ m}^3)}{\pi}}$$

$$D = 0,29 \text{ m} = 11,58 \text{ in}$$

$$H = 0,29 \text{ m} = 11,58 \text{ in}$$

4. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *carbon steel SA-283 grade C*.

KESIMPULAN**T-08**

Tugas : Membuat larutan $\text{Na}_2\text{H}_4\text{PO}_4$ 5% untuk mencegah timbulnya kerak di boiler.

Jenis : Tangki silinder tegak

Volume cairan = 0,0167 m³

Volume tangki = 0,0200 m³

Diameter tangki = 0,29 m

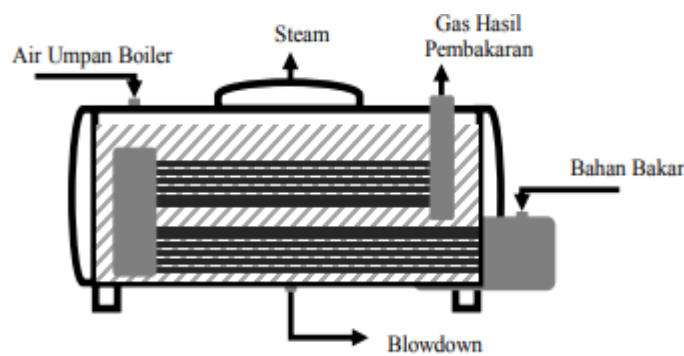
Tinggi tangki = 0,29 m

Bahan = *Carbon steel SA 283 grade C*

BOILER**B-01**

Tugas : Membuat *steam* jenuh bersuhu 437,33 K dengan tekanan 689,47 kPa sebanyak 146,83 kg/jam

Jenis alat : *Fire tube boiler*



Gambar 1. Boiler (B-01)

Data :

Kebutuhan air = 146,83 kg/jam

Suhu air = 30 °C = 303,00 K

Suhu steam = 164,33 °C = 437,33 K

Tekanan steam = 689,47 kPa

Langkah perhitungan :

1. Volume Cairan
2. Volume Tangki Boiler
3. Beban Panas
4. Bahan Bakar yang Diperlukan
5. Luas Permukaan
6. Dimensi Alat

1. Volume Cairan

$$\text{Waktu tinggal} = 2 \text{ jam}$$

$$\text{Rapat massa, } \rho = 1023,01 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} q &= \frac{\text{massa air} \dots\dots\dots 1}{\text{densitas air}} \\ &= \frac{146,83 \text{ kg/jam}}{1023,01 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,14 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} V_{\text{liquid}} &= q \times t \dots\dots\dots 2 \\ &= 0,14 \text{ m}^3/\text{jam} \times 2 \text{ jam} \\ &= 0,29 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Volume Tangki

Dirancang angka keamanan 20%

$$\begin{aligned} V_t &= 120\% \times \text{Volume Cairan} \dots\dots\dots 3 \\ &= 120\% \times 0,29 \text{ m}^3 \\ &= 0,34 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

3. Beban Panas

Dihitung dengan persamaan :

$$Q_t = Q_s + Q_v \dots\dots\dots 4$$

Keterangan :

Q_t : Beban panas total (kJ/jam)

Q_s : Beban panas untuk menaikkan suhu (kJ/jam)

Q_v : Beban panas untuk penguapan (kJ/jam)

Data :

$$C_p = 4,191 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$$

$$\lambda_s = 2762,78 \text{ kJ}/\text{kg}$$

$$\begin{aligned} Q_s &= m \cdot C_p \cdot (T_2 - T_1) \dots\dots\dots 5 \\ &= 146,83 \text{ kg/jam} \times 4,19 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K}) \times (437,33 - 303,00) \text{ K} \\ &= 82676,04 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_v &= m \times \lambda_s \dots\dots\dots 6 \\ &= 146,83 \text{ kg/jam} \times 2762,78 \text{ kJ}/\text{kg} \\ &= 405670,58 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_t &= Q_s + Q_v \\ &= 82676,041 \text{ kJ/jam} + 405670,58 \text{ kJ/jam} \\ &= 488346,62 \text{ kJ/jam} \\ &= 462863,28 \text{ BTU/jam} \end{aligned}$$

4. Bahan Bakar yang Diperlukan

Bahan bakar yang digunakan : *Fuel oil*

Fuel oil yang digunakan : *low sulfur* No. 5. FO, 12,6°API

Nilai NHV (*Net Heating Value*) = 131000 BTU/gall

(Tabel 24.6 , Perry's 8th edition)

Evisiensi pembakaran (70% – 90%), diambil efisiensi pembakaran 70%.

Maka panas yang harus diberikan :

$$\begin{aligned} Q_n &= \frac{Q_t}{E} \dots\dots\dots 7 \\ &= \frac{462863,28 \text{ BTU/jam}}{70\%} = 661233,26 \text{ BTU/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan bahan bakar} &= \frac{Q_n}{\text{NHV}} \dots\dots\dots 8 \\
 &= \frac{661233,26 \text{ BTU/jam}}{131000,00 \text{ BTU/gall}} \\
 &= 5,05 \text{ gall/jam} \\
 &= 19,11 \text{ L/jam} \\
 \text{Densitas } \textit{fuel oil} &= 0,9500 \text{ kg/L} \\
 \text{Kebutuhan bahan bakar} &= 18,15 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

5. Luas Permukaan

$$\begin{aligned}
 \text{Fluks panas maksimum} &= 20000 \text{ BTU/(jam.ft}^2\text{)} \\
 \text{Luas perpindahan panas, A} &= \frac{Q_n}{\text{Fluks panas}} \dots\dots\dots 9 \\
 &= \frac{661233,26 \text{ BTU/jam}}{20000 \text{ BTU/(jam.ft}^2\text{)}} \\
 &= 33,062 \text{ ft}^2 \\
 &= 3,07 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Spesifikasi pipa berdasarkan tabel 11 Kern, D. Q., 1983 :

$$\begin{aligned}
 \text{IPS} &= 2 \text{ in} = 0,05 \text{ m} \\
 \text{Sch. No.} &= 40 \\
 \text{OD} &= 2,38 \text{ in} = 0,06 \text{ m} \\
 \text{ID} &= 2,067 \text{ in} = 0,05 \text{ m} \\
 \text{a}' &= 0,622 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,19 \text{ m}^2/\text{m} \\
 \text{L} &= 8 \text{ ft} = 2,44 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jumlah pipa

$$\begin{aligned}
 n_t &= \frac{A}{a' \times L} \dots\dots\dots 10 \\
 &= \frac{3,07 \text{ m}^2}{0,19 \text{ m}^2/\text{m} \times 2,44 \text{ m}} \\
 &= 6,64 \text{ pipa} \\
 &= 7 \text{ pipa}
 \end{aligned}$$

6. Dimensi Alat

Dipilih $L = 2 D$, sehingga :

$$\frac{\pi \cdot D^2}{4} L = V_t \dots\dots\dots 11$$

$$\frac{\pi \cdot D^2}{4} 2D = V_t$$

$$\frac{\pi \cdot D^3}{2} = V_t$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 0,34 \text{ m}^3}{3,14}}$$

$$D = 0,76 \text{ m} = 2,49 \text{ ft}$$

$$L = 1,52 \text{ m} = 4,99 \text{ ft}$$

KESIMPULAN**B-01**

Tugas : Membuat *steam* jenuh bersuhu 437,33 K dengan tekanan 689,47 kPa sebanyak 151,54 kg/jam

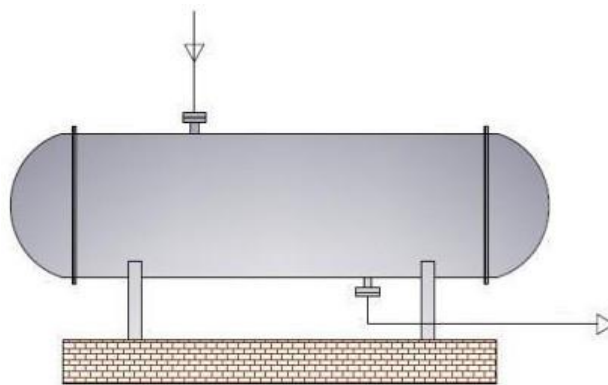
Jenis alat : *Fire tube boiler*

| | | | |
|------------------------|---|-----------|----------------|
| Volume tangki | = | 0,34 | m ³ |
| Beban panas | = | 488346,62 | kJ/jam |
| Luas perpindahan panas | = | 3,07 | m ² |
| Kebutuhan bahan bakar | = | 18,15 | kg/jam |
| Diameter tangki | = | 0,76 | m |
| Panjang tangki | = | 1,52 | m |
| Ukuran pipa : | | | |
| IPS | = | 2,00 | m |
| OD | = | 2,38 | m |
| ID | = | 2,067 | m |
| L | = | 8,00 | ft |
| Jumlah pipa | = | 7,00 | pipa |

TANGKI KONDENSAT
TU-09

Tugas : Menyimpan air yang berasal dari steam terkondensasi selama 1 jam.

Jenis alat : Tangki silinder horizontal



Gambar 1. Tangki kondensat (TU-09)

Data :

Suhu operasi = $164,33\text{ }^{\circ}\text{C}$ = $437,33\text{ K}$

Tekanan = $689,47\text{ kPa}$ = $6,80\text{ atm}$

Waktu tinggal = 1 jam

Massa = $133,49\text{ kg/jam}$

Densitas = $887,13\text{ kg/m}^3$

1. Volume Air yang Disimpan

Dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}
 V1 &= \text{Kecepatan volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \dots\dots\dots 1 \\
 &= \frac{133,49\text{ kg/jam}}{887,13\text{ kg/m}^3} \times 1\text{ jam} \\
 &= 0,15\text{ m}^3
 \end{aligned}$$

2. Volume Tangki

Dirancang angka keamanan 20%.

$$\begin{aligned} V_t &= 120\% \times \text{Volume air} \dots\dots\dots 2 \\ &= 120\% \times 0,15 \\ &= 0,18 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

3. Ukuran alat

Rasio antara panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5 (Wallas, S. M., *Process Equipment Selection and Design" , Rule of Thumbs* , halaman XVIII, bagian *vessels*).

Dirancang $L : D = 3$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot L}{4} + 2 \frac{\pi \cdot D^3}{24} \dots\dots\dots 3$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot 3D}{4} + 2 \frac{\pi \cdot D^3}{24}$$

$$V_t = 3 \frac{\pi \cdot D^3}{4} + 2 \frac{\pi \cdot D^3}{24}$$

$$V_t = 5 \frac{\pi \cdot D^3}{6}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot V_t}{5 \cdot \pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot 0,18 \text{ m}^3}{5 \cdot 3,14}}$$

$$D = 0,41 \text{ m}$$

$$L = 1,23 \text{ m}$$

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *carbon steel*

KESIMPULAN**TU-09**

Tugas : Menyimpan air yang berasal dari steam terkondensasi selama 1 jam.

Jenis alat : Tangki silinder horizontal

Volume cairan = 0,15 m³

Volume tangki = 0,18 m³

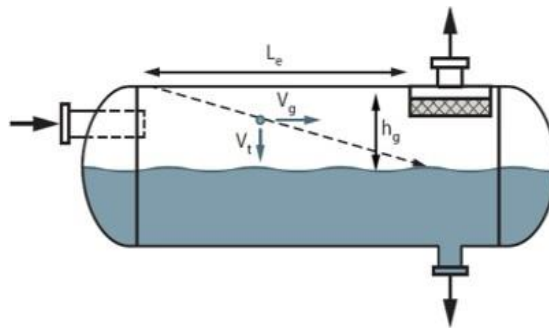
Diameter tangki = 0,41 m

Panjang tangki = 1,23 m

FLASH TANK**FT-01**

Tugas : Menurunkan tekanan kondensat boiler menjadi 1,96 atm

Jenis alat : Horizontal *Flash Tank*



Gambar 1. Flash tank (FT-01)

1. Meninjau Kondisi Sebelum masuk *Flash Tank*

Sebelum *steam* kondensat masuk ke dalam *flash tank*, *steam* kondensat melewati *expansion valve*, yang bertujuan untuk menurunkan tekanan *steam* kondensat dari tekanan 6,80 atm menjadi 1,96 atm untuk dipisahkan pada FT.

Kondisi operasi kondensat masuk ke *expansion valve*

Tekanan = 6,80 atm

Suhu = 164,33 °C

= 437,33 K

Kecepatan massa = 133,49 kg/jam

Kondisi fluida keluar *expansion valve* yang diinginkan

Tekanan = 1,96 atm

Suhu = 120,00 °C

= 393,00 K

Kecepatan massa = 133,49 kg/jam

Dari *appendix A-2*, Geankoplis, C. J., 1993, diperoleh :

$$\text{Entalpi masuk (HL}_1) = 694,43 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Entalpi cair jenuh (HL}_2) = 503,71 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Entalpi uap jenuh (HV}_2) = 2706,3 \text{ kJ/kg}$$

2. Massa Cair dan Uap pada *Steam Kondesat*

Neraca Massa

$$F = V + L$$

$$V = F - L \dots\dots\dots 1$$

Neraca Panas

$$F \cdot \text{HL}_1 = V \cdot \text{HV}_2 + L \cdot \text{HL}_2$$

$$F \cdot \text{HL}_1 - V \cdot \text{HV}_2 - L \cdot \text{HL}_2 = 0 \dots\dots\dots 2$$

Substitusi persamaan 1 ke dalam persamaan 2, sehingga :

$$F \cdot \text{HL}_1 - (F - L) \cdot \text{HV}_2 - L \cdot \text{HL}_2 = 0$$

$$F \cdot \text{HL}_1 - F \cdot \text{HV}_2 + L \cdot \text{HV}_2 - L \cdot \text{HL}_2 = 0$$

$$F \cdot \text{HL}_1 - F \cdot \text{HV}_2 + L \cdot (\text{HV}_2 - \text{HL}_2) = 0$$

$$L \cdot (\text{HV}_2 - \text{HL}_2) = F \cdot \text{HV}_2 - F \cdot \text{HL}_1$$

$$L = F \frac{(\text{HV}_2 - \text{HL}_1)}{(\text{HV}_2 - \text{HL}_2)} \dots\dots\dots 3$$

Sehingga, nilai L :

$$\begin{aligned} L &= 133,49 \frac{\text{kg} \cdot (2706,3 - 694,43) \text{ kJ/kg}}{\text{jam} \cdot (2706,3 - 503,71) \text{ kJ/kg}} \\ &= 121,93 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V &= F - L \\
 &= 133,49 \text{ kg/jam} - 121,93 \text{ kg/jam} \\
 &= 11,56 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

3. Dimensi *Flash Tank*

Kondisi fluida masuk *flash tank*

$$\begin{aligned}
 \text{Suhu, } T &= 120,00 \text{ }^\circ\text{C} \\
 &= 393,00 \text{ K}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan, } K = 1,96 \text{ atm}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total massa umpan masuk } \textit{flash tank} \text{ (F)} &= 133,49 \text{ kg/jam} \\
 \text{Laju alir cairan masuk } \textit{flash tank} \text{ (L)} &= 121,93 \text{ kg/jam} \\
 \text{Laju alir uap masuk } \textit{flash tank} \text{ (V)} &= 11,56 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\rho_v \text{ (densitas H}_2\text{O fase gas)} = 1,09 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_l \text{ (densitas H}_2\text{O fase cair)} = 935,26 \text{ kg/m}^3$$

Kecepatan uap

Kecepatan uap dihitung dengan persamaan :

$$v_{\text{uap}} = K_v \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}} \dots\dots\dots 4$$

Uap tidak boleh mengandung cairan, oleh karena itu dipasang *mist eliminator*.

Dari Tabel 6.9, Silla, 2003, halaman 296, diperoleh :

$$k = 0,35 \text{ ft/s}$$

$$= 0,11 \text{ m/s}$$

$$K_v = 1,25 \times k \dots\dots\dots 5$$

$$= 1,25 \times 0,11 \text{ m/s}$$

$$= 0,13 \text{ m/s}$$

Sehingga kecepatan uap :

$$v_{\text{uap}} = 0,13 \frac{\text{m}}{\text{s}} \sqrt{\frac{935,26 \text{ kg/m}^3 - 1,09 \text{ kg/m}^3}{1,09 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 3,90 \text{ m/s}$$

Luas permukaan aliran uap

$$A_v = \frac{Q_v}{v_{\text{uap}}} \dots\dots\dots 6$$

Dimana :

$$Q_v = \frac{\text{Laju alir uap}}{\text{Densitas uap}} \dots\dots\dots 7$$

$$= \frac{11,56 \text{ kg/jam}}{1,09 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 10,57 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0029 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$A_v = \frac{0,0029 \text{ m}^3/\text{s}}{3,90 \text{ m/s}}$$

$$= 0,0008 \text{ m}^2$$

Dengan uap sebanyak 9% maka :

$$A = \frac{0,0008 \text{ m}^2}{9\%}$$

$$= 0,0087 \text{ m}^2$$

Diameter minimum

$$\begin{aligned}
 D &= \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \dots\dots\dots 8 \\
 &= \sqrt{\frac{4 \times 0,087 \text{ m}^2}{\pi}} \\
 &= 0,11 \text{ m} \\
 &= 4,14 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi pipa berdasarkan tabel 11 Kern, D. Q., 1983 :

$$\begin{aligned}
 \text{IPS} &= 6 \text{ in} &= 0,15 \text{ m} \\
 \text{Sch. No.} &= 80 \\
 \text{OD} &= 6,625 \text{ in} &= 0,17 \text{ m} \\
 \text{ID} &= 5,761 \text{ in} &= 0,15 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Volume cairan

Dari Silla, 2003, waktu tinggal berkisar antara 3 hingga 5 menit. Dipilih :

$$\begin{aligned}
 t &= 4 \text{ menit} \\
 &= 0,1 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan volume cairan} &= \frac{\text{massa cairan}}{\text{densitas cairan}} \dots\dots\dots 9 \\
 &= \frac{121,93 \text{ kg/jam}}{935,26 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,13 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume cairan} &= \text{Kecepatan volume cairan} \times \text{waktu tinggal} \dots\dots\dots 10 \\
 &= 0,13 \text{ m}^3 \times 0,1 \text{ jam} \\
 &= 0,0087 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Luas penampang *flash tank*

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{\pi \cdot D^2}{4} \dots\dots\dots 11 \\
 &= \frac{3,14 \times (0,15 \text{ m})^2}{4} \\
 &= 0,017 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Panjang tangki

Diinginkan cairan menempa 85% dari tangki, maka :

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{0,0087 \text{ m}^3 \times 85\%}{0,0168 \text{ m}^2} \\
 &= 0,44 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Rasio antara panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5 (Wallas, S. M., *Process Equipment Selection and Design", Rule of Thumbs*, halaman XVIII, bagian *vessels*).

$$L : D = 3,00 \quad (\text{memenuhi})$$

Volume tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= \text{Luas penampang } \textit{flash tank} \times \text{Panjang tangki} \dots\dots\dots 12 \\
 &= 0,0168 \text{ m}^2 \times 0,44 \text{ m} \\
 &= 0,0074 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

4. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *carbon steel* .

KESIMPULAN**FT-01**

Tugas : Menurunkan tekanan kondensat boiler menjadi 1,96 atm

Jenis alat : Horizontal *Flash Tank*

Suhu = 120,00 °C

Tekanan = 1,96 atm

Massa cairan = 121,93 kg/jam

Massa uap = 11,56 kg/jam

Diameter tangki = 0,15 m

Panjang tangki = 0,44 m

Volume tangki = 0,0074 m³

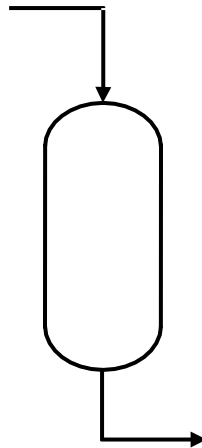
Volume cairan = 0,0087 m³

Bahan = *Carcon steel*

TANGKI BAHAN BAKAR**TU-10**

Tugas : Menyimpan *fuel oil* untuk bahan bakar boiler, *furnace* , dan generator

Jenis : Tangki silinder tegak



Gambar 1. Tangki bahan bakar (TU-10)

1. Volume Cairan**a. Bahan bakar untuk boiler**

$$\begin{aligned}\text{Waktu tinggal} &= 1 \text{ bulan} \\ &= 720 \text{ jam} \\ W &= W_a \times \text{Waktu tinggal} \dots\dots\dots 1 \\ &= 18,15 \text{ kg/jam} \times 720 \text{ jam} \\ &= 13069,31 \text{ kg}\end{aligned}$$

b. Bahan bakar untuk *furnace*

$$\begin{aligned}\text{Waktu tinggal} &= 1 \text{ bulan} \\ &= 720 \text{ jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W &= W_a \times \text{Waktu tinggal} \dots\dots\dots 1 \\
 &= 510,68 \text{ kg/jam} \times 720 \text{ jam} \\
 &= 367686,06 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

c. Bahan bakar untuk generator

Kebutuhan bahan bakar untuk generator selama 30 hari yaaitu :

$$W = 3005,21 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas fuel oil} &= 981,96 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Volume cairan} &= \frac{\text{massa cairan}}{\text{densitas cairan}} \dots\dots\dots 2 \\
 &= \frac{383760,57 \text{ kg}}{981,96 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 390,81 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

2. Volume Tangki

Dirancang angka keamanan 20%

$$\begin{aligned}
 V_t &= 120\% \times \text{Volume larutan} \dots\dots\dots \\
 &= 120\% \times 390,81 \text{ m}^3 \\
 &= 468,97 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

3. Dimensi Tangki

Karena tangki berukuran kecil, maka $H : D = H : 1$. Sehingga :

$$\begin{aligned}
 \frac{\pi \cdot D^2}{4} H &= V_t \dots\dots\dots 4 \\
 \frac{\pi \cdot D^3}{4} &= V_t
 \end{aligned}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 46897 \text{ m}^3}{3,4}}$$

$$D = 8,42 \text{ m} = 331,53 \text{ in}$$

$$H = 8,42 \text{ m} = 331,53 \text{ in}$$

4. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *carbon steel SA-283 grade C*.

KESIMPULAN**T-10**

Tugas : Menyimpan *fuel oil* untuk bahan bakar boiler.

Jenis : Tangki silinder tegak

Volume cairan = 0,00 m³

Volume tangki = 468,97 m³

Diameter tangki = 8,42 m

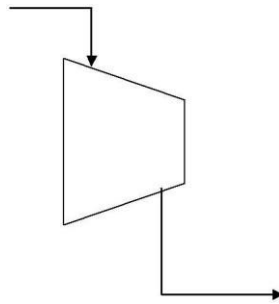
Tinggi tangki = 8,42 m

Bahan = *Carbon steel SA 283 grade C*

KOMPRESOR UDARA
KU-01

Tugas : Memakan udara untuk keperluan instrumen pendendali

Jenis : Kompresor sentrifugal, 1 stage.



Gambar 1. Kompresor udara (KU-01)

Kondisi umpan :

$$T_1 = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 303,0 \text{ K}$$

$$= 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$P_1 = 1 \text{ atm}$$

$$= 14,70 \text{ psi}$$

$$\text{Jumlah instrumen pengendali} = 31 \text{ buah}$$

$$\text{Kebutuhan udara tiap instrumen} = 2 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Kebutuhan total} = 62 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Overdesign} = 120\%$$

$$\text{Kebutuhan udara tekan} = 120\% \times 62 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 74,40 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 63057,87 \text{ ft}^3/\text{hari}$$

$$\text{Densitas udara pada } 30^\circ\text{C} = 1,17 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas kompresor} &= 74,40 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1,17 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 87,05 \text{ kg/jam} \\
 \text{BM udara} &= 28,80 \text{ kg/kmol} \\
 \text{Laju alir mol udara} &= \frac{87,05 \text{ kg/jam}}{28,80 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 3,02 \text{ kmol/jam} \\
 R &= 0,0821 \text{ atm.L}/(\text{mol.K})
 \end{aligned}$$

Nilai k

Dari Tabel 5.5 "Chemical Process Engineering Design and Economics", Silla (2003) halaman 223 didapatkan nilai k untuk udara sebesar :

$$k = 1,4$$

Faktor Kompresibilitas Umpan (z)

Asumsi gas yang digunakan adalah gas ideal, sehingga nilai z sebesar 1.

Kondisi Gas Keluar Kompresor

$$\begin{aligned}
 P_2 &= 4 \text{ atm} \\
 &= 58,784 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Rasio Kompresi

$$\text{Rasio Kompresi} = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\left(\frac{1}{N} \right)} \dots\dots\dots 1$$

Keterangan :

P_1 = Tekanan pada suction

P_2 = Tekanan pada discharge

N = Jumlah Stage

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Rasio Kompresi} &= \left(\frac{58,78 \text{ psi}}{14,70 \text{ psi}} \right)^{\frac{1}{1}} \\ &= 4 \end{aligned}$$

Rasio kompresi biasanya bervariasi antara 1,05 - 7 per stage, sehingga kompresi dengan 1 stage memenuhi (Ludwig, 2007).

Suhu Keluar Kompresor

Dihitung dengan persamaan :

$$T_2 = \left(\frac{58,78 \text{ psi}}{14,70 \text{ psi}} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} \cdot T_1 \dots\dots\dots 2$$

$$\begin{aligned} T_2 &= \left(\frac{58,78 \text{ psi}}{14,70 \text{ psi}} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} \cdot 30^\circ\text{C} \\ &= 44,58^\circ\text{C} \\ &= 317,58 \text{ K} \\ &= 112,24^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Horsepower

$$R = 4$$

$$k = 1,4$$

Dari figure 12-21c, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", Ludwig (2007) hal 428 didapatkan nilai :

$$\text{bhp/mmcf} = 90$$

Grafik digunakan pada tekanan 14,4 psia dengan suhu 90°F. Sehingga kapasitas pada tekanan dan suhu yang sama menjadi :

$$\begin{aligned} \text{Kapabilitas} &= 63057,87 \left(\frac{58,78}{14,4} \right) \left(\frac{460 + 90}{460 + 86} \right) \\ &= 259302,07 \text{ ft}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Maka *Brake Horsepower* (BHP) yang diperlukan :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= (\text{bhp/MMCFD}) \times \left(\frac{\text{Kapabilitas}}{1\text{E}+06} \right) \dots\dots\dots 3 \\ &= 90,00 \times \left(\frac{259302,0669}{1,\text{E}+06} \right) \\ &= 23,34 \text{ hp} \\ &= 25 \text{ hp (Standar NEMA)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Faktor Keamanan} &= \frac{25 - 23,3372}{23,3372} \times 100 \\ &= 7,1 \quad \% \end{aligned}$$

KESIMPULAN**KU-01**

Tugas : Memekan udara untuk keperluan instrumen pendendali

Jenis : Kompresor sentrifugal, 1 stage.

Jumlah Stage = 1 stage

Kondisi Umpan :

$$T_1 = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_1 = 1 \text{ atm}$$

Kondisi Keluar Kompresor :

$$T_2 = 44,58 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_2 = 4 \text{ atm}$$

Kapasitas Kompresor = 74,40 m³/jam

Daya yang dibutuhkan = 23,34 hp

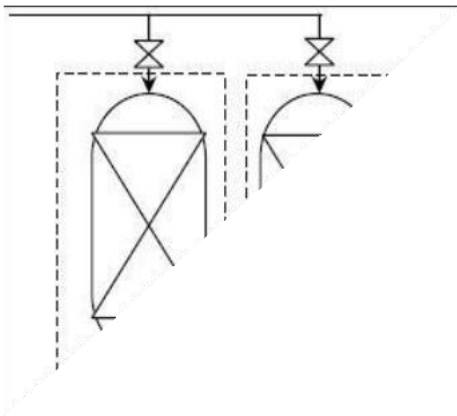
Daya Kompresor = 25 hp

Kecepatan massa umpan = 87,05 kg/jam

TANGKI SILIKA
TU-11

Tugas : Menyerasap uap air yang terbawa oleh udara tekan

Jenis : Tangki silinder vertikal diisi dengan silika



Gambar 1. Tangki silika (TU-11)

Data :

| | | |
|--|---|-----------------------------------|
| Suhu udara masuk | = | 44,58 °C |
| Kelembaban relatif udara | = | 0,03 kg H ₂ O/kg udara |
| Kelembaban relatif udara yang diinginkan | = | 0,01 kg H ₂ O/kg udara |
| Kecepatan massa udara | = | 87,05 kg/jam |

1. Massa Silika Dalam Tangki

| | | |
|-------------------|---|---|
| Waktu kerja | = | 1 minggu |
| | = | 168 jam |
| Massa uap diserap | = | 78,62 kg/jam x (0,03 - 0,01) kg H ₂ O/kg udara x 168 jam |
| | = | 292,48 kg/minggu |
| Massa Silika | = | $\frac{\text{Massa uap air}}{\text{Kemampuan silika}}$ 1 |

Kemampuan penyerapan silika = 0,35 - 0,5 kg air/kg silika (Tabel 16-5, Perry's 8th edition , 2008)

$$\begin{aligned}
 \text{diambil} &= 0,425 \text{ kg air/kg silika} \\
 \text{Massa Silika} &= \frac{292,48 \text{ kg silika/minggu}}{0,425 \text{ kg air/kg silika}} \\
 &= 688,19 \text{ kg silika} \\
 \text{Densitas silika} &= 2260 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Volume silika} &= \frac{688,19}{2260} \\
 &= 0,30 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

2. Volume Tangki

Dirancang angka keamanan 20%.

$$\begin{aligned}
 V_t &= 120\% \times \text{Volume silika} \dots\dots\dots 2 \\
 &= 120\% \times 0,30 \text{ m}^3 \\
 &= 0,37 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

3. Dimensi Tangki

Karena tangki berukuran kecil, maka H : D = H : 1. Sehingga :

$$\begin{aligned}
 \frac{\pi \cdot D^2}{4} H &= V_t \dots\dots\dots 3 \\
 \frac{\pi \cdot D^3}{4} &= V_t \\
 D &= \sqrt[3]{\frac{4 \times 0,37 \text{ m}^3}{3,14}} \\
 D &= 0,77 \text{ m} = 2,54 \text{ ft} \\
 H &= 0,77 \text{ m} = 2,54 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

KESIMPULAN**TU-11**

Tugas : Menyerap uap air yang terbawa oleh udara tekan

Jenis : Tangki silinder vertikal diisi dengan silika

Waktu penyimpanan = 7 hari

Diameter = 0,77 m

= 2,54 ft

Tinggi Tangki = 0,77 m

= 2,54 ft

Volume tangki = 0,37 m³

= 12,90 ft³

TANGKI UDARA TEKAN**TU-12**

Tugas : Memampung udara tekan

Jenis : Tangki silinder horizontal



Gambar 1. Tangki udara tekan (TU-12)

Data :

Suhu, T = 44,58 °C

Tekanan, P = 4 atm

Kecepatan umpan = 74,40 m³/jam

1. Volume Tangki

Waktu tinggal = 15 menit

= 0,25 jam

Volume tangki = 74,40 m³/jam x 0,25 jam

= 18,60 m³

2. Ukuran alat

Rasio antara panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5 (Wallas, S. M., *Process Equipment Selection and Design*", *Rule of Thumbs*, halaman XVIII, bagian *vessels*).

Dirancang L : D = 3

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot L}{4} \dots\dots\dots 1$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot 3D}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_t}{3 \cdot \pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 16,80 \text{ m}^3}{3 \times 3,14}}$$

$$D = 1,99 \text{ m}$$

$$L = 5,97 \text{ m}$$

3. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *carbon steel SA-283 grade C*.

KESIMPULAN**TU-12**

Tugas : Memampung udara tekan

Jenis : Tangki silinder horizontal

Waktu penyimpanan = 0,25 jam

Diameter = 1,99 m

= 6,53 ft

Panjang Tangki = 5,97 m

= 19,60 ft

Volume tangki = 18,60 m³

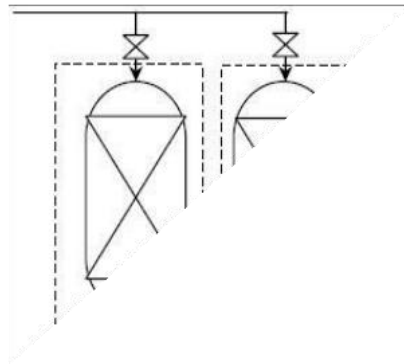
= 656,85 ft³

TANGKI SILIKA

TU-13

Tugas : Menyerap uap air yang udara untuk udara kering

Jenis : Tangki silinder vertikal diisi dengan silika



Gambar 1. Tangki silika (TU-11)

Data :

Suhu udara masuk = 32,00 °C

Kelembaban relatif udara = 0,0215 kg H₂O/kg udara

Kelembaban relatif udara yang diinginkan = 0,0003 kg H₂O/kg udara

Kecepatan massa udara = 85000 kg/jam

1. Massa Silika Dalam Tangki

Waktu kerja = 1 minggu

= 168 jam

Massa uap diserap = 85000 kg/jam x (0,0215 - 0,0003) kg H₂O/kg udara x
168 jam

= 302736 kg/minggu

Massa Silika = $\frac{\text{Massa uap air}}{\text{Kemampuan silika}}$ 1

Kemampuan penyerapan silika = 0,35 - 0,5 kg air/kg silika (Tabel 16-5, Perry's 8th edition , 2008)

$$\begin{aligned}
 \text{diambil} &= 0,425 \text{ kg air/kg silika} \\
 \text{Massa Silika} &= \frac{302736,0 \text{ kg silika/minggu}}{0,425 \text{ kg air/kg silika}} \\
 &= 712320,0 \text{ kg silika} \\
 \text{Densitas silika} &= 2260 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Volume silika} &= \frac{712320 \text{ kg}}{2260 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 315,19 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

2. Volume Tangki

Dirancang angka keamanan 20%.

$$\begin{aligned}
 V_t &= 120\% \times \text{Volume silika} \dots\dots\dots 2 \\
 &= 120\% \times 315,19 \text{ m}^3 \\
 &= 378,22 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

3. Dimensi Tangki

Karena tangki berukuran kecil, maka H : D = H : 1. Sehingga :

$$\begin{aligned}
 \frac{\pi \cdot D^2}{4} H &= V_t \dots\dots\dots 3 \\
 \frac{\pi \cdot D^3}{4} &= V_t \\
 D &= \sqrt[3]{\frac{4 \times 0,32 \text{ m}^3}{3,14}} \\
 D &= 7,84 \text{ m} = 25,72 \text{ ft} \\
 H &= 7,84 \text{ m} = 25,72 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

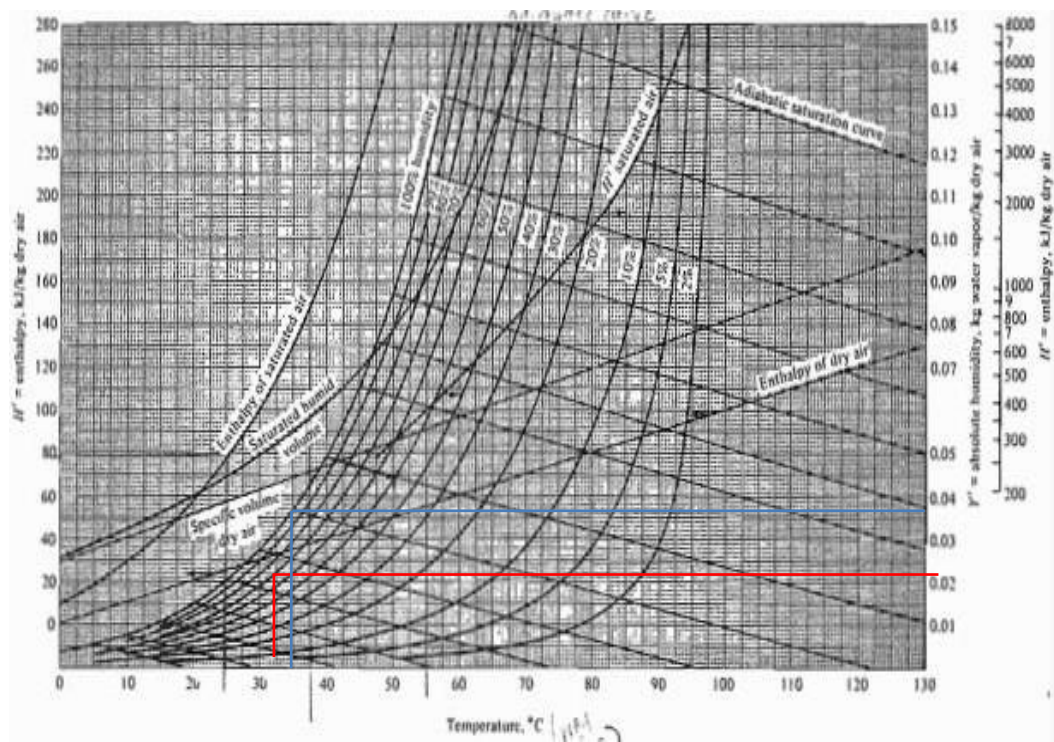
KESIMPULAN

TU-13

Tugas : Menyerap uap air yang terbawa oleh udara untuk udara kering

Jenis : Tangki silinder vertikal diisi dengan silika

| | | |
|-------------------|---|--------------------------|
| Waktu penyimpanan | = | 7 hari |
| Diameter | = | 7,84 m |
| | = | 25,72 ft |
| Tinggi Tangki | = | 7,84 m |
| | = | 25,72 ft |
| Volume tangki | = | 378,22 m ³ |
| | = | 13356,82 ft ³ |

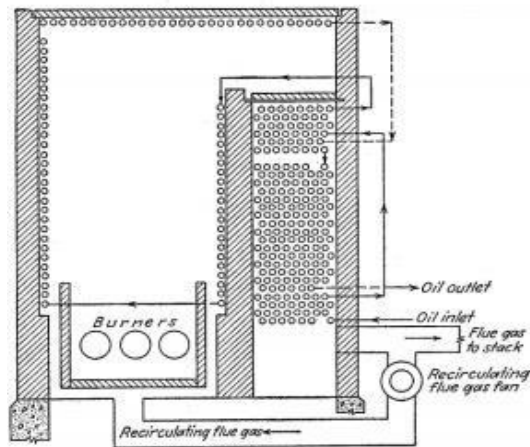


FURNACE

F-01

Tugas : Memanaskan *Dowtherm A* yang akan digunakan sebagai pemanas.

Jenis : *Box-type furnace*



Gambar 1. *Furnace (F-01)*

Data

Suhu masuk = 1 3,73 °C = 446,73 K

Suhu keluar = 2 0,00 °C = 523,00 K

Suhu rerata = 2 1,86 °C = 484,86 K

Perhitungan perancangan *furnace* mengikuti metode Lobo dan Evans yang terdapat pada buku "Process Heat Transfer", Kern, D. Q., 1965.

1. Beban Panas *Dowtherm A*

Laju alir *Dowtherm A* = 101000,00 kg/jam

$C_p = 2,10 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$

$Q = m \cdot C_p \cdot (T_2 - T_1) \dots\dots\dots 1$

$$\begin{aligned}
 Q &= 101000,00 \text{ kg/jam} \cdot 2,10 \text{ kJ/(kg.K)} \cdot (523,00 - 446,73) \text{ K} \\
 &= 16152650,79 \text{ kJ/jam} \\
 &= 15309756,82 \text{ BTU/jam}
 \end{aligned}$$

2. Beban Panas Bahan Bakar

Efisiensi panas pembakaran = 75%

$$\begin{aligned}
 Q_F &= \frac{Q_D}{\text{Efisiensi}} \dots\dots\dots 2 \\
 &= \frac{15309756,82 \text{ BTU/jam}}{75\%} \\
 &= 20413009,09 \text{ BTU/jam}
 \end{aligned}$$

3. Kebutuhan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan berupa *No . 6 Fuel Oil Low Sulphur* (12,6° API) dengan nilai pembakaran sebesar 152000 BTU/gallon (*Perry's*, 2008, hal. 24-9).

$$\begin{aligned}
 V_{FO} &= \frac{Q_F}{\text{NHV}} \dots\dots\dots 3 \\
 &= \frac{20413009,09 \text{ BTU/jam}}{152000 \text{ BTUgallon}} \\
 &= 134,30 \text{ gallon/jam} \\
 &= 508,37 \text{ L/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Degrees API} = -\frac{141,5}{s} - 131,5$$

$$\begin{aligned}
 s &= \frac{141,5}{\text{Degrees API} + 131,5} && (\text{Perry's}, 2008, \text{halaman } 24-10) \\
 &= \frac{141,5}{12,6 + 131,5} \\
 &= 0,98
 \end{aligned}$$

ρ air pada suhu 30°C = 1,0230 kg/L

$$\begin{aligned} \rho_{FO} &= s \times \rho \text{ air} \\ &= 0,98 \times 1,0230 \text{ kg/L} \\ &= 1,0045 \text{ kg/L} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} m_{FO} &= \rho_{FO} \times V_{FO} \\ &= 1,0045 \text{ kg/L} \times 508,37 \text{ L/jam} \\ &= 510,68 \text{ kg/jam} \\ &= 1125,85 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

4. Kebutuhan Udara

Kebutuhan udara untuk bahan bakar *fuel oil* dengan 25% *excess* sebesar = 17,4 lb udara/lb bahan bakar.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan udara} &= \frac{17,4 \text{ lb udara}}{\text{lb bahan bakar}} \times \frac{1125,85 \text{ lb fuel}}{\text{jam}} \\ &= 19589,72 \text{ lb udara/jam} \\ &= 8885,75 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

5. Suhu gas hasil pembakaran

Berdasarkan tabel 19.12, Kern, D. Q., 1965 halaman 712, nilai *flux radiant section* rata-rata berada pada rentang 10000 - 16000

Dipilih *flux radiant section* rata-rata = 13000 BTU/(jam.ft²).

$$\begin{aligned} \frac{Q}{\alpha \cdot A_{cp}} &= 2 \times \text{flux radiant section rata-rata} \dots\dots\dots 4 \\ &= 2 \times 13000 \text{ BTU/(jam.ft}^2\text{)} \\ &= 26000 \text{ BTU/(jam.ft}^2\text{)} \end{aligned}$$

Menebak nilai F = 0,57

$$\begin{aligned} \frac{Q}{\alpha \cdot A_{cp} \cdot F} &= \frac{26000 \text{ BTU/(jam.ft}^2\text{)}}{0,57} \\ &= 45614,035 \text{ BTU/(jam.ft}^2\text{)} \end{aligned}$$

Diasumsikan suhu dinding *tube* 700°F.

Dari Fig. 19.14, Kern, D. Q., 1965, halaman 699 diperoleh nilai $T_G = 1750^\circ\text{F}$.

6. Panas Bersih yang Dilepaskan

Dihitung menggunakan persamaan 19.12, Kern, D. Q., 1965 halaman 655:

$$Q_{\text{net}} = Q_F + Q_A + Q_S - Q_W \dots\dots\dots 5$$

$$Q_F = 15309756,82 \text{ BTU/jam}$$

C_p udara pada suhu 400°F = 82 BTU/lb.

$$Q_A = \text{Kebutuhan udara} \times C_p \text{ udara} \dots\dots\dots 6$$

$$= 19589,72 \text{ lb/jam} \times 82 \text{ } C_p \text{ udara}$$

$$= 1606356,83 \text{ BTU/jam}$$

$$Q_S = 0 \text{ (tidak menggunakan steam)}$$

$$Q_W = 2\% \times Q_F \dots\dots\dots 7$$

$$= 2\% \times 15309756,82 \text{ BTU/jam}$$

$$= 306195,14 \text{ BTU/jam}$$

Sehingga panas bersih yang dibebaskan :

$$Q_{\text{net}} = (14476573,97 + 151893618 + 0 - 289531,48) \text{ BTU/jam}$$

$$= 16609918,51 \text{ BTU/jam}$$

7. Panas Bersih yang Dilepaskan

Dihitung berdasarkan Kern, D. Q. 1965, halaman 699 :

$$Q_G = W (1 + G') C_p (T_G - 520) \dots\dots\dots 8$$

$$W = \text{Kebutuhan udara} + m_{FO} \dots\dots\dots 9$$

$$= 19589,72 \text{ lb/jam} + 1125,85 \text{ lb/jam}$$

$$= 20715,56 \text{ lb/jam}$$

$$T_G = 1750^\circ\text{F}$$

Dari Kern, D. Q., pada suhu 1750°F dengan 25% udara berlebih, diperoleh nilai

$$(1 + G') C_{pav} (T_G - 250) = 476 \text{ BTU/lb.}$$

$$\begin{aligned}
 Q_G &= 20715,56 \text{ lb/jam} \times 476 \text{ BTU/lb} \\
 &= 9860608,12 \text{ BTU/jam}
 \end{aligned}$$

8. Panas Total yang Diberikan Gas Pembakaran

$$\begin{aligned}
 Q &= Q_{\text{net}} - Q_G \dots\dots\dots 10 \\
 &= 16609918,51 \text{ BTU/jam} - 9860608,12 \text{ BTU/jam} \\
 &= 6749310,39 \text{ BTU/jam}
 \end{aligned}$$

9. Luas Permukaan Tiap Tube

Spesifikasi pipa berdasarkan tabel 11 Kern, D. Q., 1983 :

$$\begin{aligned}
 \text{IPS} &= 4 \text{ in} = 0,33 \text{ ft} \\
 \text{Sch. No.} &= 40 \\
 \text{OD} &= 4,5 \text{ in} = 0,38 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 4,026 \text{ in} = 0,34 \text{ ft} \\
 \text{L} &= 16 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \pi \times \text{OD} \times L \dots\dots\dots 11 \\
 &= 3.14 \times 0,38 \text{ ft} \times 16 \text{ ft} \\
 &= 18,85 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

10. Jumlah Tube

$$\begin{aligned}
 N_t &= \frac{Q}{q_f \times A} \dots\dots\dots 12 \\
 &= \frac{6749310,39 \text{ BTU/jam}}{13000 \text{ BTU}/(\text{jam.ft}^2) \times 18,85 \text{ ft}^2} \\
 &= 27,54 \\
 &= 28
 \end{aligned}$$

KESIMPULAN**F-01**

Tugas : Memanaskan *Dowtherm A* yang akan digunakan sebagai pemanas.

Jenis : *Box-type furnace*

Diameter luar pipa, OD = 4,5 in

Diameter dalam pipa, ID = 4,026 in

Kebutuhan bahan bakar = 510,68 kg/jam

Beban panas *furnace* = 15309756,82 BTU/jam

Jumlah *tube* = 28

BLOWER**BL-02**

Fungsi : Mengalirkan udara ke dalam boiler

Jenis : *Centrifugal Blower*

Kondisi operasi :

Suhu, T = 30 °C

Tekanan, P = 1 atm

1. Kebutuhan udara

Udara yang diperlukan 25% berlebih (setara dengan 17,4 kg udara/kg bahan bakar).

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan udara} &= \frac{17,4 \text{ kg udara}}{\text{kg bahan bakar}} \times \frac{18,15 \text{ kg fuel}}{\text{jam}} \\ &= 315,84 \text{ kg udara/jam} \end{aligned}$$

Densitas udara

$$\begin{aligned} \rho &= \frac{P \times BM}{R \times T} \dots\dots\dots 1 \\ &= \frac{1 \text{ m} \times 28,97 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}{0,0821 \frac{\text{m}^3 \cdot \text{atm}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \times 303 \text{ atm}} \\ &= 1,17 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Kecepatan volume udara (Q)

$$Q = \frac{\text{Kebutuhan udara}}{\text{Densitas udara}} \dots\dots\dots 2$$

$$Q = \frac{315,84 \text{ kg/jam}}{1,17 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 271,07 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Untuk faktor keamanan, Q dirancang 20% berlebih.

$$Q = 120\% \times 271,07 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 325,28 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 191,45 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

2. Daya blower

Blower bekerja secara adiabatik, sehingga daya blower dihitung berdasarkan.

Mc. Cabe Smith, 4th edition hal. 189 :

$$P = \frac{0,0643 \cdot T_a \cdot \gamma \cdot Q}{520 \cdot (\gamma - 1) \cdot \eta} \left[\left(\frac{P_b}{P_a} \right)^{1-\frac{1}{\gamma}} - 1 \right] \dots\dots\dots 3$$

Keterangan :

- P = Daya blower (Hp)
- T_a = Suhu operasi (R)
- Q = Kecepatan volumetrik udara (%)
- η = Efisiensi volumetrik udara (%)
- P_a = Tekanan masuk blower (psi)
- P_b = Tekanan keluar blower (psi)
- γ = Konstanta rasio kapaitas panas (C_p/C_v)

Jika diasumsikan *pressure drop* pada blower = 2 psi, maka :

$$P_a = 14,70 \text{ psi}$$

$$P_b = 14,70 \text{ psi} + 2 \text{ psi}$$

$$= 16,70 \text{ psi}$$

$$T_a = 546,00 \text{ R}$$

$$Q = 191,45 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$\eta = 85\%$$

$$C_p = 0,029$$

$$C_v = 0,021$$

$$\gamma = C_p/C_v$$

$$= 1,4038$$

Sehingga daya blower :

$$P = \frac{0,064 \cdot 546 R \cdot 1,4038 \cdot 197,59 \frac{\text{ft}^3}{\text{menit}}}{520 \cdot (1,4038 - 1) \cdot 0,85} \left[\left(\frac{16,7}{14,7} \right)^{1 - \frac{1}{1,4038}} - 1 \right]$$

$$= 1,98 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Ludwig, E., E., 3rd *edition*, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi adalah :

$$P = 3 \text{ Hp}$$

General purpose: $1/2$, $3/4$, 1, $1 1/2$, 2, 3, 5, $7 1/2$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

BLOWER**BL-03**

Fungsi : Mengalirkan udara ke *furnace*

Jenis : *Centrifugal Blower*

Kondisi operasi :

Suhu, T = 30 °C

Tekanan, P = 1 atm

1. Kebutuhan udara

Dari perhitungan *furnace* , diperoleh :

Kebutuhan udara = 8885,75 kg udara/jam

Densitas udara

$$\begin{aligned} \rho &= \frac{P \times BM}{R \times T} \\ &= \frac{1 \text{ atm} \times 28,97 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}{0,0821 \frac{\text{m}^3 \cdot \text{atm}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \times 303 \text{ atm}} \\ &= 1,1652 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Kecepatan volume udara (Q)

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{Kebutuhan udara}}{\text{Densitas udara}} \\ &= \frac{8885,75 \text{ kg/jam}}{1,1652 \text{ kg/m}^3} \\ &= 7626,16 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Untuk faktor keamanan, Q dirancang 20% berlebih.

$$\begin{aligned} Q &= 120\% \times 7626,16 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 9151,40 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 5386,31 \text{ ft}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

2. Daya blower

Blower bekerja secara adiabatik, sehingga daya blower dihitung berdasarkan.

Mc. Cabe Smith, 4th edition hal. 189 :

$$P = \frac{0,0643 \cdot T_a \cdot \gamma \cdot Q}{520 \cdot (\gamma - 1) \cdot \eta} \left[\left(\frac{P_b}{P_a} \right)^{1-\frac{1}{\gamma}} - 1 \right] \dots\dots\dots$$

Keterangan :

- P = Daya blower (Hp)
- T_a = Suhu operasi (R)
- Q = Kecepatan volumetrik udara (%)
- η = Efisiensi volumetrik udara (%)
- P_a = Tekanan masuk blower (psi)
- P_b = Tekanan keluar blower (psi)
- γ = Konstanta rasio kapaitas panas (C_p/C_v)

Jika diasumsikan *pressure drop* pada blower = 2 psi, maka :

$$\begin{aligned} P_a &= 14,70 \text{ psi} \\ P_b &= 14,70 \text{ psi} + 2 \text{ psi} \\ &= 16,70 \text{ psi} \\ T_a &= 546,00 \text{ R} \\ Q &= 5386,31 \text{ ft}^3/\text{menit} \\ \eta &= 85\% \\ C_p &= 0,0292 \\ C_v &= 0,0208 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\gamma &= C_p/C_v \\ &= 1,4038\end{aligned}$$

Sehingga daya blower :

$$\begin{aligned}P &= \frac{0,064 \cdot 546 R \cdot 1,4038 \cdot 5093,18 \frac{\text{ft}^3}{\text{menit}}}{520 \cdot (1,4038 - 1) \cdot 0,85} \left[\left(\frac{16,7}{14,7} \right)^{1 - \frac{1}{1,4038}} - 1 \right] \\ &= 55,59 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig, E., E., 3rd *edition*, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi adalah :

$$P = 60 \text{ Hp}$$

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

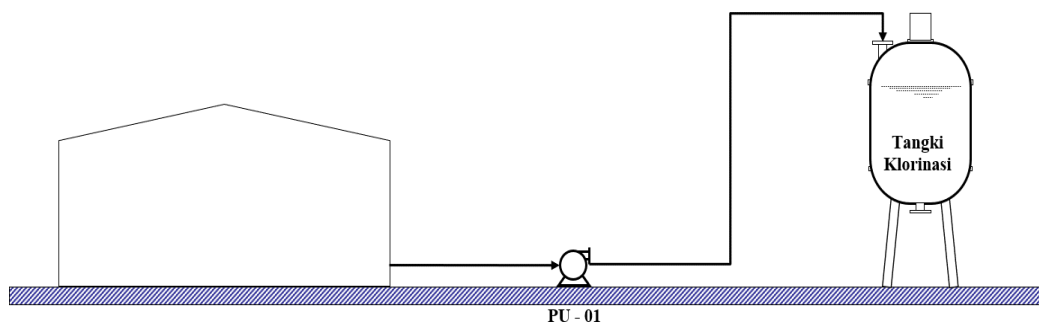
Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

POMPA UTILITAS 1

PU-01

Tugas : Mengalirkan air dari tangki bersih (TU-01) menuju Tangki klorinasi

Jenis : *Centrifugal Pump-Single Stage*



Gambar 1. Skema aliran pompa

1. Komposisi Umpan masuk

Suhu, $T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303,00 \text{ K}$

Tekanan $P = 1 \text{ atm}$

Tabel 1. Komposisi umpan masuk

| Komponen | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|------------------|-------|---------------|--------------|-------------|-------------|
| H ₂ O | 18,01 | 388,72 | 21,58 | 1,00 | 1,00 |
| Total | | 388,72 | 21,58 | 1,00 | 1,00 |

2. Densitas

Berdasarkan Yaws, C. L., 1999, diketahui data untuk densitas air sebagai berikut

Tabel 2. Data untuk densitas air

| Komponen | A | B | n | Tc |
|------------------|--------|-------|-------|--------|
| H ₂ O | 0,3471 | 0,274 | 0,286 | 647,13 |

$$\rho : AB \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan : ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, dan n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

T_c : Temperatur kritis [K]

Tabel 3. Data densitas untuk air

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|------------------|---------------|----------------|--------|-------------------------|
| H ₂ O | 388,72 | 1,00 | 1,0228 | 1,0228 |
| Total | 388,72 | 1,00 | | 1,0228 |

Sehingga $\rho = 1,0228 \text{ kg/L}$
 $= 1022,8 \text{ kg/m}^3$

3. Viskositas Cair

Berdasarkan Yaws, C. L., 1999, diketahui data untuk viskositas air sebagai berikut :

Tabel 4. Data viskositas untuk air

| Komponen | A | B | C | D |
|------------------|----------|------------|------------|-------------|
| H ₂ O | -10,2185 | 1,7925E+03 | 1,7730E-02 | -1,2631E-05 |

$$\log_{10} \mu : A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 2$$

$$\mu : 10^{(A+B/T+C+DT^2)} \dots\dots\dots 3$$

Keterangan : μ_{liq} : Viskositas campuran, cP

A, B, C, D : Koefisien Viskositas masing-masing zat

T : Suhu, K

Tabel 5. Data viskositas air

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|------------------|---------------|----------------|--------|------------------------|
| H ₂ O | 388,72 | 1,00 | 0,8126 | 0,8126 |
| Total | 388,72 | 1,00 | | 0,8126 |

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } \mu &= 0,8126 \text{ cP} \\ &= 8,13 \times 10^{-4} \text{ kg/(m.s)} \end{aligned}$$

4. Kecepatan Massa Cairan

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan massa aliran} &= 388,72 \text{ kg/jam} \\ &= 0,11 \text{ kg/detik} \end{aligned}$$

Laju alir volumetrik (Q)

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots 4 \\ &= \frac{388,72 \text{ kg/jam}}{1,0228 \text{ kg/L}} \\ &= 380,05 \text{ L/jam} \\ &= 0,1056 \text{ L/s} \\ &= 0,0001 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,0037 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 1,6733 \text{ gpm} \end{aligned}$$

5. Menentukan titik pemompaan

Titik 1 *suction*

$$\text{Tinggi } \textit{suction head} = 1,00 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan permukaan cairan } \textit{suction head} = 1,00 \text{ atm}$$

Titik 2 *discharge*

$$\text{Tinggi } \textit{discharge head} = 1,83 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan permukaan cairan } \textit{discharge head} = 1,00 \text{ atm}$$

6. Pemilihan Pipa

$$Q = 0,0037 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = 1022,8 \text{ kg/m}^3 = 63,85 \text{ lb/ft}^3$$

Diameter pipa dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M., 1990, halaman 100 sebagai berikut :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

$$D_{opt} = \text{Diameter optimum, in}$$

$$Q = \text{Laju alir fluida, ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = \text{Densitas fluida, lb/ft}^3$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9 \times (0,0037 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (63,85 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 0,54 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 11 “Process Heat Transfer” Kern, 1983, halaman 844 maka dipilih pipa dengan :

$$\text{NPS} = 1$$

$$\text{Sch. No} = 40$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,0335 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in} = 0,0266 \text{ m}$$

$$\text{At} = 0,864 \text{ in}^2 = 0,0006 \text{ m}^2$$

7. Kecepatan Linier Cairan dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut

$$v_1 = \frac{Q}{At} \dots\dots\dots 6$$

$$v_1 = \frac{0,0001 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0006 \text{ m}^2}$$

$$= 0,1894 \text{ m/s}$$

$$v_2 = v_1$$

$$= 0,1894 \text{ m/s}$$

8. Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot ID}{\mu} \dots\dots\dots 7$$

$$= \frac{1022,8 \text{ kg/m}^3 \times 0,1894 \text{ m/s} \times 0,0266 \text{ m}}{8,13 \times 10^{-4} \text{ kg/(m.s)}}$$

$$= 6351,37$$

9. Bahan Kontruksi Pipa

Dipilih bahan pipa : Commercial Steel

Dari Fig. 126 dan Fig. 125, Brown, G. G., 1950 halaman 141, diperoleh :

$$\varepsilon/D = 0,00171$$

$$f = 0,036$$

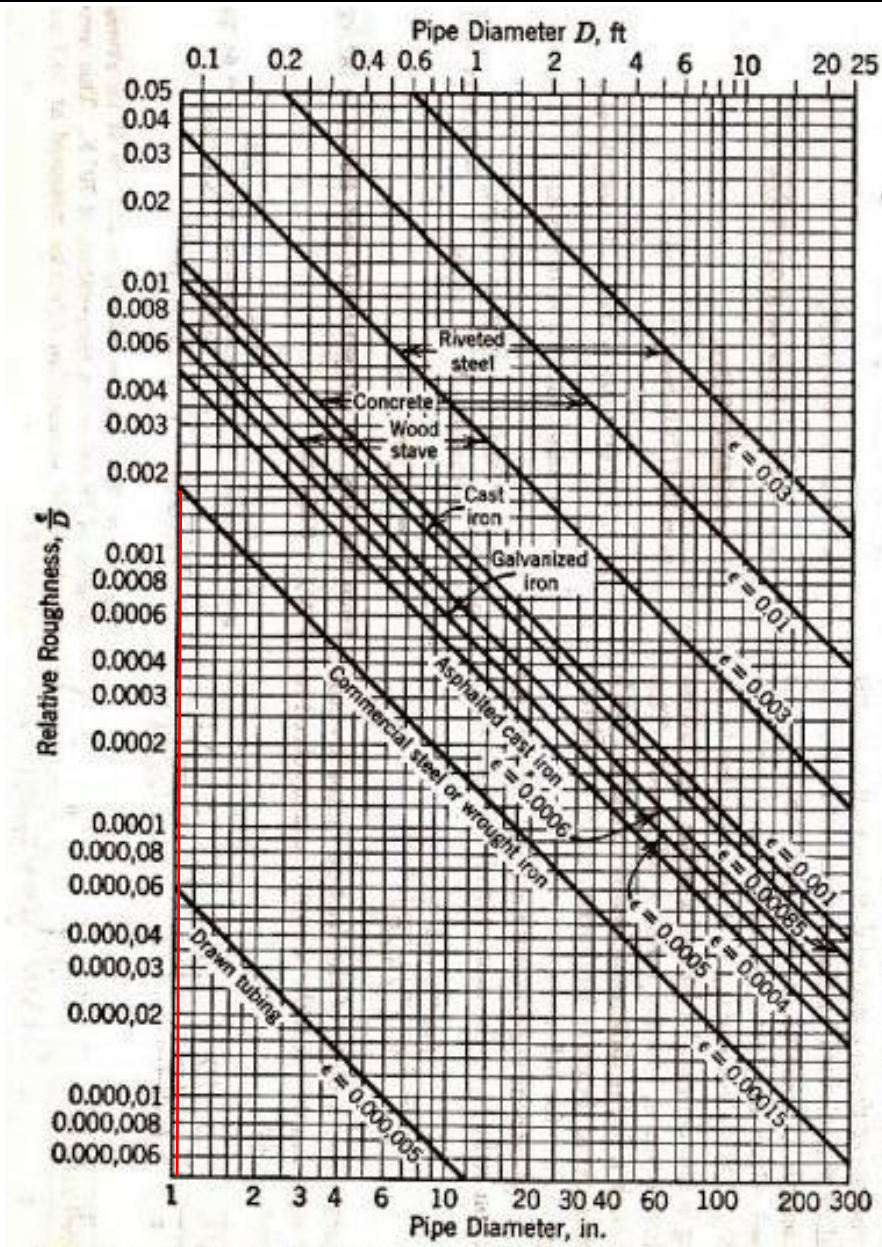
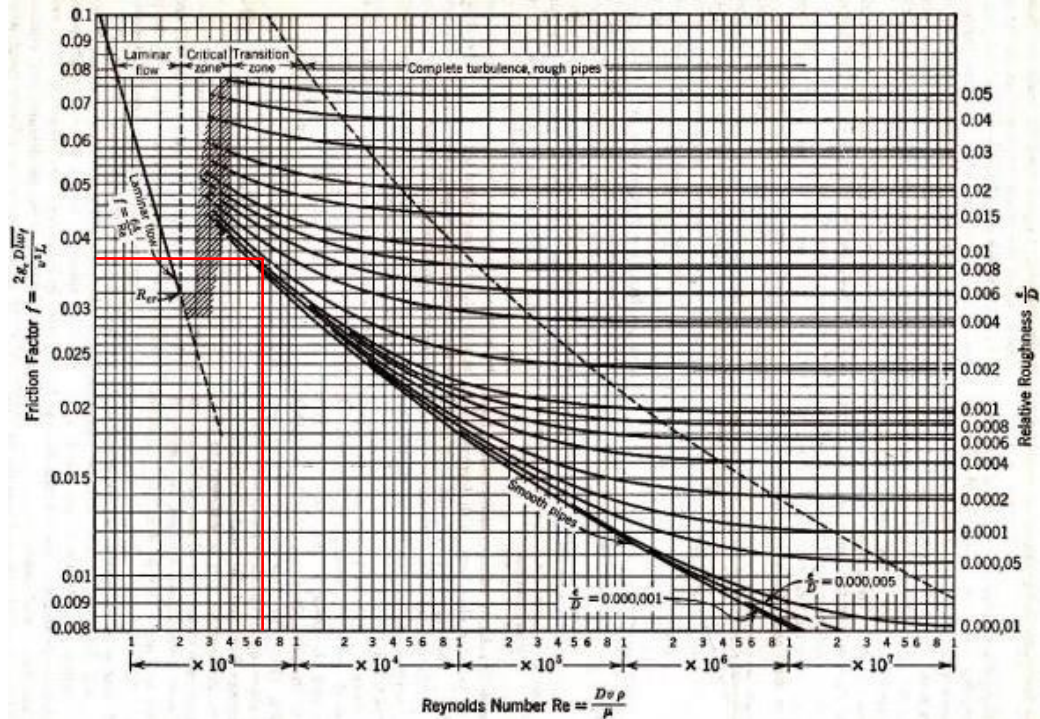


FIG. 126. Relative roughness: as a function of diameter for pipe of various materials.

Gambar 2. Grafik hubungan antara diameter pipa dengan kekasaran relatif



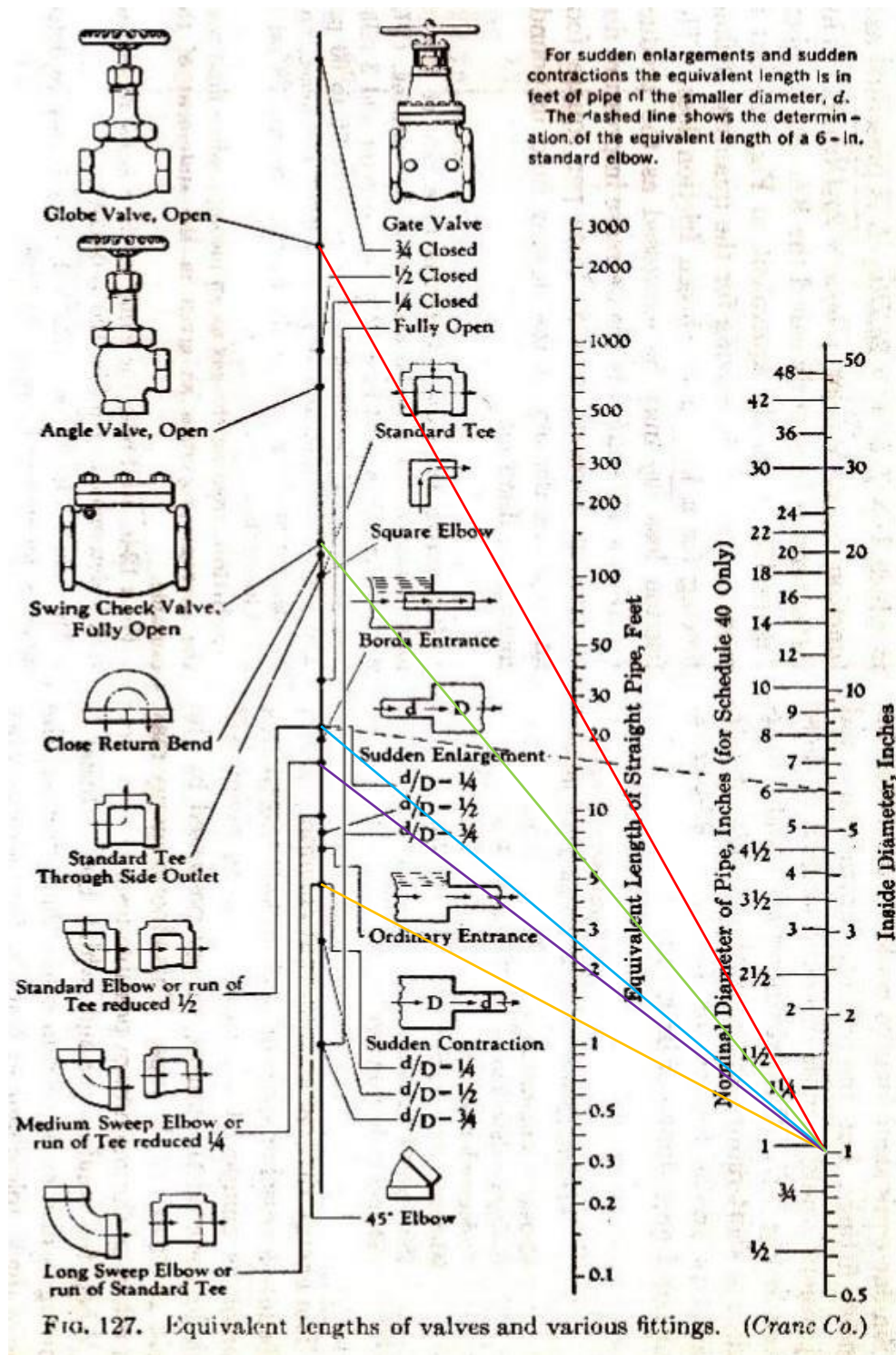
Gambar 3. Grafik hubungan antara bilangan *Reynold* dengan faktor friksi

10. Panjang Ekvivalen Pipa

Penentuan panjang ekvivalen pipa diperoleh dari Fig. 127 Brown, G. G., 1958, halaman 141, sehingga diperoleh :

Tabel 6. Data panjang ekvivalen pipa

| Keterangan | Jumlah | Le (ft) | Σ Le (ft) | Σ Le (m) |
|-----------------------------|--------|---------|-----------|--------------|
| <i>Sudden Enlargement</i> | 1 | 2,75 | 2,75 | 0,84 |
| <i>Sudden Constriction</i> | 1 | 1,30 | 1,30 | 0,40 |
| <i>Check Valve</i> | 1 | 6,90 | 6,90 | 2,10 |
| <i>Globe Valve</i> | 1 | 28,00 | 28,00 | 8,54 |
| <i>Elbow</i> | 4 | 2,25 | 9,00 | 2,75 |
| Panjang Pipa Lurus | | | | 1,83 |
| Total Panjang (L+Le) | | | | 16,46 |



Gambar 4. Diagram data panjang ekivalen

11. Menghitung Head Pompa

Head pompa dihitung dengan persamaan *Bernoulli* sebagai berikut :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} - H_f + H = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g} \dots\dots\dots 8$$

Dengan :

- g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²
- hf = Head karena friksi, m
- hman = Head pompa, m
- P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
- P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
- v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
- v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
- z1 = Elevasi titik 1, m
- z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho \cdot g \dots\dots\dots 9 \\ &= 1022,8 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 10023,54 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \dots\dots\dots 10 \\ &= \frac{1,00 \text{ atm} - 1,00 \text{ atm}}{10023,54 \text{ N/m}^2} \times \frac{101325 \text{ N}}{\text{m}^2} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} \dots\dots\dots 11 \\
 &= \frac{(0,1894 \text{ m/s})^2 - (0,1894 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \dots\dots\dots 12 \\
 &= 1,8 \text{ m} - 1 \text{ m} \\
 &= 0,8 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f \cdot v_1^2 \cdot (L+L_e)}{2 \cdot g \cdot D} \dots\dots\dots 13 \\
 &= \frac{0,036 \cdot (0,1894 \text{ m/s})^2 \cdot 16,46 \text{ m}}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 0,0266 \text{ m}} \\
 &= 0,22 \text{ m} \\
 &= 0,71 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Total Head

$$\begin{aligned}
 H &= H_p + H_v + H_s + H_f \dots\dots\dots 14 \\
 &= 0 \text{ m} + 0 \text{ m} + 0,83 \text{ m} + 0,22 \text{ m} \\
 &= 1,05 \text{ m} \\
 &= 3,45 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

12. Jenis Pompa

$Q = 0,38 \text{ m}^3/\text{jam}$

$H = 1,05 \text{ m}$

Berdasarkan Fig. 5.10 Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 245, diperoleh :

Jenis Pompa = *Centrifugal Pump - Single Stage*

Putaran Pompa = 3500 rpm

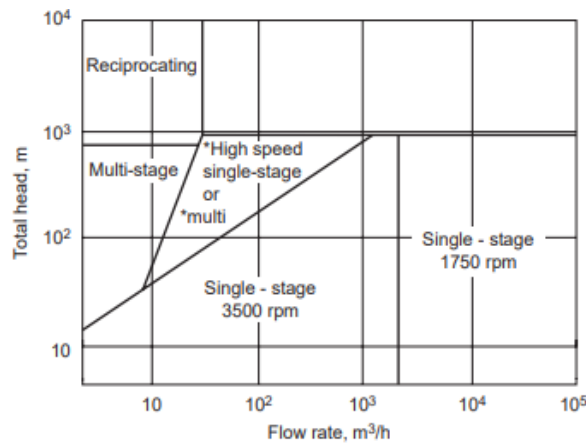


Figure 5.10. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Gambar 5. Diagram jenis pompa

13. Jenis Impeller

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194, jenis impeller untuk pompa sentrifugal, *single suction*, ditentukan berdasarkan nilai *specific head* menggunakan persamaan sebagai berikut :

berikut :

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0.75}} \dots\dots\dots 15$$

Keterangan :

$N_s = \text{Specific speed}$

$n = \text{Putaran pompa} = 3500 \text{ rpm}$

$Q = \text{Laju alir volumetrik} = 1,67 \text{ gpm}$

$H = \text{Head pompa} = 3,45 \text{ ft}$

Sehingga nilai spesifik head :

$$N_s = \frac{3500 \cdot \sqrt{1,67 \text{ gpm}}}{(3,45 \text{ ft})^{0,75}}$$

$$= 1787,70$$

Berdasarkan Fig. 3-47, Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194 untuk nilai *specific head* sebesar 1787,70 diperoleh :

Jenis impeller : *Francis-Screw Field*

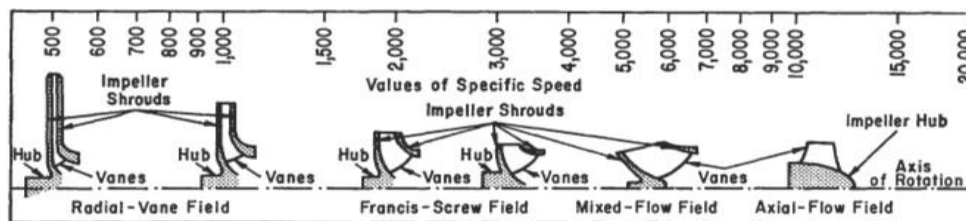


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Gambar 6. Jenis impeller

14. Tekanan Uap

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine. Berdasarkan Yaws, C .L., 1999, diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 7. Data Konstantan Antoine air

| Komponen | A | B | C | D | E |
|------------------|---------|-----------|---------|----------|----------|
| H ₂ O | 29,8605 | -3,15E+03 | -7,3037 | 2,42E-09 | 1,81E-06 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2 \dots\dots\dots 16$$

$$P_i = 10^{(A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2)} \dots\dots\dots 17$$

Dengan :

P_i = Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B,.....,E = Konstanta Antoine

T = Temperatur [K]

Nilai tekanan uap

$$T = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,00 \text{ K}$$

$$P = 0,04 \text{ atm} = 31,59 \text{ mmHg}$$

Tabel 8. Kondisi operasi campuran

| Komponen | kmol/jam | x _F | P _i | K = P _i /P | y = x _F . K |
|------------------|----------|----------------|----------------|-----------------------|------------------------|
| H ₂ O | 21,58 | 1,0000 | 31,5915 | 1,0000 | 1,0000 |

14. Net Positive Suction Head (NPSH)

a. Net Positive Suction Head Available (NPSH_A)

Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v) \frac{2,31}{spgr} - H_f \dots\dots\dots 18$$

Dengan

$$\begin{aligned} spgr &= \frac{\text{Densitas Fluida}}{\text{Densitas Air}} \dots\dots\dots 19 \\ &= \frac{63,85 \text{ lb/ft}^3}{62,40 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1,02 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= 1,00 \text{ m} \\ &= 3,28 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_A &= 3,28 \text{ ft} + (1,00 \text{ atm} - 0,04 \text{ atm}) \frac{14,7 \text{ psi}}{\text{atm}} \cdot \frac{2,31}{1,02} - 0,71 \text{ ft} \\ &= 16,33 \text{ ft} \\ &= 4,98 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Net Positive Suction Head Required (NPSH_R)

Untuk menghitung besarnya NPSH_R digunakan persamaan berikut :

$$\text{NPSH}_R = \left(\frac{N}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} \cdot (Q)^{\frac{2}{3}} \dots \dots \dots 20$$

Dimana :

$$\begin{aligned} N &= 3500 \text{ rpm} \\ Q &= 0,0001 \text{ m}^3/\text{detik} \\ &= 0,0063 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

Sehingga nilai NPSH_R :

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_R &= \left(\frac{3500}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} \cdot \left(0,0063 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}} \right)^{\frac{2}{3}} \\ &= 0,08 \text{ m} \\ &= 0,26 \text{ ft} \end{aligned}$$

Syarat $\text{NPSH}_A > \text{NPSH}_R$, maka tidak terjadi kavitasi

15. Brake House Power (BHP) dan Daya Pompa

Brake House Power (BHP) dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E} \dots\dots\dots 21$$

Keterangan :

- BHP : Daya penggerak popros (Hp)
- Q : Laju alir volumetrik (ft³/s)
- H : Head pompa (ft)
- ρ : Densitas (lb/ft³)
- E : Efisiensi pompa

Berdasarkan Fig. 10.63, Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 635, diperoleh efisiensi pompa sentrifugal pada Q = 0,38 m³/h sebagai berikut :

Efisiensi pompa sentrifugal, E = 35%

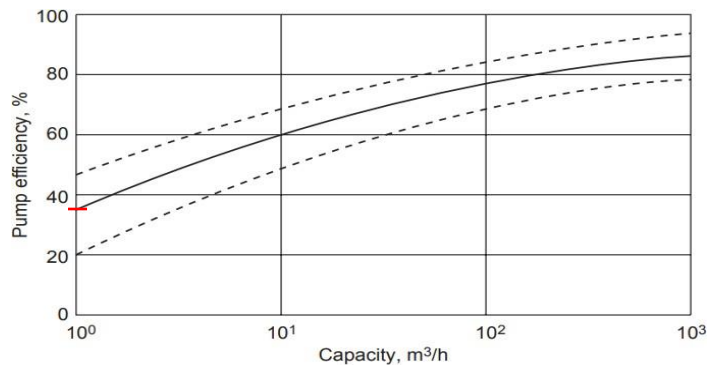


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

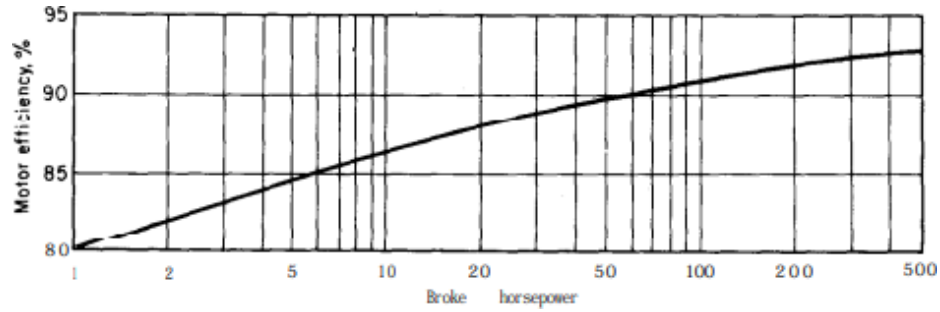
Gambar 7. Grafik efisiensi pompa sentrifugal

Sehingga nilai BHP

$$\begin{aligned}
 BHP &= \frac{0,0037 \text{ ft}^3/\text{s} \times 3,45 \text{ ft} \times 63,85 \text{ lb}/\text{ft}^3}{35\%} \\
 &= 2,355 \text{ lb.ft/s} \\
 &= 0,0042 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dari Fig. 14.39, Peter, M. X. dan Timmerhaus, K. D., 1991, halaman 521, diperoleh :

Efisiensi motor = 80%



Gambar 8. Efisiensi motor

Sehinga daya yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \dots\dots\dots 22 \\
 &= \frac{0,0042 \text{ Hp}}{80\%} \\
 &= 0,0053 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi adalah :

P = 0,5 Hp

- General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.
- Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar 9. Daya motor standar

KESIMPULAN**PU-01**

Tugas : Mengalirkan air dari tangki bersih (TU-01) menuju tangki klorinasi

Jenis Pompa = *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran Pompa = 3500 rpm

Tipe Impeller = Francis-Screw Field

Spesifikasi Pipa =

NPS. = 1

Sch. No. = 40

OD = 1,32 in

ID = 1,049 in

At = 0,864 in

Sambungan Pipa = *Flanged*

Bahan Pipa = *Commercial Steel*

Laju alir volumetrik = 0,38 m³/jam

Total *head* = 1,05 m

NPSH_A = 4,98 m

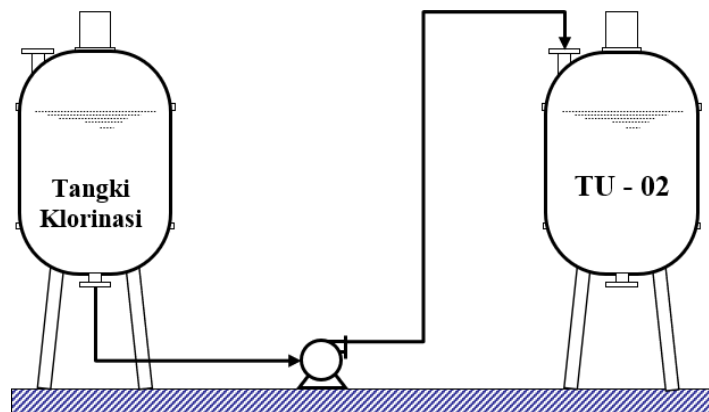
NPSH_R = 0,08 m

Daya Motor = 0,5 Hp

POMPA UTILITAS 2
PU-02

Tugas : Mengalirkan air dari tangki air bersih menuju tangki air sanitasi.

Jenis : *Centrifugal Pump-Single Stage*



Gambar 1. Skema aliran pompa

1. Komposisi Umpan masuk

Suhu, $T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303,00 \text{ K}$

Tekanan $P = 1 \text{ atm}$

Tabel 1. Komposisi umpan masuk

| Komponen | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|------------------|-------|---------------|--------------|-------------|-------------|
| H ₂ O | 18,01 | 388,72 | 21,58 | 1,00 | 1,00 |
| Total | | 388,72 | 21,58 | 1,00 | 1,00 |

2. Densitas

Berdasarkan Yaws, C. L., 1999, diketahui data untuk densitas air sebagai berikut

Tabel 2. Data untuk densitas air

| Komponen | A | B | n | Tc |
|------------------|--------|-------|-------|--------|
| H ₂ O | 0,3471 | 0,274 | 0,286 | 647,13 |

$$\rho : AB \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan : ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, dan n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

T_c : Temperatur kritis [K]

Tabel 3. Data densitas untuk air

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|------------------|---------------|----------------|--------|-------------------------|
| H ₂ O | 388,72 | 1,00 | 1,0228 | 1,0228 |
| Total | 388,72 | 1,00 | | 1,0228 |

Sehingga $\rho = 1,0228 \text{ kg/L}$
 $= 1022,8 \text{ kg/m}^3$

3. Viskositas Cair

Berdasarkan Yaws, C. L., 1999, diketahui data untuk viskositas air sebagai berikut :

Tabel 4. Data viskositas untuk air

| Komponen | A | B | C | D |
|------------------|----------|------------|------------|-------------|
| H ₂ O | -10,2185 | 1,7925E+03 | 1,7730E-02 | -1,2631E-05 |

$$\log_{10} \mu : A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 2$$

$$\mu : 10^{(A+B/T+C+DT^2)} \dots\dots\dots 3$$

Keterangan : μ_{liq} : Viskositas campuran, cP

A, B, C, D : Koefisien Viskositas masing-masing zat

T : Suhu, K

Tabel 5. Data viskositas air

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|------------------|---------------|----------------|--------|------------------------|
| H ₂ O | 388,72 | 1,00 | 0,8126 | 0,8126 |
| Total | 388,72 | 1,00 | | 0,8126 |

$$\begin{aligned}\text{Sehingga } \mu &= 0,8126 \text{ cP} \\ &= 8,13 \times 10^{-4} \text{ kg/(m.s)}\end{aligned}$$

4. Kecepatan Massa Cairan

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan massa aliran} &= 388,72 \text{ kg/jam} \\ &= 0,11 \text{ kg/detik}\end{aligned}$$

Laju alir volumetrik (Q)

$$\begin{aligned}Q &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots 4 \\ &= \frac{388,72 \text{ kg/jam}}{1,0228 \text{ kg/L}} \\ &= 380,05 \text{ L/jam} \\ &= 0,1056 \text{ L/s} \\ &= 0,0001 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,0037 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 1,6733 \text{ gpm}\end{aligned}$$

5. Menentukan titik pemompaan

Titik 1 *suction*

$$\begin{aligned}\text{Tinggi } \textit{suction head} &= 1,00 \text{ m} \\ \text{Tekanan permukaan cairan } \textit{suction head} &= 1,00 \text{ atm}\end{aligned}$$

Titik 2 *discharge*

$$\begin{aligned}\text{Tinggi } \textit{discharge head} &= 3,41 \text{ m} \\ \text{Tekanan permukaan cairan } \textit{discharge head} &= 1,00 \text{ atm}\end{aligned}$$

6. Pemilihan Pipa

$$Q = 0,0037 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = 1022,8 \text{ kg/m}^3 = 63,85 \text{ lb/ft}^3$$

Diameter pipa dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M., 1990, halaman 100 sebagai berikut :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

$$D_{opt} = \text{Diameter optimum, in}$$

$$Q = \text{Laju alir fluida, ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = \text{Densitas fluida, lb/ft}^3$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9 \times (0,0037 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (63,85 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 0,54 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 11 “Process Heat Transfer” Kern, 1983, halaman 844 maka dipilih pipa dengan :

$$\text{NPS} = 1$$

$$\text{Sch. No} = 40$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,0335 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in} = 0,0266 \text{ m}$$

$$\text{At} = 0,864 \text{ in}^2 = 0,0006 \text{ m}^2$$

7. Kecepatan Linier Cairan dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut

$$v_1 = \frac{Q}{At} \dots\dots\dots 6$$

$$v_1 = \frac{0,0001 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0006 \text{ m}^2}$$

$$= 0,1894 \text{ m/s}$$

$$v_2 = v_1$$

$$= 0,1894 \text{ m/s}$$

8. Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot ID}{\mu} \dots\dots\dots 7$$

$$= \frac{1022,8 \text{ kg/m}^3 \times 0,1894 \text{ m/s} \times 0,0266 \text{ m}}{8,13 \times 10^{-4} \text{ kg/(m.s)}}$$

$$= 6351,37$$

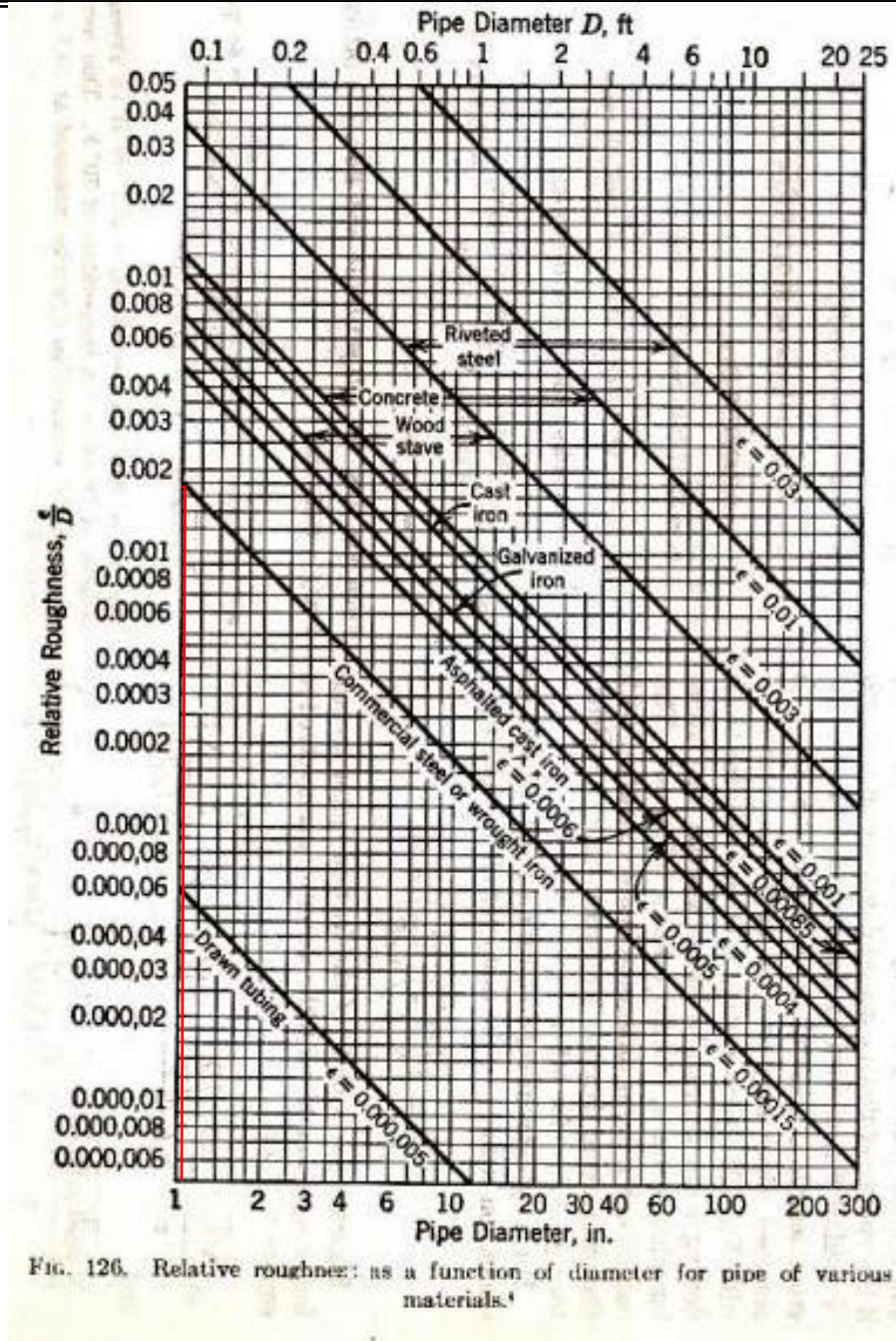
9. Bahan Kontruksi Pipa

Dipilih bahan pipa : Commercial Steel

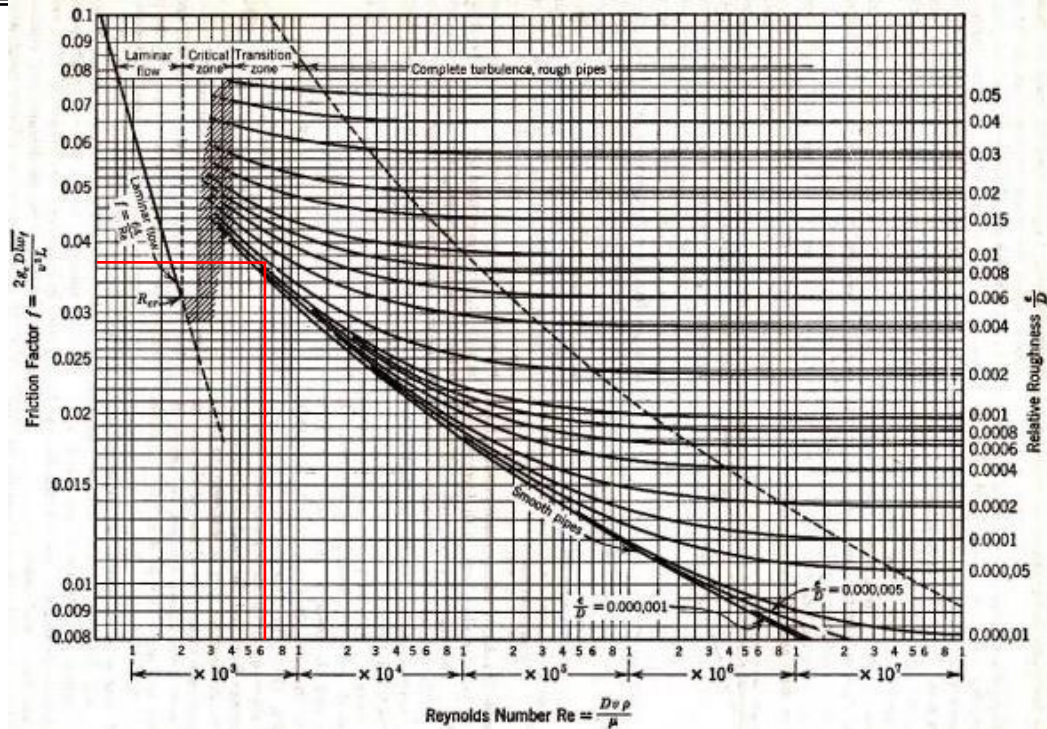
Dari Fig. 126 dan Fig. 125, Brown, G. G., 1950 halaman 141, diperoleh :

$$\varepsilon/D = 0,00171$$

$$f = 0,036$$



Gambar 2. Grafik hubungan antara diameter pipa dengan kekasaran relatif



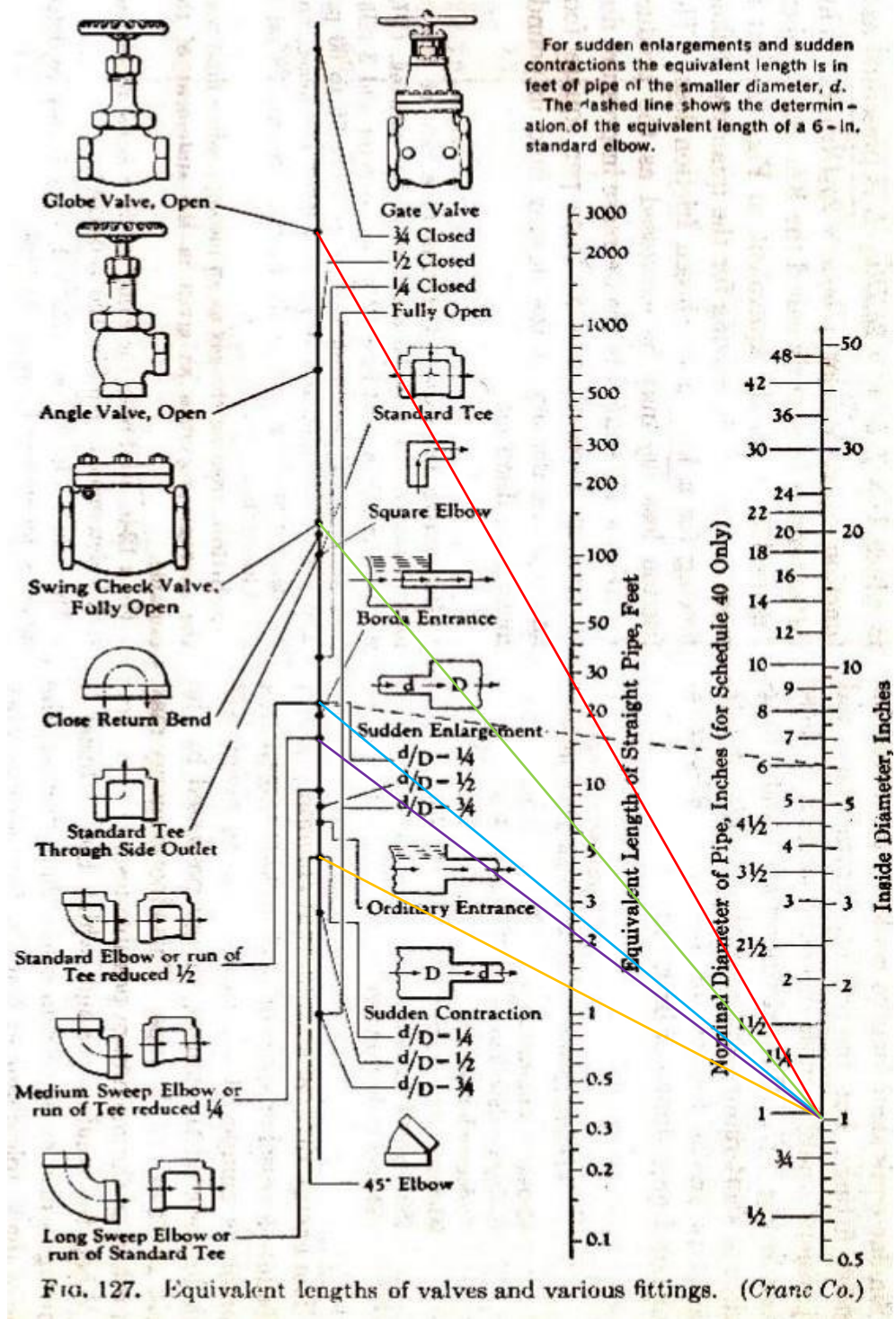
Gambar 3. Grafik hubungan antara bilangan Reynold dengan faktor friksi

10. Panjang Ekuivalen Pipa

Penentuan panjang ekuivalen pipa diperoleh dari Fig. 127 Brown, G. G., 1958, halaman 141, sehingga diperoleh :

Tabel 6. Data panjang ekuivalen pipa

| Keterangan | Jumlah | Le (ft) | Σ Le (ft) | Σ Le (m) |
|-----------------------------|--------|---------|------------------|-----------------|
| <i>Sudden Enlargement</i> | 1 | 2,75 | 2,75 | 0,84 |
| <i>Sudden Constriction</i> | 1 | 1,30 | 1,30 | 0,40 |
| <i>Check Valve</i> | 1 | 6,90 | 6,90 | 2,10 |
| <i>Globe Valve</i> | 1 | 28,00 | 28,00 | 8,54 |
| <i>Elbow</i> | 4 | 2,25 | 9,00 | 2,75 |
| Panjang Pipa Lurus | | | | 3,41 |
| Total Panjang (L+Le) | | | | 18,03 |



Gambar 4. Diagram data panjang ekivalen

11. Menghitung Head Pompa

Head pompa dihitung dengan persamaan *Bernoulli* sebagai berikut :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} - H_f + H = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g} \dots\dots\dots 8$$

Dengan :

- g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²
- hf = Head karena friksi, m
- hman = Head pompa, m
- P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
- P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
- v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
- v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
- z1 = Elevasi titik 1, m
- z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho \cdot g \dots\dots\dots 9 \\ &= 1022,8 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 10023,54 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \dots\dots\dots 10 \\ &= \frac{1,00 \text{ atm} - 1,00 \text{ atm}}{10023,54 \text{ N/m}^2} \times \frac{101325 \text{ N}}{\text{m}^2} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} \dots\dots\dots 11 \\
 &= \frac{(0,1894 \text{ m/s})^2 - (0,1894 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \dots\dots\dots 12 \\
 &= 3,4 \text{ m} - 1 \text{ m} \\
 &= 2,4 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f \cdot v_1^2 \cdot (L+L_e)}{2 \cdot g \cdot D} \dots\dots\dots 13 \\
 &= \frac{0,036 \cdot (0,1894 \text{ m/s})^2 \cdot 18,03 \text{ m}}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 0,0266 \text{ m}} \\
 &= 0,24 \text{ m} \\
 &= 0,77 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Total Head

$$\begin{aligned}
 H &= H_p + H_v + H_s + H_f \dots\dots\dots 14 \\
 &= 0 \text{ m} + 0 \text{ m} + 2,41 \text{ m} + 0,24 \text{ m} \\
 &= 2,64 \text{ m} \\
 &= 8,67 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

12. Jenis Pompa

$Q = 0,38 \text{ m}^3/\text{jam}$

$H = 2,64 \text{ m}$

Berdasarkan Fig. 5.10 Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 245, diperoleh :

Jenis Pompa = *Centrifugal Pump - Single Stage*

Putaran Pompa = 3500 rpm

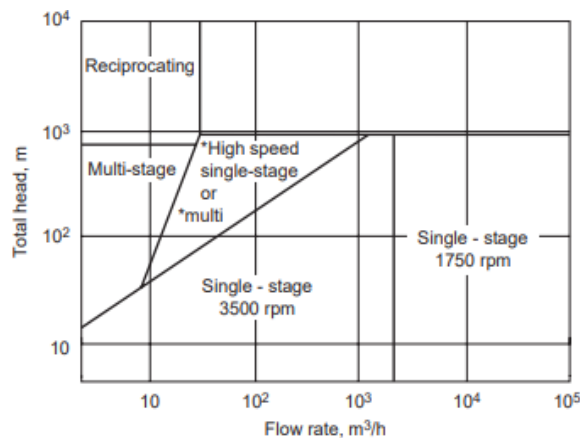


Figure 5.10. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Gambar 5. Diagram jenis pompa

13. Jenis Impeller

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194, jenis impeller untuk pompa sentrifugal, *single suction*, ditentukan berdasarkan nilai *specific head* menggunakan persamaan sebagai berikut :

berikut :

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}} \dots \dots \dots 15$$

Keterangan :

$N_s = \text{Specific speed}$

$n = \text{Putaran pompa} = 3500 \text{ rpm}$

$Q = \text{Laju alir volumetrik} = 1,67 \text{ gpm}$

$H = \text{Head pompa} = 8,67 \text{ ft}$

Sehingga nilai spesifik head :

$$N_s = \frac{3500 \cdot \sqrt{1,67 \text{ gpm}}}{(8,67 \text{ ft})^{0,75}}$$

$$= 896,26$$

Berdasarkan Fig. 3-47, Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194 untuk nilai *specific head* sebesar 896,26 diperoleh :

Jenis impeller : *Radial-Vane Field*

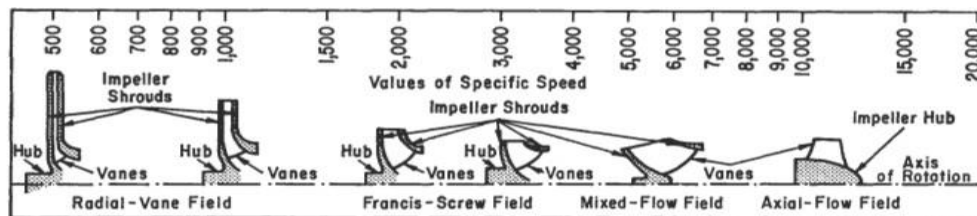


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Gambar 6. Jenis impeller

14. Tekanan Uap

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine. Berdasarkan Yaws, C .L., 1999, diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 7. Data Konstantan Antoine air

| Komponen | A | B | C | D | E |
|------------------|---------|-----------|---------|----------|----------|
| H ₂ O | 29,8605 | -3,15E+03 | -7,3037 | 2,42E-09 | 1,81E-06 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2 \dots\dots\dots 16$$

$$P_i = 10^{(A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2)} \dots\dots\dots 17$$

Dengan :

P_i = Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B,.....,E = Konstanta Antoine

T = Temperatur [K]

Nilai tekanan uap

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$P = 0,04 \text{ atm} = 31,59 \text{ mmHg}$$

Tabel 8. Kondisi operasi campuran

| Komponen | kmol/jam | x _F | P _i | K = P _i /P | y = x _F . K |
|------------------|----------|----------------|----------------|-----------------------|------------------------|
| H ₂ O | 21,58 | 1,0000 | 31,5915 | 1,0000 | 1,0000 |

15. Net Positive Suction Head (NPSH)

a. Net Positive Suction Head Available (NPSH_A)

Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v) \frac{2,31}{spgr} - H_f \dots\dots\dots 18$$

Dengan

$$\begin{aligned}
 spgr &= \frac{\text{Densitas Fluida}}{\text{Densitas Air}} \dots\dots\dots 19 \\
 &= \frac{63,85 \text{ lb/ft}^3}{62,40 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 1,02
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 S &= 1,00 \text{ m} \\
 &= 3,28 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH}_A &= 3,28 \text{ f} + (1,00 \text{ atm} - 0,04 \text{ atm}) \frac{14,7 \text{ psi}}{\text{atm}} \cdot \frac{2,31}{1,02} - 0,77 \text{ ft} \\
 &= 16,27 \text{ ft} \\
 &= 4,96 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b. Net Positive Suction Head Required (NPSH_R)

Untuk menghitung besarnya NPSH_R digunakan persamaan berikut :

$$\text{NPSH}_R = \left(\frac{N}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} \cdot (Q)^{\frac{2}{3}} \dots\dots\dots 20$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
 N &= 3500 \text{ rpm} \\
 Q &= 0,0001 \text{ m}^3/\text{detik} \\
 &= 0,0063 \text{ m}^3/\text{menit}
 \end{aligned}$$

Sehingga nilai NPSH_R :

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH}_R &= \left(\frac{3500}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} \cdot \left(0,0063 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}} \right)^{\frac{2}{3}} \\
 &= 0,08 \text{ m} \\
 &= 0,26 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Syarat $\text{NPSH}_A > \text{NPSH}_R$, maka tidak terjadi kavitasi

16. Brake House Power (BHP) dan Daya Pompa

Brake House Power (BHP) dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E} \dots\dots\dots 21$$

Keterangan :

- BHP : Daya penggerak popros (Hp)
- Q : Laju alir volumetrik (ft³/s)
- H : Head pompa (ft)
- ρ : Densitas (lb/ft³)
- E : Efisiensi pompa

Berdasarkan Fig. 10.63, Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 635, diperoleh efisiensi pompa sentrifugal pada Q = 0,38 m³/h sebagai berikut :

Efisiensi pompa sentrifugal, E = 35%

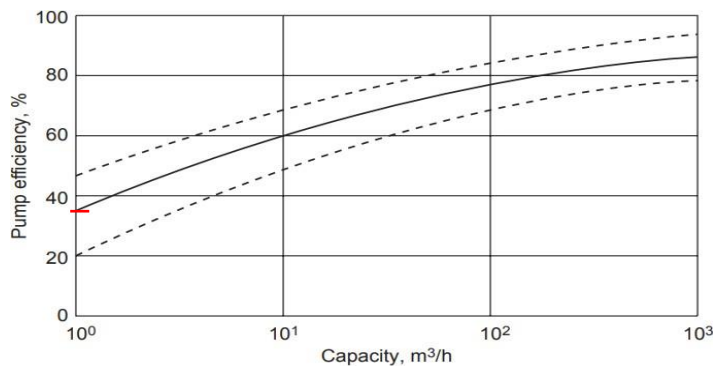


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

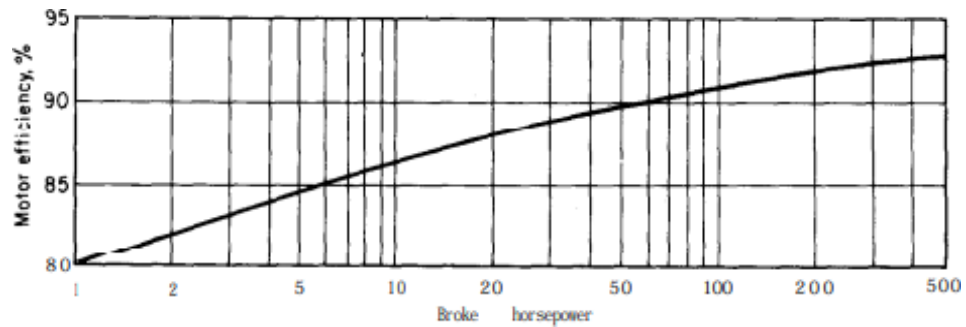
Gambar 7. Grafik efisiensi pompa sentrifugal

Sehingga nilai BHP

$$\begin{aligned}
 BHP &= \frac{0,0037 \text{ ft}^3/\text{s} \times 8,67 \text{ ft} \times 63,85 \text{ lb/ft}^3}{35\%} \\
 &= 5,9131 \text{ lb.ft/s} \\
 &= 0,0106 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dari Fig. 14.39, Peter, M. X. dan Timmerhaus, K. D., 1991, halaman 521, diperoleh :

Efisiensi motor = 80%



Gambar 8. Efisiensi motor

Sehingga daya yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \dots\dots\dots 22 \\
 &= \frac{0,0106 \text{ Hp}}{80\%} \\
 &= 0,01 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi adalah :

$$P = 0,5 \text{ Hp}$$

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.
 Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar 9. Daya motor standar

KESIMPULAN**PU-02**

Tugas : Mengalirkan air dari tangki air bersih menuju tangki air sanitasi.

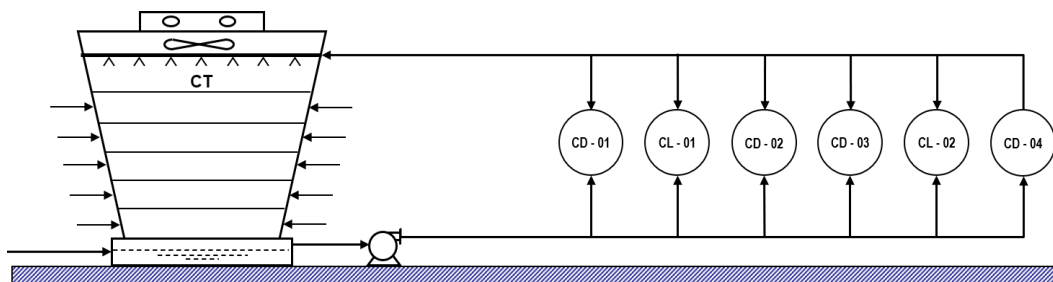
| | | |
|----------------------|---|--------------------------------------|
| Jenis Pompa | = | <i>Centrifugal pump-Single stage</i> |
| Putaran Pompa | = | 3500 rpm |
| Tipe Impeller | = | <i>Radial-Vane Field</i> |
| Spesifikasi Pipa | = | |
| NPS. | = | 1 |
| Sch. No. | = | 40 |
| OD | = | 1,32 in |
| ID | = | 1,049 in |
| At | = | 0,864 in |
| Sambungan Pipa | = | <i>Flanged</i> |
| Bahan Pipa | = | <i>Commercial Steel</i> |
| Laju alir volumetrik | = | 0,38 m ³ /jam |
| Total <i>head</i> | = | 2,64 m |
| NPSH _A | = | 4,96 m |
| NPSH _R | = | 0,08 m |
| Daya Motor | = | 0,5 Hp |

POMPA UTILITAS 3

PU-03

Tugas : Mengalirkan air dari *cooling tower* (CT-01) menuju sistem pendingin

Jenis : *Centrifugal Pump-Single Stage*



Gambar 1. Skema aliran pompa

1. Komposisi Umpan masuk

Suhu, $T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,00 \text{ K}$

Tekanan $P = 1 \text{ atm}$

Tabel 1. Komposisi umpan masuk

| Komponen | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|------------------|-------|------------------|-----------------|-------------|-------------|
| H ₂ O | 18,01 | 218396,01 | 12126,37 | 1,00 | 1,00 |
| Total | | 218396,01 | 12126,37 | 1,00 | 1,00 |

2. Densitas

Berdasarkan Yaws, C. L., 1999, diketahui data untuk densitas air sebagai berikut

Tabel 2. Data untuk densitas air

| Komponen | A | B | n | T _c |
|------------------|--------|-------|-------|----------------|
| H ₂ O | 0,3471 | 0,274 | 0,286 | 647,13 |

$$\rho = AB \left(\frac{T}{T_c} \right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan : ρ : Densitas campuran [kg/liter]
 A, B, dan n : Koefisien regresi
 T : Temperatur [K]
 Tc : Temperatur kritis [K]

Tabel 3. Data densitas untuk air

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|------------------|------------------|----------------|--------|-------------------------|
| H ₂ O | 218396,01 | 1,00 | 1,0228 | 1,0228 |
| Total | 218396,01 | 1,00 | | 1,0228 |

Sehingga $\rho = 1,0228 \text{ kg/L}$
 $= 1022,8 \text{ kg/m}^3$

3. Viskositas Cair

Berdasarkan Yaws, C. L., 1999, diketahui data untuk viskositas air sebagai berikut :

Tabel 4. Data viskositas untuk air

| Komponen | A | B | C | D |
|------------------|----------|------------|------------|-------------|
| H ₂ O | -10,2185 | 1,7925E+03 | 1,7730E-02 | -1,2631E-05 |

$\log_{10} \mu$: $A + B/T + CT + DT^2$ 2
 μ : $10^{(A+B/T+C+DT^2)}$ 3

Keterangan : μ_{liq} : Viskositas campuran, cP
 A, B, C, D : Koefisien Viskositas masing-masing zat
 T : Suhu, K

Tabel 5. Data viskositas air

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|------------------|------------------|----------------|--------|------------------------|
| H ₂ O | 218396,01 | 1,00 | 0,8126 | 0,8126 |
| Total | 218396,01 | 1,00 | | 0,8126 |

Sehingga $\mu = 0,8126 \text{ cP}$
 $= 8,13 \times 10^{-3} \text{ kg/(m.s)}$

4. Kecepatan Massa Cairan

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan massa aliran} &= 218396,01 \text{ kg/jam} \\ &= 60,67 \text{ kg/detik}\end{aligned}$$

Laju alir volumetrik (Q)

$$\begin{aligned}Q &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots 4 \\ &= \frac{218396,01 \text{ kg/jam}}{1,0228 \text{ kg/L}} \\ &= 213525,39 \text{ L/jam} \\ &= 59,31 \text{ L/s} \\ &= 0,0593 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 2,0946 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 940,12 \text{ gpm}\end{aligned}$$

5. Menentukan titik pemompaan**Titik 1 *suction***

$$\begin{aligned}\text{Tinggi } \textit{suction head} &= 1,00 \text{ m} \\ \text{Tekanan permukaan cairan } \textit{suction head} &= 1,00 \text{ atm}\end{aligned}$$

Titik 2 *discharge*

$$\begin{aligned}\text{Tinggi } \textit{discharge head} &= 9,14 \text{ m} \\ \text{Tekanan permukaan cairan } \textit{discharge head} &= 1,00 \text{ atm}\end{aligned}$$

6. Pemilihan Pipa

$$\begin{aligned}Q &= 2,0946 \text{ ft}^3/\text{s} \\ \rho &= 1022,8 \text{ kg/m}^3 \\ &= 63,85 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

Diameter pipa dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M., 1990, halaman 100 sebagai berikut :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

D_{opt} = Diameter optimum, in

Q = Laju alir fluida, ft^3/s

ρ = Densitas fluida, lb/ft^3

Sehingga :

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9 \times (2,0946 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (\epsilon ,85 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13} \\ &= 9,34 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 11 “Process Heat Transfer” Kern, 1983, halaman 844 maka dipilih pipa dengan :

NPS = 10

Sch. No = 40

OD = 10,75 in = 0,2731 m

ID = 10,02 in = 0,2545 m

At = 78,80 in^2 = 0,0508 m^2

7. Kecepatan Linier Cairan dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut

$$\begin{aligned} v_1 &= \frac{Q}{At} \dots\dots\dots 6 \\ &= \frac{0,0593 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0508 \text{ m}^2} \\ &= 1,1667 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}v_2 &= v_1 \\ &= 1,1667 \text{ m/s}\end{aligned}$$

8. Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned}Re &= \frac{\rho \cdot v \cdot ID}{\mu} \dots\dots\dots 7 \\ &= \frac{1022,8 \text{ kg/m}^3 \times 1,1667 \text{ m/s} \times 0,2545 \text{ m}}{8,13 \times 10^{-3} \text{ kg/(m.s)}} \\ &= 373729,94\end{aligned}$$

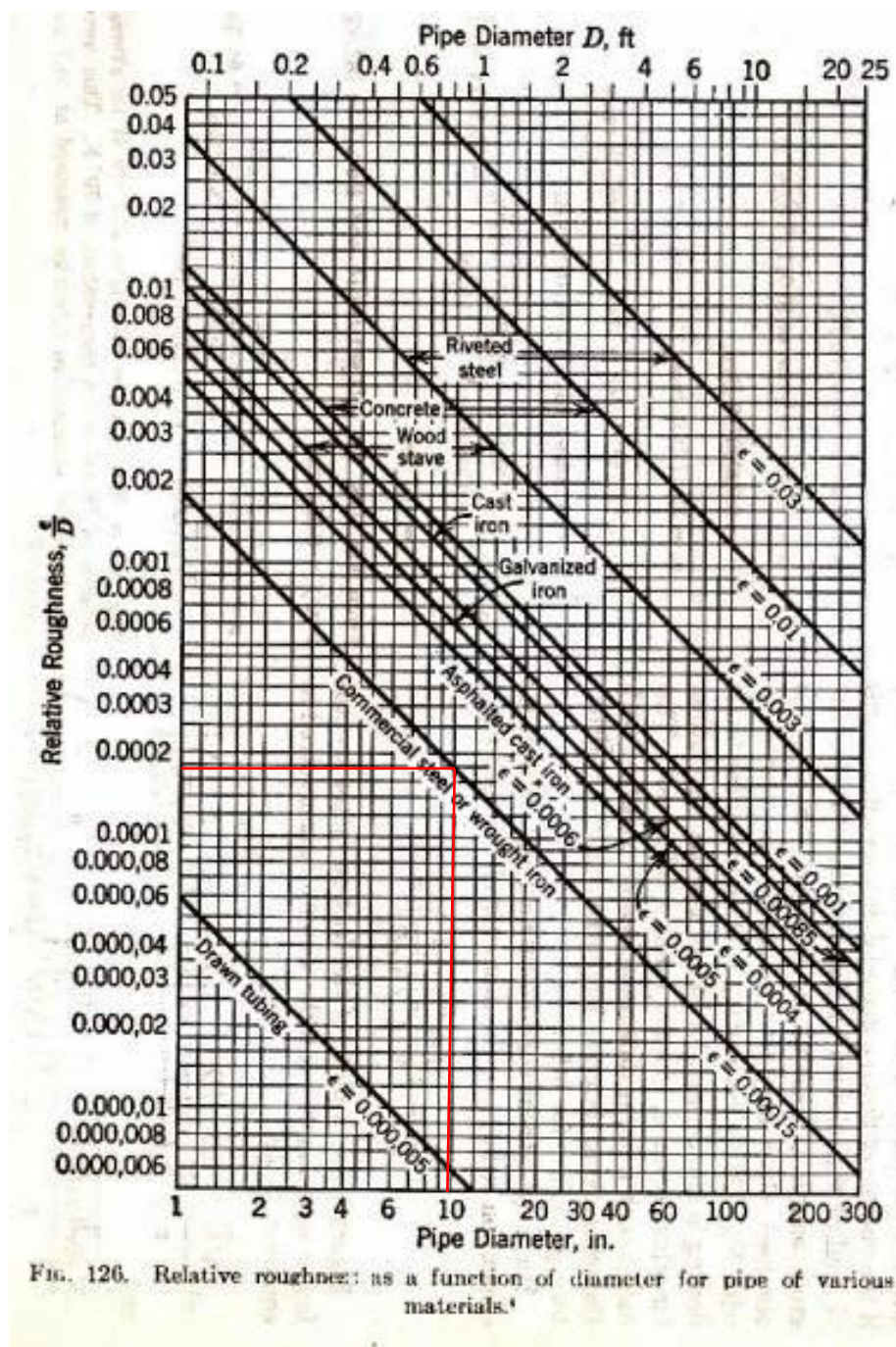
9. Bahan Kontruksi Pipa

Dipilih bahan pipa : Commercial Steel

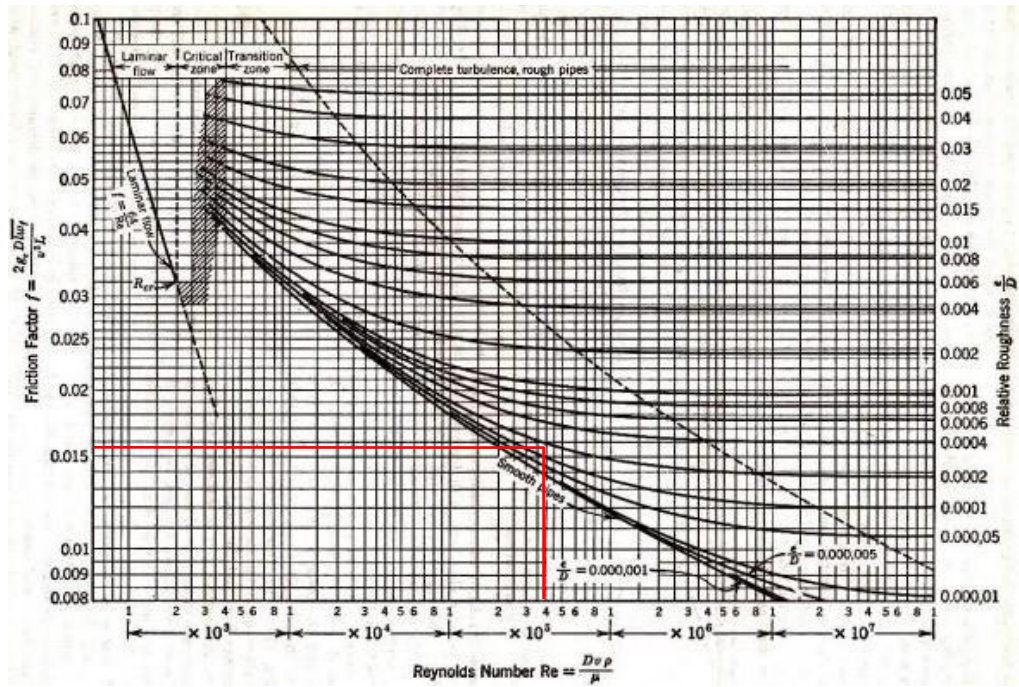
Dari Fig. 126 dan Fig. 125, Brown, G. G., 1950 halaman 141, diperoleh :

$$\varepsilon/D = 0,00017$$

$$f = 0,016$$



Gambar 2. Grafik hubungan antara diameter pipa dengan kekasaran relatif



Gambar 3. Grafik hubungan antara bilangan *Reynold* dengan faktor friksi

10. Panjang Ekuivalen Pipa

Penentuan panjang ekuivalen pipa diperoleh dari Fig. 127 Brown, G. G., 1958, halaman 141, sehingga diperoleh :

Tabel 6. Data panjang ekuivalen pipa

| Keterangan | Jumlah | Le (ft) | Σ Le (ft) | Σ Le (m) |
|-----------------------------|--------|---------|-----------|---------------|
| <i>Sudden Enlargement</i> | 1 | 27 | 27 | 8,24 |
| <i>Sudden Constriction</i> | 1 | 13 | 13 | 3,97 |
| <i>Check Valve</i> | 1 | 66 | 66 | 20,13 |
| <i>Globe Valve</i> | 1 | 263 | 263 | 80,22 |
| <i>Elbow</i> | 3 | 22 | 66 | 20,13 |
| Panjang Pipa Lurus | | | | 9,14 |
| Total Panjang (L+Le) | | | | 141,82 |

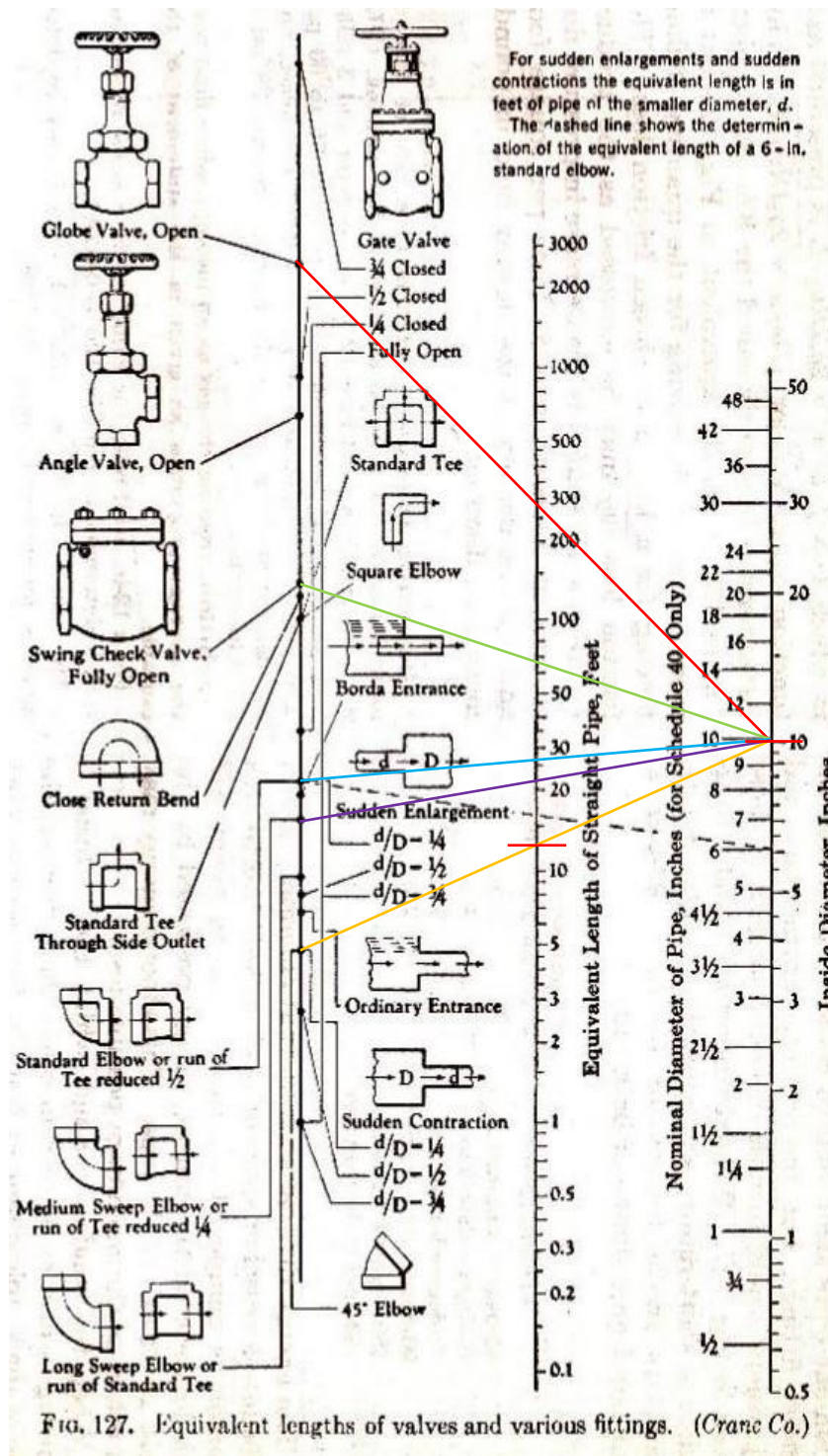


FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (Crane Co.)

Gambar 4. Diagram data panjang ekivalen

11. Menghitung Head Pompa

Head pompa dihitung dengan persamaan *Bernoulli* sebagai berikut :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} - H_f + H = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g} \dots\dots\dots 8$$

Dengan :

- g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²
- hf = Head karena friksi, m
- hman = Head pompa, m
- P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
- P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
- v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
- v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
- z1 = Elevasi titik 1, m
- z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho \cdot g \dots\dots\dots 9 \\ &= 1022,8 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 10023,54 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \dots\dots\dots 10 \\ &= \frac{1,00 \text{ atm} - 1,00 \text{ atm}}{10023,54 \text{ N/m}^2} \times \frac{101325 \text{ N}}{\text{m}^2} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} \dots\dots\dots 11 \\
 &= \frac{(1,1994 \text{ m/s})^2 - (1,1994 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \dots\dots\dots 12 \\
 &= 9,1 \text{ m} - 1 \text{ m} \\
 &= 8,1 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f \cdot v_1^2 \cdot (L+L_e)}{2 \cdot g \cdot D} \dots\dots\dots 13 \\
 &= \frac{0,016 \cdot (1,1667 \text{ m/s})^2 \cdot 141,82 \text{ m}}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 0,2545 \text{ m}} \\
 &= 0,52 \text{ m} \\
 &= 1,70 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Total Head

$$\begin{aligned}
 H &= H_p + H_v + H_s + H_f \dots\dots\dots 14 \\
 &= 0 \text{ m} + 0 \text{ m} + 8,14 \text{ m} + 0,52 \text{ m} \\
 &= 8,66 \text{ m} \\
 &= 28,41 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

12. Jenis Pompa

$Q = 213,53 \text{ m}^3/\text{jam}$

$H = 8,66 \text{ m}$

Berdasarkan Fig. 5.10 Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 245, diperoleh :

Jenis Pompa = *Centrifugal Pump - Single Stage*

Putaran Pompa = 3500 rpm

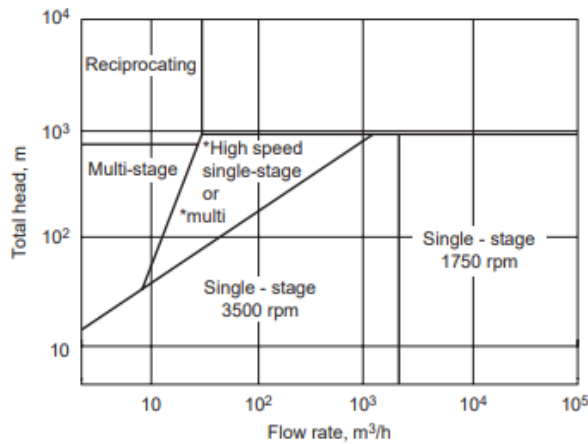


Figure 5.10. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Gambar 5. Diagram jenis pompa

13. Jenis Impeller

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194, jenis impeller untuk pompa sentrifugal, *single suction*, ditentukan berdasarkan nilai *specific head* menggunakan persamaan sebagai berikut :

berikut :

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}} \dots\dots\dots 15$$

Keterangan :

- N_s = *Specific speed*
 n = Putaran pompa = 3500 rpm
 Q = Laju alir volumetrik = 940,1 gpm
 H = *Head* pompa = 28,41 ft

Sehingga nilai spesifik *head* :

$$N_s = \frac{3500 \cdot \sqrt{1074,1 \text{ gpm}}}{(28,46 \text{ ft})^{0,75}}$$

$$= 8719,67$$

Berdasarkan Fig. 3-47, Ludwig, E. E., 3rd *edition* , Volume 1, 1999, halaman 194 untuk nilai *specific head* sebesar 8719,67 diperoleh :

Jenis impeller : *Axial-Flow Field*

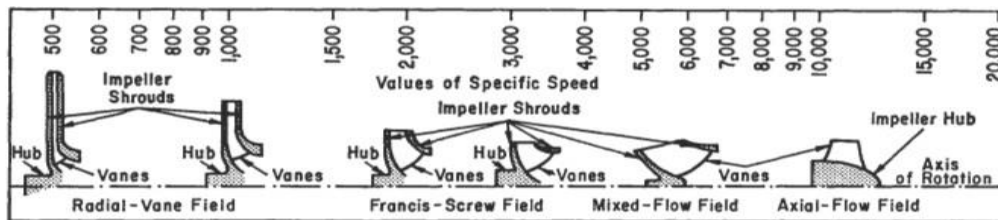


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Gambar 6. Jenis impeller

14. Tekanan Uap

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine. Berdasarkan Yaws, C .L., 1999, diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 7. Data Konstantan Antoine air

| Komponen | A | B | C | D | E |
|------------------|---------|-----------|---------|----------|----------|
| H ₂ O | 29,8605 | -3,15E+03 | -7,3037 | 2,42E-09 | 1,81E-06 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2 \dots\dots\dots 16$$

$$P_i = 10^{(A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2)} \dots\dots\dots 17$$

Dengan :

P_i = Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B,.....,E = Konstanta Antoine

T = Temperatur [K]

Nilai tekanan uap

$$T = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$P = 0,04 \text{ atm} = 31,59 \text{ mmHg}$$

Tabel 8. Kondisi operasi campuran

| Komponen | kmol/jam | x _F | P _i | K = P _i /P | y = x _F . K |
|------------------|----------|----------------|----------------|-----------------------|------------------------|
| H ₂ O | 12126,37 | 1,0000 | 31,5915 | 1,0000 | 1,0000 |

15. Net Positive Suction Head (NPSH)

a. Net Positive Suction Head Available (NPSH_A)

Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v) \frac{2,31}{spgr} - H_f \dots\dots\dots 18$$

Dengan

$$\begin{aligned} spgr &= \frac{\text{Densitas Fluida}}{\text{Densitas Air}} \dots\dots\dots 19 \\ &= \frac{63,85 \text{ lb/ft}^3}{62,40 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1,02 \end{aligned}$$

$$S = 1,00 \text{ m}$$

$$= 3,28 \text{ ft}$$

$$NPSH_A = 3,28 \text{ f} + (1,00 \text{ atm} - 0,04 \text{ atm}) \frac{14,7 \text{ psi}}{\text{atm}} \cdot \frac{2,31}{1,02} - 1,74 \text{ ft}$$

$$= 15,35 \text{ ft}$$

$$= 4,68 \text{ m}$$

b. Net Positive Suction Head Required (NPSH_R)

Untuk menghitung besarnya NPSH_r digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} \cdot (Q)^{\frac{2}{3}} \dots\dots\dots 20$$

Dimana :

$$N = 3500 \text{ rpm}$$

$$Q = 0,0593 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$= 3,5588 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Sehingga nilai NPSH_R :

$$NPSH_R = \left(\frac{3500}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} \cdot \left(3,5588 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}} \right)^{\frac{2}{3}}$$

$$= 3,51 \text{ m}$$

$$= 11,51 \text{ ft}$$

Syarat NPSH_A > NPSH_R, maka tidak terjadi kavitasi

16. Brake House Power (BHP) dan Daya Pompa

Brake House Power (BHP) dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E} \dots\dots\dots 21$$

Keterangan :

- BHP : Daya penggerak popros (Hp)
- Q : Laju alir volumetrik (ft³/s)
- H : Head pompa (ft)
- ρ : Densitas (lb/ft³)
- E : Efisiensi pompa

Berdasarkan Fig. 10.63, Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 635, diperoleh efisiensi pompa sentrifugal pada Q = 213,53 m³/h sebagai berikut :

Efisiensi pompa sentrifugal, E = 79%

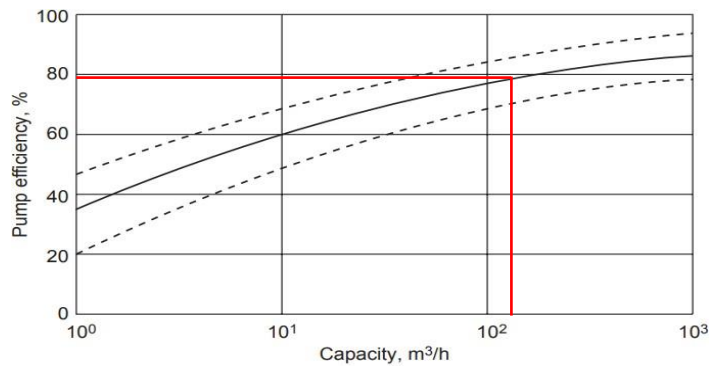


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

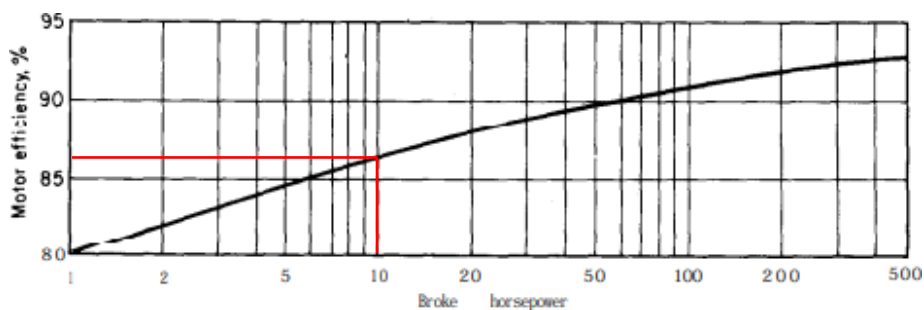
Gambar 7. Grafik efisiensi pompa sentrifugal

Sehingga nilai BHP

$$\begin{aligned}
 BHP &= \frac{2,0946 \text{ ft}^3/\text{s} \times 28,41 \text{ ft} \times 63,85 \text{ lb/ft}^3}{79\%} \\
 &= 4801,52 \text{ lb.ft/s} \\
 &= 8,64 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dari Fig. 14.39, Peter, M. X. dan Timmerhaus, K. D., 1991, halaman 521, diperoleh :

Efisiensi motor = 86%



Gambar 8. Efisiensi motor

Sehinga daya yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \dots\dots\dots 22 \\
 &= \frac{8,64 \text{ Hp}}{86\%} \\
 &= 10,02 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi adalah :

P = 15 Hp

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.
 Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar 9. Daya motor standar

KESIMPULAN**PU-03**

Tugas : Mengalirkan air dari *cooling tower* (CT-01) menuju sistem pendingin

Jenis Pompa = *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran Pompa = 3500 rpm

Tipe Impeller = Axial-Flow Field

Spesifikasi Pipa =

NPS. = 10

Sch. No. = 40

OD = 10,75 in

ID = 10,02 in

At = 78,8 in

Sambungan Pipa = *Flanged*

Bahan Pipa = *Commercial Steel*

Laju alir volumetrik = 213,53 m³/jam

Total *head* = 8,66 m

NPSH_A = 4,68 m

NPSH_R = 3,51 m

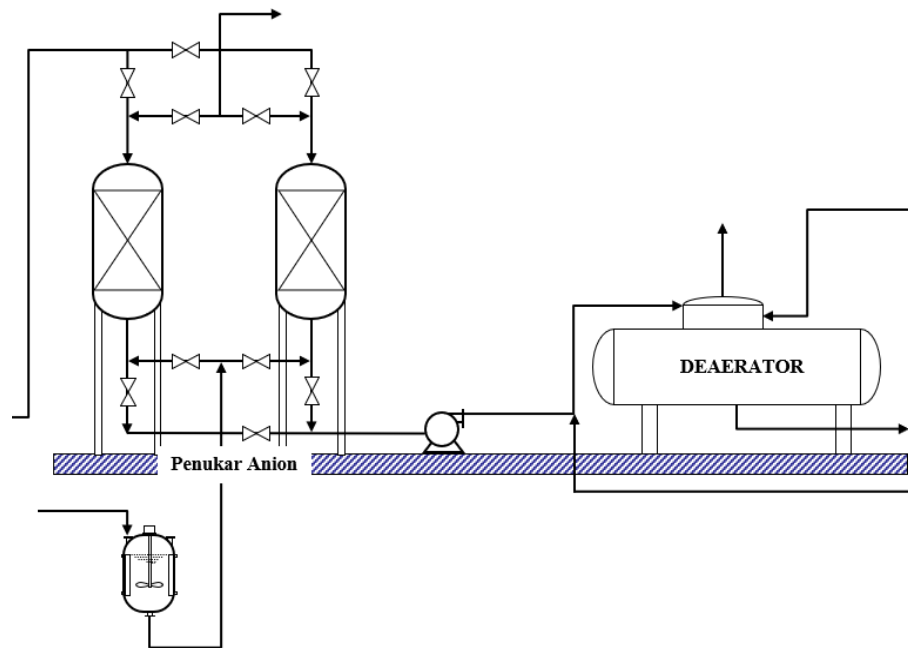
Daya Motor = 15 Hp

POMPA UTILITAS 4

PU-04

Tugas : Mengalirkan air dari *ion exchanger* menuju deaerator.

Jenis : *Centrifugal Pump-Single Stage*



Gambar 1. Skema aliran pompa

1. Komposisi Umpan masuk

Suhu, $T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303,00 \text{ K}$

Tekanan $P = 1 \text{ atm}$

Tabel 1. Komposisi umpan masuk

| Komponen | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|------------------|-------|---------------|-------------|-------------|-------------|
| H ₂ O | 18,01 | 146,83 | 8,15 | 1,00 | 1,00 |
| Total | | 146,83 | 8,15 | 1,00 | 1,00 |

2. Densitas

Berdasarkan Yaws, C. L., 1999, diketahui data untuk densitas air sebagai berikut

Tabel 2. Data untuk densitas air

| Komponen | A | B | n | Tc |
|------------------|--------|-------|-------|--------|
| H ₂ O | 0,3471 | 0,274 | 0,286 | 647,13 |

$$\rho : AB \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, dan n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis [K]

Tabel 3. Data densitas untuk air

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|------------------|---------------|----------------|--------|-------------------------|
| H ₂ O | 146,83 | 1,00 | 1,0228 | 1,0228 |
| Total | 146,83 | 1,00 | | 1,0228 |

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } \rho &= 1,0228 \text{ kg/L} \\ &= 1022,8 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

3. Viskositas Cair

Berdasarkan Yaws, C. L., 1999, diketahui data untuk viskositas air sebagai berikut :

Tabel 4. Data viskositas untuk air

| Komponen | A | B | C | D |
|------------------|----------|------------|------------|-------------|
| H ₂ O | -10,2185 | 1,7925E+03 | 1,7730E-02 | -1,2631E-05 |

$$\log_{10} \mu : A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 2$$

$$\mu : 10^{(A+B/T+C+DT^2)} \dots\dots\dots 3$$

Keterangan :

- μ_{liq} : Viskositas campuran, cP
- A, B, C, D : Koefisien Viskositas masing-masing zat
- T : Suhu, K

Tabel 5. Data viskositas air

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|------------------|---------------|----------------|--------|------------------------|
| H ₂ O | 146,83 | 1,00 | 0,8126 | 0,8126 |
| Total | 146,83 | 1,00 | | 0,8126 |

Sehingga $\mu = 0,8126 \text{ cP}$
 $= 8,13 \times 10^{-4} \text{ kg/(m.s)}$

4. Kecepatan Massa Cairan

Kecepatan massa aliran = 146,83 kg/jam
 $= 0,04 \text{ kg/detik}$

Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots 4$$

$$= \frac{146,83 \text{ kg/jam}}{1,0228 \text{ kg/L}}$$

$$= 143,56 \text{ L/jam}$$

$$= 0,0399 \text{ L/s}$$

$$= 3,99\text{E-}05 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,0014 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 0,6321 \text{ gpm}$$

5. Menentukan titik pemompaan

Titik 1 suction

Tinggi suction head = 1,00 m
 Tekanan permukaan cairan suction head = 1,00 atm

Titik 2 discharge

$$\text{Tinggi discharge head} = 2,21 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan permukaan cairan discharge head} = 1,96 \text{ atm}$$

6. Pemilihan Pipa

$$Q = 0,0014 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = 1022,8 \text{ kg/m}^3 = 63,85 \text{ lb/ft}^3$$

Diameter pipa dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M., 1990, halaman 100 sebagai berikut :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \dots \dots \dots 5$$

Keterangan :

$$D_{\text{opt}} = \text{Diameter optimum, in}$$

$$Q = \text{Laju alir fluida, ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = \text{Densitas fluida, lb/ft}^3$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 \times (0,0014 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (63,85 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 0,35 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 11 “Process Heat Transfer” Kern, 1983, halaman 844 maka dipilih pipa dengan :

$$\text{NPS} = 1$$

$$\text{Sch. No} = 40$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,0335 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in} = 0,0266 \text{ m}$$

$$\text{At} = 0,864 \text{ in}^2 = 0,0006 \text{ m}^2$$

7. Kecepatan Linier Cairan dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut

$$\begin{aligned}
 v_1 &= \frac{Q}{At} \dots\dots\dots 6 \\
 &= \frac{4E-05 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0006 \text{ m}^2} \\
 &= 0,0715 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 v_2 &= v_1 \\
 &= 0,0715 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

8. Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{\rho \cdot v \cdot ID}{\mu} \dots\dots\dots 7 \\
 &= \frac{1022,8 \text{ kg/m}^3 \times 0,0715 \text{ m/s} \times 0,0266 \text{ m}}{8,13 \times 10^{-4} \text{ kg/(m.s)}} \\
 &= 4318,50
 \end{aligned}$$

9. Bahan Kontruksi Pipa

Dipilih bahan pipa : Commercial Steel

Dari Fig. 126 dan Fig. 125, Brown, G. G., 1950 halaman 141, diperoleh :

$$\varepsilon/D = 0,00171$$

$$f = 0,04$$

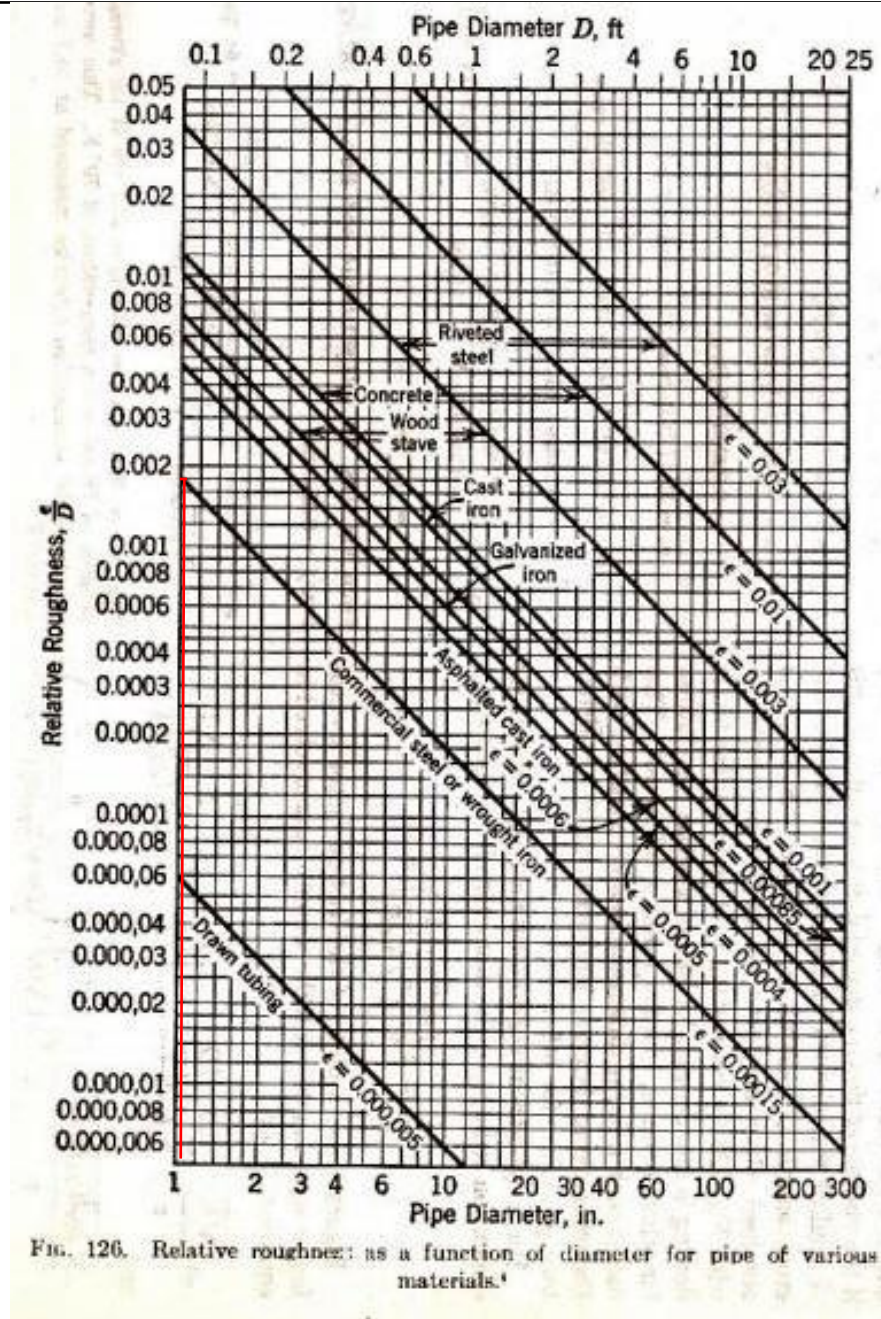
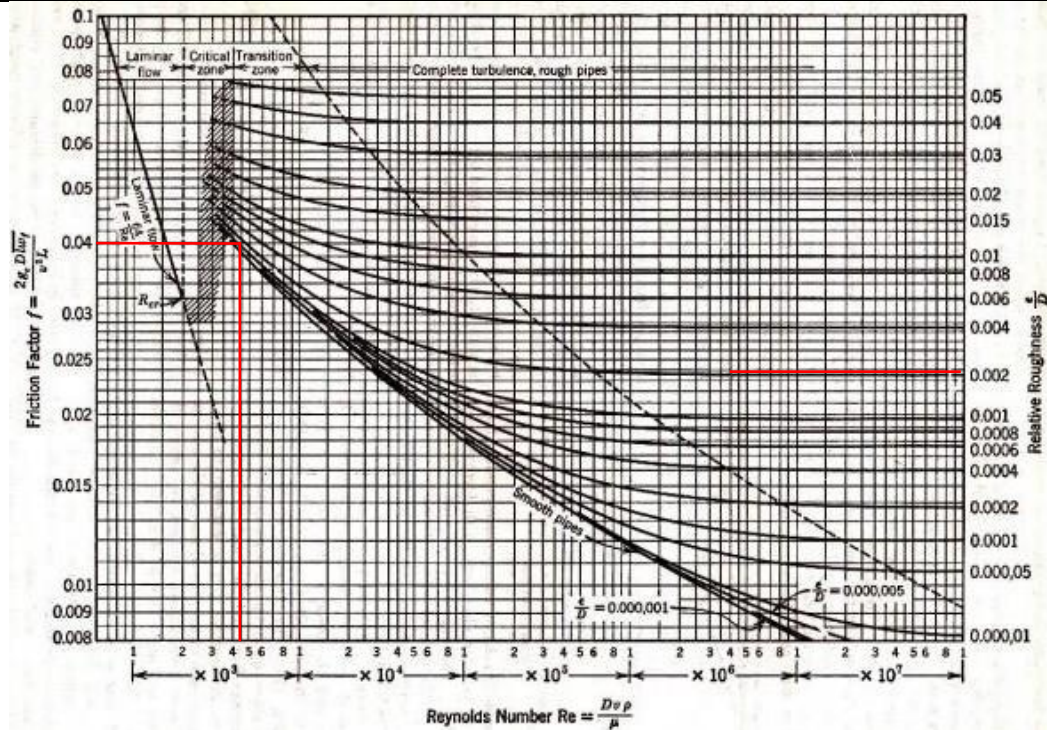


FIG. 126. Relative roughness: as a function of diameter for pipe of various materials.

Gambar 2. Grafik hubungan antara diameter pipa dengan kekasaran relatif



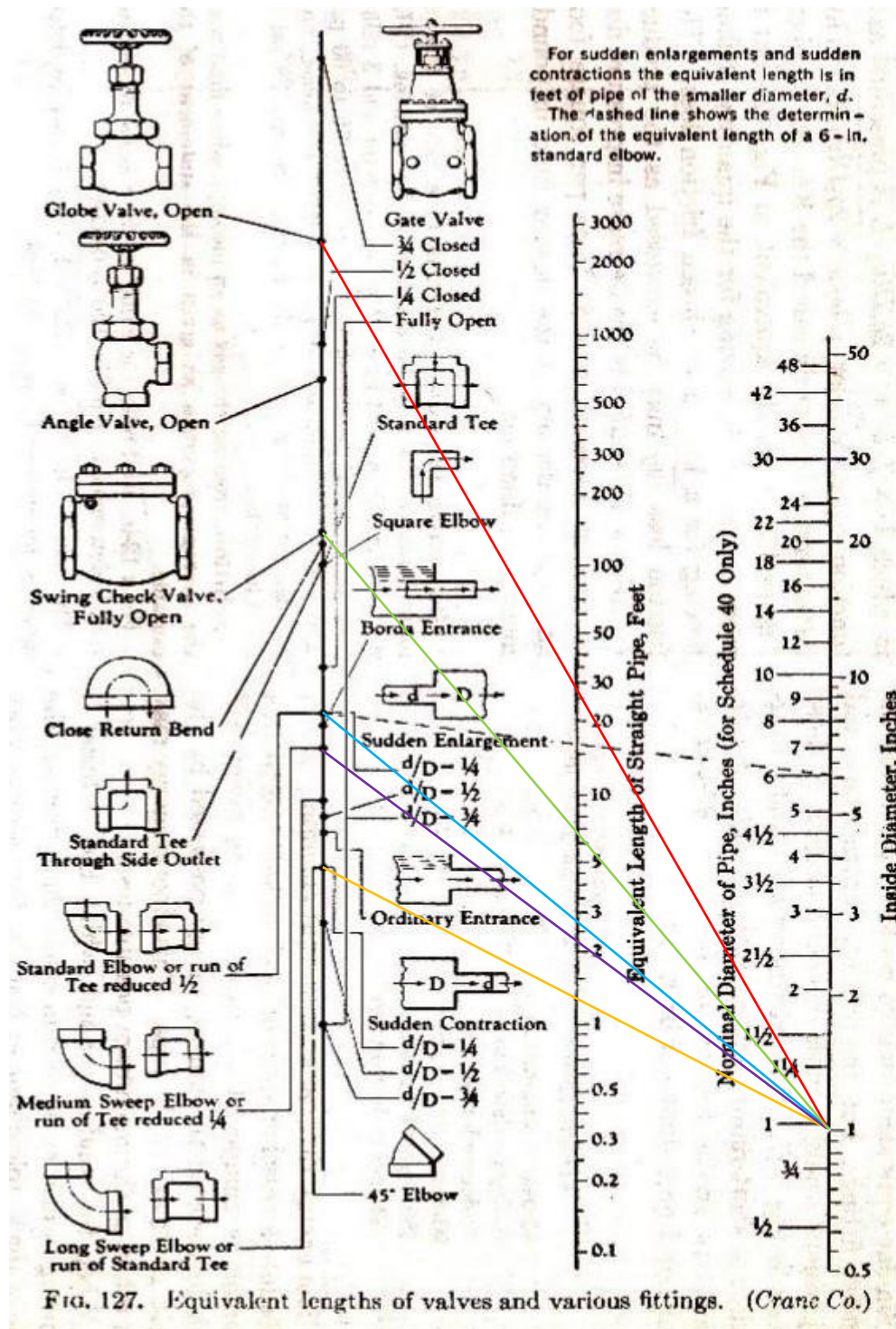
Gambar 3. Grafik hubungan antara bilangan Reynold dengan faktor friksi

10. Panjang Ekuivalen Pipa

Penentuan panjang ekuivalen pipa diperoleh dari Fig. 127 Brown, G. G., 1958, halaman 141, sehingga diperoleh :

Tabel 6. Data panjang ekuivalen pipa

| Keterangan | Jumlah | Le (ft) | Σ Le (ft) | Σ Le (m) |
|-----------------------------|--------|---------|-----------|--------------|
| <i>Sudden Enlargement</i> | 1 | 2,75 | 2,75 | 0,84 |
| <i>Sudden Constriction</i> | 1 | 1,30 | 1,30 | 0,40 |
| <i>Check Valve</i> | 1 | 6,90 | 6,90 | 2,10 |
| <i>Globe Valve</i> | 1 | 28,00 | 28,00 | 8,54 |
| <i>Elbow</i> | 5 | 2,25 | 11,25 | 3,43 |
| Panjang Pipa Lurus | | | | 2,21 |
| Total Panjang (L+Le) | | | | 17,52 |



Gambar 4. Diagram data panjang ekuivalen

11. Menghitung Head Pompa

Head pompa dihitung dengan persamaan *Bernoulli* sebagai berikut :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} - H_f + H = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g} \dots\dots\dots 8$$

Dengan :

- g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²
- hf = Head karena friksi, m
- hman = Head pompa, m
- P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
- P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
- v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
- v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
- z1 = Elevasi titik 1, m
- z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho \cdot g \dots\dots\dots 9 \\ &= 1022,8 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 10023,54 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \dots\dots\dots 10 \\ &= \frac{1,96 \text{ atm} - 1,00 \text{ atm}}{10023,54 \text{ N/m}^2} \times \frac{101325 \text{ N}}{\text{m}^2} \\ &= 9,70 \text{ m} \end{aligned}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} \dots\dots\dots 11 \\
 &= \frac{(0,0738 \text{ m/s})^2 - (0,0738 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \dots\dots\dots 12 \\
 &= 2,2 \text{ m} - 1 \text{ m} \\
 &= 1,2 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f \cdot v_1^2 \cdot (L+L_e)}{2 \cdot g \cdot D} \dots\dots\dots 13 \\
 &= \frac{0,04 \cdot (0,0715 \text{ m/s})^2 \cdot 17,52 \text{ m}}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 0,0266 \text{ m}} \\
 &= 0,10 \text{ m} \\
 &= 0,32 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Total Head

$$\begin{aligned}
 H &= H_p + H_v + H_s + H_f \dots\dots\dots 14 \\
 &= 9,70 \text{ m} + 0 \text{ m} + 1,21 \text{ m} + 0,10 \text{ m} \\
 &= 11,00 \text{ m} \\
 &= 36,10 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

12. Jenis Pompa

$Q = 0,14 \text{ m}^3/\text{jam}$

$H = 11,00 \text{ m}$

Berdasarkan Fig. 5.10 Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 245, diperoleh :

Jenis Pompa = *Centrifugal Pump - Single Stage*

Putaran Pompa = 3500 rpm

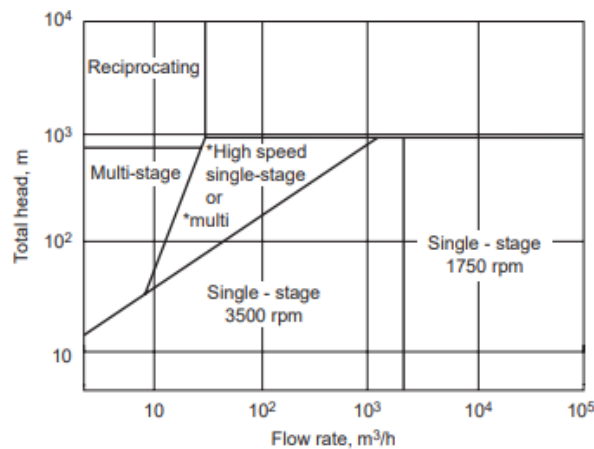


Figure 5.10. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Gambar 5. Diagram jenis pompa

13. Jenis Impeller

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194, jenis impeller untuk pompa sentrifugal, *single suction*, ditentukan berdasarkan nilai *specific head* menggunakan persamaan sebagai berikut :

berikut :

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}} \dots\dots\dots 15$$

Keterangan :

$N_s = \text{Specific speed}$

$n = \text{Putaran pompa} = 3500 \text{ rpm}$

$Q = \text{Laju alir volumetrik} = 0,63 \text{ gpm}$

$H = \text{Head pompa} = 36,10 \text{ ft}$

Sehingga nilai spesifik head :

$$N_s = \frac{3500 \cdot \sqrt{0,65 \text{ gpm}}}{(36,15 \text{ ft})^{0,75}}$$

$$= 188,92$$

Berdasarkan Fig. 3-47, Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194 untuk nilai *specific head* sebesar 188,92 diperoleh :

Jenis impeller : *Radial-Vane Field*

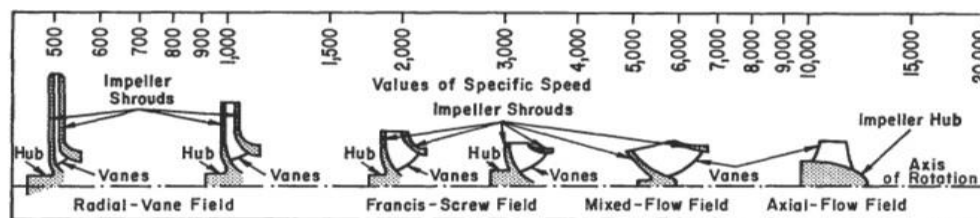


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Gambar 6. Jenis impeller

14. Tekanan Uap

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine. Berdasarkan Yaws, C .L., 1999, diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 7. Data Konstantan Antoine air

| Komponen | A | B | C | D | E |
|------------------|---------|-----------|---------|----------|----------|
| H ₂ O | 29,8605 | -3,15E+03 | -7,3037 | 2,42E-09 | 1,81E-06 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2 \dots\dots\dots 16$$

$$P_i = 10^{(A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2)} \dots\dots\dots 17$$

Dengan :

P_i = Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B,.....,E = Konstanta Antoine

T = Temperatur [K]

Nilai tekanan uap

$$T = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$P = 0,04 \text{ atm} = 31,59 \text{ mmHg}$$

Tabel 8. Kondisi operasi campuran

| Komponen | kmol/jam | x _F | P _i | K = P _i /P | y = x _F . K |
|------------------|----------|----------------|----------------|-----------------------|------------------------|
| H ₂ O | 8,15 | 1,0000 | 31,5915 | 1,0000 | 1,0000 |

15. Net Positive Suction Head (NPSH)

a. Net Positive Suction Head Available (NPSH_A)

Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v) \frac{2,31}{spgr} - H_f \dots\dots\dots 18$$

Dengan

$$\begin{aligned}
 spgr &= \frac{\text{Densitas Fluida}}{\text{Densitas Air}} \dots\dots\dots 19 \\
 &= \frac{63,85 \text{ lb/ft}^3}{62,40 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 1,02
 \end{aligned}$$

$$S = 1,00 \text{ m}$$

$$= 3,28 \text{ ft}$$

$$NPSH_A = 3,28 \text{ ft} + (1,00 \text{ atm} - 0,04 \text{ atm}) \frac{14,7 \text{ psi}}{\text{atm}} \cdot \frac{2,31}{1,02} - 0,33 \text{ ft}$$

$$= 16,73 \text{ ft}$$

$$= 5,10 \text{ m}$$

b. Net Positive Suction Head Required (NPSH_R)

Untuk menghitung besarnya NPSH_R digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} \cdot (Q)^{\frac{2}{3}} \dots \dots \dots 20$$

Dimana :

$$N = 3500 \text{ rpm}$$

$$Q = 4E-05 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$= 0,0024 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Sehingga nilai NPSH_R :

$$NPSH_R = \left(\frac{3500}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} \cdot \left(0,0024 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}} \right)^{\frac{2}{3}}$$

$$= 0,04 \text{ m}$$

$$= 0,14 \text{ ft}$$

Syarat NPSH_A > NPSH_R, maka tidak terjadi kavitasi

16. Brake House Power (BHP) dan Daya Pompa

Brake House Power (BHP) dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E} \dots\dots\dots 21$$

Keterangan :

- BHP : Daya penggerak popros (Hp)
- Q : Laju alir volumetrik (ft³/s)
- H : Head pompa (ft)
- ρ : Densitas (lb/ft³)
- E : Efisiensi pompa

Berdasarkan Fig. 10.63, Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 635, diperoleh efisiensi pompa sentrifugal pada Q = 0,14 m³/h sebagai berikut :

Efisiensi pompa sentrifugal, E = 35%

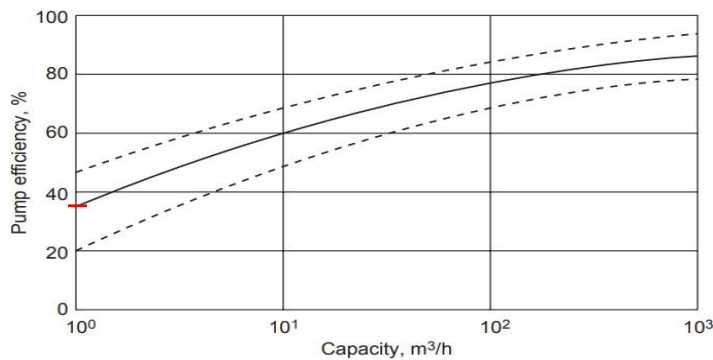


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

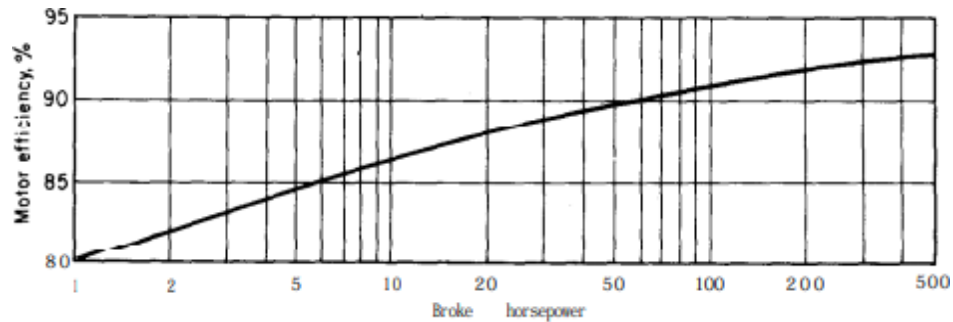
Gambar 7. Grafik efisiensi pompa sentrifugal

Sehingga nilai BHP

$$\begin{aligned}
 BHP &= \frac{0,0014 \text{ ft}^3/\text{s} \times 36,10 \text{ ft} \times 63,85 \text{ lb/ft}^3}{35\%} \\
 &= 9,3042 \text{ lb.ft/s} \\
 &= 0,0167 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dari Fig. 14.39, Peter, M. X. dan Timmerhaus, K. D., 1991, halaman 521, diperoleh :

Efisiensi motor = 80%



Gambar 8. Efisiensi motor

Sehinga daya yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \dots\dots\dots 22 \\
 &= \frac{0,0167 \text{ Hp}}{80\%} \\
 &= 0,02 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi adalah :

$$P = 0,5 \text{ Hp}$$

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar 9. Daya motor standar

KESIMPULAN**PU-04**

Tugas : Mengalirkan air dari *ion exchanger* menuju deaerator.

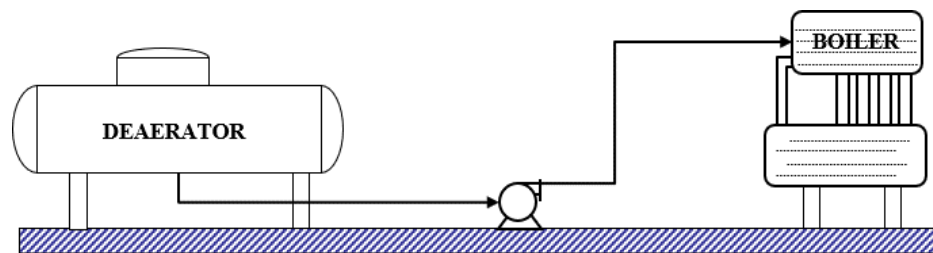
| | | |
|----------------------|---|--------------------------------------|
| Jenis Pompa | = | <i>Centrifugal pump-Single stage</i> |
| Putaran Pompa | = | 3500 rpm |
| Tipe Impeller | = | Radial-Vane Field |
| Spesifikasi Pipa | = | |
| NPS. | = | 1 |
| Sch. No. | = | 40 |
| OD | = | 1,32 in |
| ID | = | 1,049 in |
| At | = | 0,864 in |
| Sambungan Pipa | = | <i>Flanged</i> |
| Bahan Pipa | = | <i>Commercial Steel</i> |
| Laju alir volumetrik | = | 0,14 m ³ /jam |
| Total <i>head</i> | = | 11,00 m |
| NPSH _A | = | 5,10 m |
| NPSH _R | = | 0,14 m |
| Daya Motor | = | 0,5 Hp |

POMPA UTILITAS 5

PU-05

Tugas : Mengalirkan air dari deaerator menuju boiler.

Jenis : *Centrifugal Pump-Single Stage*



Gambar 1. Skema aliran pompa

1. Komposisi Umpan masuk

Suhu, $T = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303,00\text{ K}$

Tekanan $P = 1\text{ atm}$

Tabel 1. Komposisi umpan masuk

| Komponen | BM | Massa | Mol | %Massa | %Mol |
|------------------|-------|---------------|-------------|-------------|-------------|
| H ₂ O | 18,01 | 146,83 | 8,15 | 1,00 | 1,00 |
| Total | | 146,83 | 8,15 | 1,00 | 1,00 |

2. Densitas

Berdasarkan Yaws, C. L., 1999, diketahui data untuk densitas air sebagai berikut

Tabel 2. Data untuk densitas air

| Komponen | A | B | n | T _c |
|------------------|--------|-------|-------|----------------|
| H ₂ O | 0,3471 | 0,274 | 0,286 | 647,13 |

$$\rho = AB \left(\frac{T}{T_c} \right)^n \dots\dots\dots 1$$

Keterangan :

ρ : Densitas campuran [kg/liter]

A, B, dan n : Koefisien regresi

T : Temperatur [K]

Tc : Temperatur kritis [K]

Tabel 3. Data densitas untuk air

| Komponen | Kg/jam | x _F | ρ | x _F x ρ |
|------------------|---------------|----------------|--------|-------------------------|
| H ₂ O | 146,83 | 1,00 | 1,0228 | 1,0228 |
| Total | 146,83 | 1,00 | | 1,0228 |

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } \rho &= 1,0228 \text{ kg/L} \\ &= 1022,8 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

3. Viskositas Cair

Berdasarkan Yaws, C. L., 1999, diketahui data untuk viskositas air sebagai berikut :

Tabel 4. Data viskositas untuk air

| Komponen | A | B | C | D |
|------------------|----------|------------|------------|-------------|
| H ₂ O | -10,2185 | 1,7925E+03 | 1,7730E-02 | -1,2631E-05 |

$$\log_{10} \mu : A + B/T + CT + DT^2 \dots\dots\dots 2$$

$$\mu : 10^{(A+B/T+C+DT^2)} \dots\dots\dots 3$$

Keterangan :

μ_{liq} : Viskositas campuran, cP

A, B, C, D : Koefisien Viskositas masing-masing zat

T : Suhu, K

Tabel 5. Data viskositas air

| Komponen | Kg/jam | x _F | μ | x _F x μ |
|------------------|---------------|----------------|--------|------------------------|
| H ₂ O | 146,83 | 1,00 | 0,8126 | 0,8126 |
| Total | 146,83 | 1,00 | | 0,8126 |

$$\begin{aligned}\text{Sehingga } \mu &= 0,8126 \text{ cP} \\ &= 8,13 \times 10^{-4} \text{ kg/(m.s)}\end{aligned}$$

4. Kecepatan Massa Cairan

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan massa aliran} &= 146,83 \text{ kg/jam} \\ &= 0,04 \text{ kg/detik}\end{aligned}$$

Laju alir volumetrik (Q)

$$\begin{aligned}Q &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots 4 \\ &= \frac{146,83 \text{ kg/jam}}{1,0228 \text{ kg/L}} \\ &= 143,56 \text{ L/jam} \\ &= 0,0399 \text{ L/s} \\ &= 3,99\text{E-}05 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,0014 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 0,6321 \text{ gpm}\end{aligned}$$

5. Menentukan titik pemompaan

Titik 1 *suction*

$$\begin{aligned}\text{Tinggi } \textit{suction head} &= 1,00 \text{ m} \\ \text{Tekanan permukaan cairan } \textit{suction head} &= 1,96 \text{ atm}\end{aligned}$$

Titik 2 *discharge*

$$\begin{aligned}\text{Tinggi } \textit{discharge head} &= 1,76 \text{ m} \\ \text{Tekanan permukaan cairan } \textit{discharge head} &= 1,96 \text{ atm}\end{aligned}$$

6. Pemilihan Pipa

$$Q = 0,0014 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = 1022,8 \text{ kg/m}^3 = 63,85 \text{ lb/ft}^3$$

Diameter pipa dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M., 1990, halaman 100 sebagai berikut :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \dots\dots\dots 5$$

Keterangan :

$$D_{opt} = \text{Diameter optimum, in}$$

$$Q = \text{Laju alir fluida, ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = \text{Densitas fluida, lb/ft}^3$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9 \times (0,0014 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (63,85 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 0,35 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 11 “Process Heat Transfer” Kern, 1983, halaman 844 maka dipilih pipa dengan :

$$\text{NPS} = 1$$

$$\text{Sch. No} = 40$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,0335 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in} = 0,0266 \text{ m}$$

$$\text{At} = 0,864 \text{ in}^2 = 0,0006 \text{ m}^2$$

7. Kecepatan Linier Cairan dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut

$$v_1 = \frac{Q}{A_t} \dots\dots\dots 6$$

$$v_1 = \frac{4E-05 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0006 \text{ m}^2}$$

$$= 0,0715 \text{ m/s}$$

$$v_2 = v_1$$

$$= 0,0715 \text{ m/s}$$

8. Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot ID}{\mu} \dots\dots\dots 7$$

$$= \frac{1022,8 \text{ kg/m}^3 \times 0,0715 \text{ m/s} \times 0,0266 \text{ m}}{8,13 \times 10^{-4} \text{ kg/(m.s)}}$$

$$= 4318,50$$

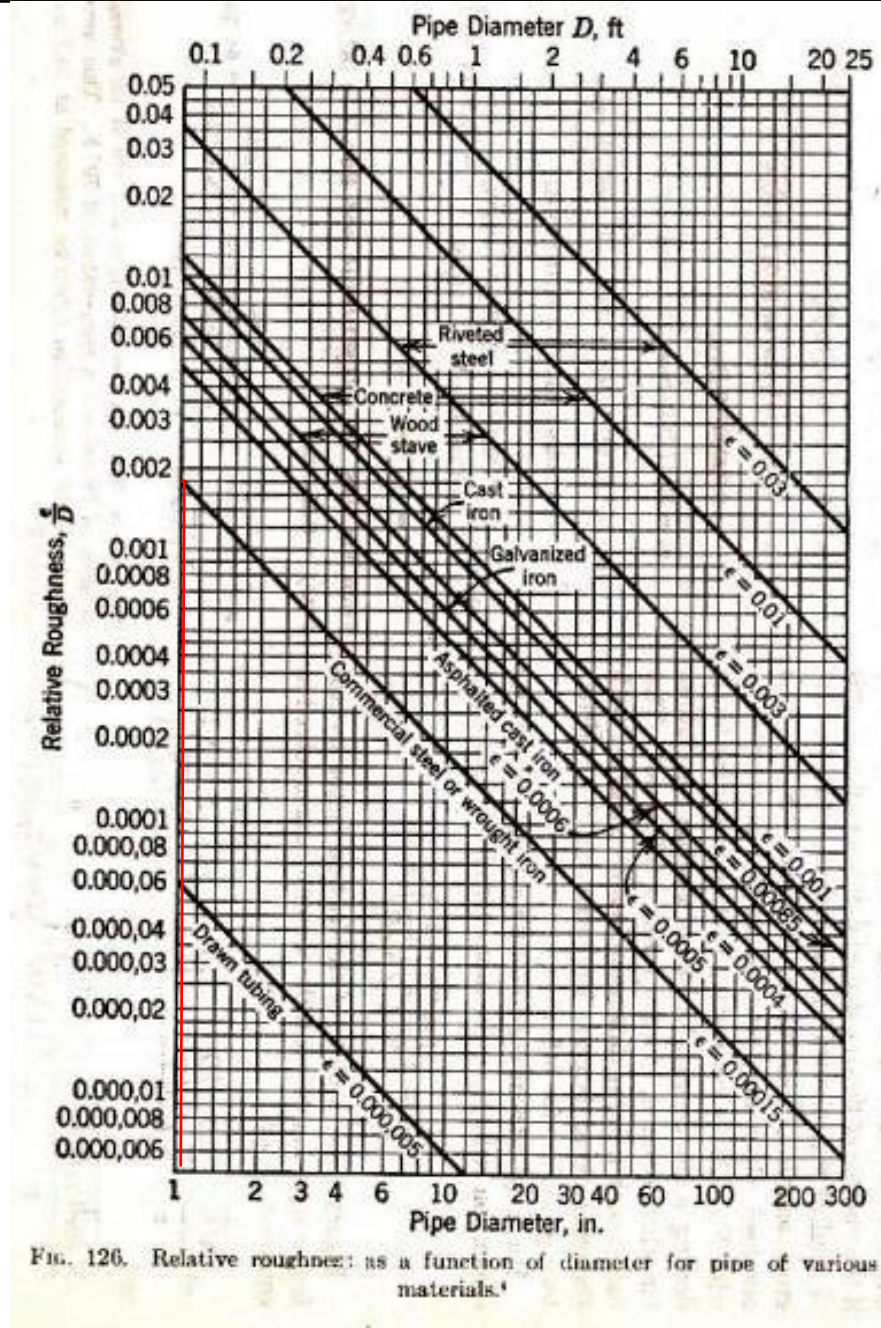
9. Bahan Kontruksi Pipa

Dipilih bahan pipa : Commercial Steel

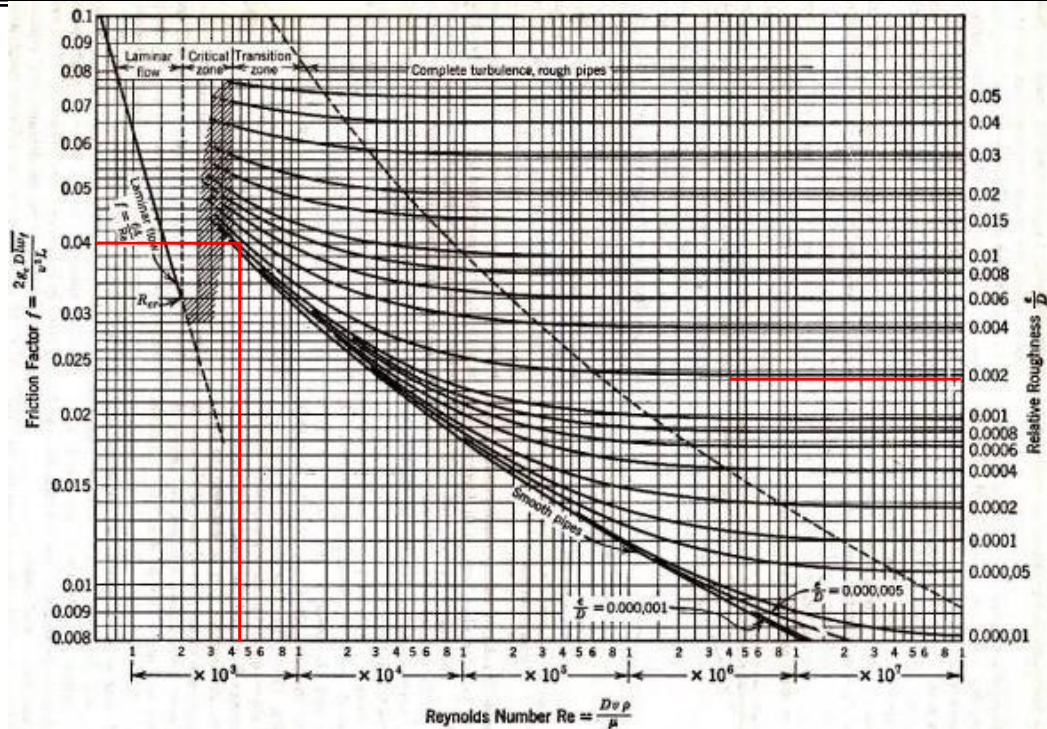
Dari Fig. 126 dan Fig. 125, Brown, G. G., 1950 halaman 141, diperoleh :

$$\varepsilon/D = 0,00171$$

$$f = 0,04$$



Gambar 2. Grafik hubungan antara diameter pipa dengan kekasaran relatif



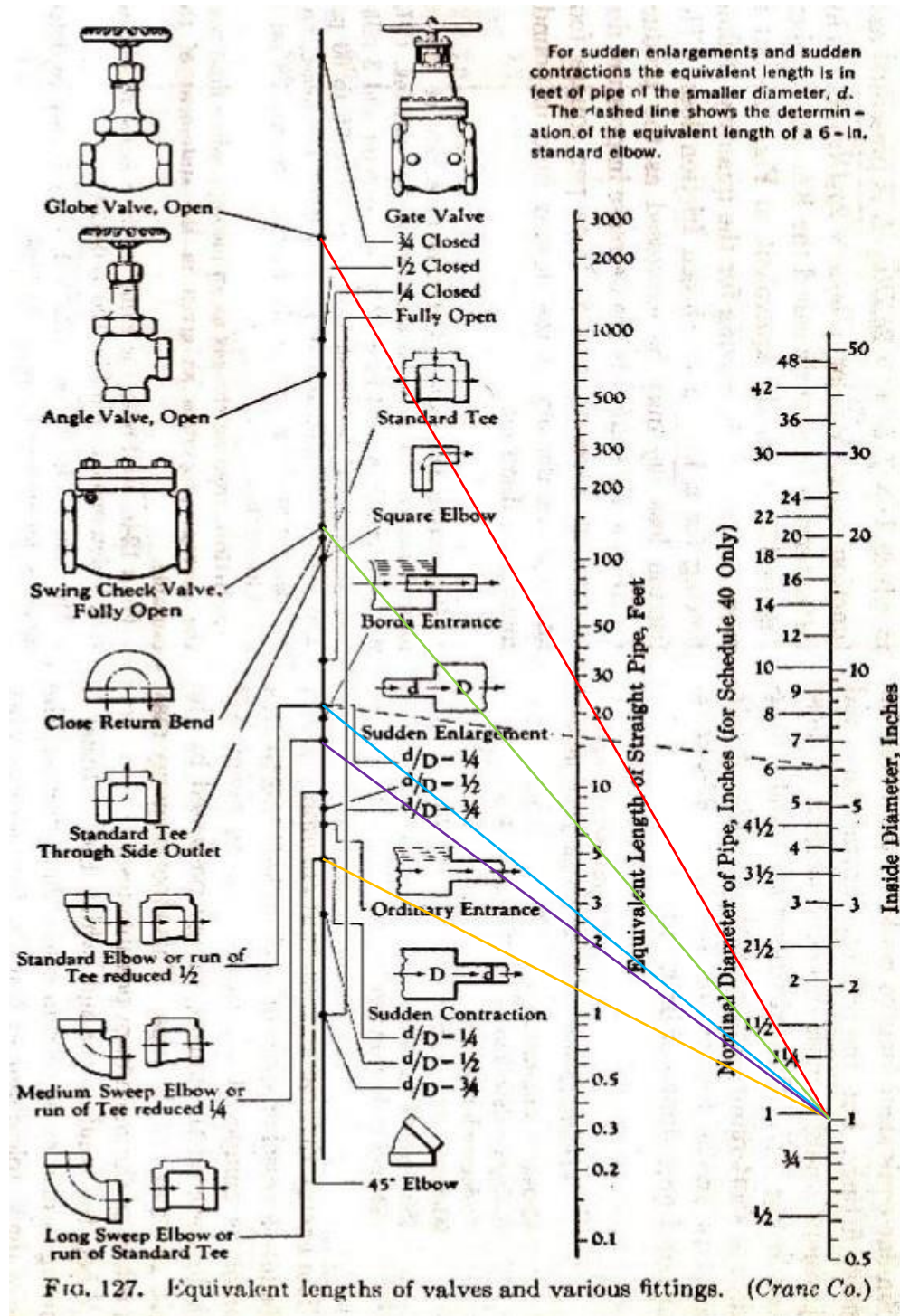
Gambar 3. Grafik hubungan antara bilangan *Reynold* dengan faktor friksi

10. Panjang Ekuivalen Pipa

Penentuan panjang ekuivalen pipa diperoleh dari Fig. 127 Brown, G. G., 1958, halaman 141, sehingga diperoleh :

Tabel 6. Data panjang ekuivalen pipa

| Keterangan | Jumlah | Le (ft) | Σ Le (ft) | Σ Le (m) |
|-----------------------------|--------|---------|-----------|--------------|
| <i>Sudden Enlargement</i> | 1 | 2,75 | 2,75 | 0,84 |
| <i>Sudden Constriction</i> | 1 | 1,30 | 1,30 | 0,40 |
| <i>Check Valve</i> | 1 | 6,90 | 6,90 | 2,10 |
| <i>Globe Valve</i> | 1 | 28,00 | 28,00 | 8,54 |
| <i>Elbow</i> | 3 | 2,25 | 6,75 | 2,06 |
| Panjang Pipa Lurus | | | | 1,76 |
| Total Panjang (L+Le) | | | | 15,70 |



Gambar 4. Diagram data panjang ekivalen

11. Menghitung Head Pompa

Head pompa dihitung dengan persamaan *Bernoulli* sebagai berikut :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} - H_f + H = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g} \dots\dots\dots 8$$

Dengan :

- g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²
- hf = Head karena friksi, m
- hman = Head pompa, m
- P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
- P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
- v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
- v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
- z1 = Elevasi titik 1, m
- z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho \cdot g \dots\dots\dots 9 \\ &= 1022,8 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 10023,54 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \dots\dots\dots 10 \\ &= \frac{1,96 \text{ atm} - 1,96 \text{ atm}}{10023,54 \text{ N/m}^2} \times \frac{101325 \text{ N}}{\text{m}^2} \\ &= 0,00 \text{ m} \end{aligned}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} \dots\dots\dots 11 \\
 &= \frac{(0,0738 \text{ m/s})^2 - (0,0738 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \dots\dots\dots 12 \\
 &= 1,8 \text{ m} - 1 \text{ m} \\
 &= 0,8 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f \cdot v_1^2 \cdot (L+L_e)}{2 \cdot g \cdot D} \dots\dots\dots 13 \\
 &= \frac{0,04 \cdot (0,0715 \text{ m/s})^2 \cdot 15,70 \text{ m}}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 0,0266 \text{ m}} \\
 &= 0,09 \text{ m} \\
 &= 0,28 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Total Head

$$\begin{aligned}
 H &= H_p + H_v + H_s + H_f \dots\dots\dots 14 \\
 &= 0,00 \text{ m} + 0 \text{ m} + 0,76 \text{ m} + 0,09 \text{ m} \\
 &= 0,85 \text{ m} \\
 &= 2,77 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

12. Jenis Pompa

$Q = 0,14 \text{ m}^3/\text{jam}$

$H = 0,85 \text{ m}$

Berdasarkan Fig. 5.10 Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 245, diperoleh :

Jenis Pompa = *Centrifugal Pump - Single Stage*

Putaran Pompa = 3500 rpm

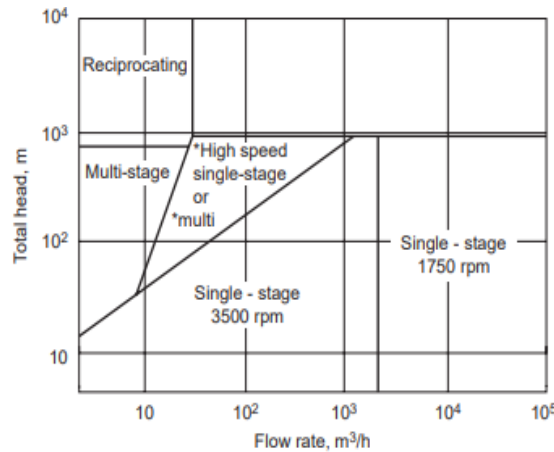


Figure 5.10. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Gambar 5. Diagram jenis pompa

13. Jenis Impeller

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194, jenis impeller untuk pompa sentrifugal, *single suction*, ditentukan berdasarkan nilai *specific head* menggunakan persamaan sebagai berikut :

berikut :

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}} \dots\dots\dots 15$$

Keterangan :

$N_s = \text{Specific speed}$

$n = \text{Putaran pompa} = 3500 \text{ rpm}$

$Q = \text{Laju alir volumetrik} = 0,63 \text{ gpm}$

$H = \text{Head pompa} = 2,77 \text{ ft}$

Sehingga nilai spesifik head :

$$N_s = \frac{3500 \cdot \sqrt{0,65 \text{ gpm}}}{(2,81 \text{ ft})^{0,75}}$$

$$= 1294,23$$

Berdasarkan Fig. 3-47, Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194 untuk nilai *specific head* sebesar 1294,23 diperoleh :

Jenis impeller : *Radial-Vane Field*

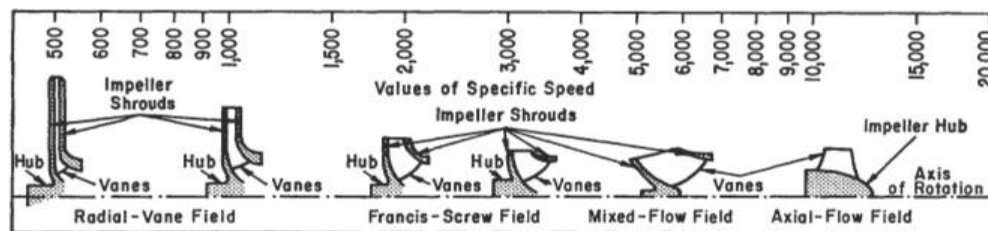


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Gambar 6. Jenis impeller

14. Tekanan Uap

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine. Berdasarkan Yaws, C .L., 1999, diketahui data Konstanta Antoine masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 7. Data Konstantan Antoine air

| Komponen | A | B | C | D | E |
|------------------|---------|-----------|---------|----------|----------|
| H ₂ O | 29,8605 | -3,15E+03 | -7,3037 | 2,42E-09 | 1,81E-06 |

$$\text{Log}_{10} P_i = A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2 \dots\dots\dots 16$$

$$P_i = 10^{(A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2)} \dots\dots\dots 17$$

Dengan :

P_i = Tekanan uap jenuh [mmHg]

A, B,.....,E = Konstanta Antoine

T = Temperatur [K]

Nilai tekanan uap

$$T = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,00 \text{ K}$$

$$P = 0,04 \text{ atm} = 31,59 \text{ mmHg}$$

Tabel 8. Kondisi operasi campuran

| Komponen | kmol/jam | x _F | P _i | K = P _i /P | y = x _F . K |
|------------------|----------|----------------|----------------|-----------------------|------------------------|
| H ₂ O | 8,15 | 1,0000 | 31,5915 | 1,0000 | 1,0000 |

15. Net Positive Suction Head (NPSH)

a. Net Positive Suction Head Available (NPSH_A)

Untuk menghitung besarnya NPSH_A digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v) \frac{2,31}{spgr} - H_f \dots\dots\dots 18$$

Dengan

$$\begin{aligned} spgr &= \frac{\text{Densitas Fluida}}{\text{Densitas Air}} \dots\dots\dots 19 \\ &= \frac{63,85 \text{ lb/ft}^3}{62,40 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1,02 \end{aligned}$$

$$S = 1,00 \text{ m}$$

$$= 3,28 \text{ ft}$$

$$NPSH_A = 3,28 \text{ ft} + (1,00 \text{ atm} - 0,04 \text{ atm}) \frac{14,7 \text{ psi}}{\text{atm}} \cdot \frac{2,31}{1,02} - 0,29 \text{ ft}$$

$$= 30,54 \text{ ft}$$

$$= 9,31 \text{ m}$$

b. Net Positive Suction Head Required (NPSH_R)

Untuk menghitung besarnya NPSH_R digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} \cdot (Q)^{\frac{2}{3}} \dots \dots \dots 20$$

Dimana :

$$N = 3500 \text{ rpm}$$

$$Q = 4E-05 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$= 0,0024 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Sehingga nilai NPSH_R :

$$NPSH_R = \left(\frac{3500}{1200} \right)^{\frac{4}{5}} \cdot \left(0,0025 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}} \right)^{\frac{2}{3}}$$

$$= 0,04 \text{ m}$$

$$= 0,14 \text{ ft}$$

Syarat NPSH_A > NPSH_R, maka tidak terjadi kavitasi

16. Brake House Power (BHP) dan Daya Pompa

Brake House Power (BHP) dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E} \dots\dots\dots 21$$

Keterangan :

- BHP : Daya penggerak popros (Hp)
- Q : Laju alir volumetrik (ft³/s)
- H : Head pompa (ft)
- ρ : Densitas (lb/ft³)
- E : Efisiensi pompa

Berdasarkan Fig. 10.63, Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 635, diperoleh efisiensi pompa sentrifugal pada Q = 0,14 m³/h sebagai berikut :

Efisiensi pompa sentrifugal, E = 35%

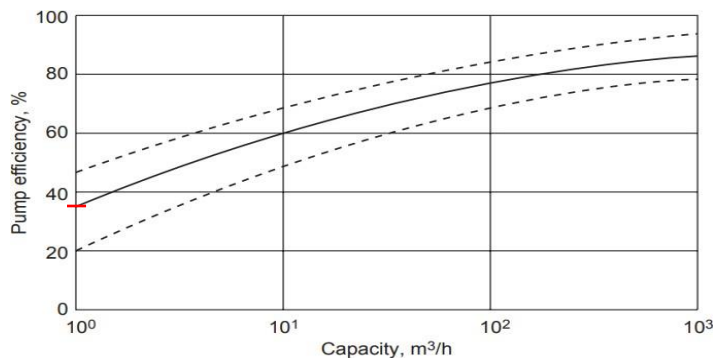


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

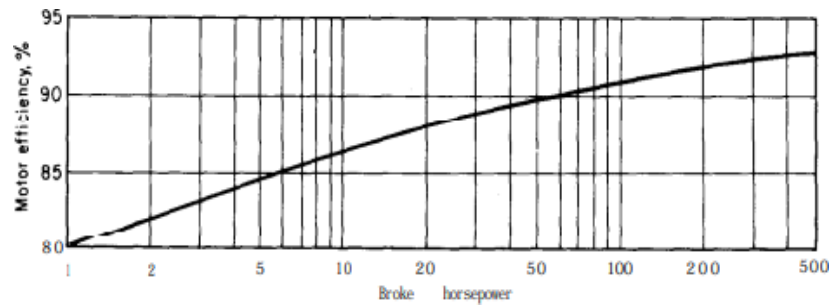
Gambar 7. Grafik efisiensi pompa sentrifugal

Sehingga nilai BHP

$$\begin{aligned}
 BHP &= \frac{0,0014 \text{ ft}^3/\text{s} \times 2,77 \text{ ft} \times 63,85 \text{ lb/ft}^3}{35\%} \\
 &= 0,7151 \text{ lb.ft/s} \\
 &= 0,0013 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dari Fig. 14.39, Peter, M. X. dan Timmerhaus, K. D., 1991, halaman 521, diperoleh :

Efisiensi motor = 80%



Gambar 8. Efisiensi motor

Sehingga daya yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \dots\dots\dots 22 \\
 &= \frac{0,0013 \text{ Hp}}{80\%} \\
 &= 0,0016 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi adalah :

P = 0,5 Hp

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.
 Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar 9. Daya motor standar

KESIMPULAN**PU-05**

Tugas : Mengalirkan air dari deaerator menuju boiler.

| | | |
|----------------------|---|--------------------------------------|
| Jenis Pompa | = | <i>Centrifugal pump-Single stage</i> |
| Putaran Pompa | = | 3500 rpm |
| Tipe Impeller | = | Radial-Vane Field |
| Spesifikasi Pipa | = | |
| NPS. | = | 1 |
| Sch. No. | = | 40 |
| OD | = | 1,32 in |
| ID | = | 1,049 in |
| At | = | 0,864 in |
| Sambungan Pipa | = | <i>Flanged</i> |
| Bahan Pipa | = | <i>Commercial Steel</i> |
| Laju alir volumetrik | = | 0,14 m ³ /jam |
| Total <i>head</i> | = | 0,85 m |
| NPSH _A | = | 9,31 m |
| NPSH _R | = | 0,04 m |
| Daya Motor | = | 0,5 Hp |

POMPA UTILITAS 6
PU-06

Tugas : Mengalirkan *dowtherm* dari *furnace* menuju media pemanas.

Jenis : *Centrifugal Pump-Single Stage*

1. Komposisi Umpan masuk

| | | |
|------------------------|---|---|
| Suhu, T | = | 250,00 °C |
| | = | 523,00 K |
| Tekanan P | = | 1 atm |
| Kecepatan massa aliran | = | 101000 kg/jam |
| Densitas, ρ | = | 859,00 kg/m ³ |
| Viskositas, μ | = | 2,8 x 10 ⁻⁴ kg/(m.s ²) |

2. Kecepatan Massa Cairan

| | | |
|------------------------|---|----------------|
| Kecepatan massa aliran | = | 101000 kg/jam |
| | = | 28,06 kg/detik |

Laju alir volumetrik (Q)

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}} \dots\dots\dots 1 \\
 &= \frac{101000 \text{ kg/jam}}{0,859 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 117578,58 \text{ L/jam} \\
 &= 32,66 \text{ L/s} \\
 &= 0,0327 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 1,1534 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 517,68 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

3. Menentukan titik pemompaan

Titik 1 *suction*

$$\text{Tinggi } \textit{suction head} = 1,00 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan permukaan cairan } \textit{suction head} = 1,00 \text{ atm}$$

Titik 2 *discharge*

$$\text{Tinggi } \textit{discharge head} = 2,57 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan permukaan cairan } \textit{discharge head} = 1,00 \text{ atm}$$

4. Pemilihan Pipa

$$Q = 1,1534 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = 859,00 \text{ kg/m}^3$$

$$= 53,63 \text{ lb/ft}^3$$

Diameter pipa dihitung dari persamaan 6.32 Walas, S. M., 1990, halaman 100 sebagai berikut :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,1} \dots\dots\dots 2$$

Keterangan :

$$D_{\text{opt}} = \text{Diameter optimum, in}$$

$$Q = \text{Laju alir fluida, ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = \text{Densitas fluida, lb/ft}^3$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 \times (1,1534 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (53,63 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 6,98 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 11 “Process Heat Transfer” Kern, 1983, halaman 844 maka dipilih pipa dengan :

$$\begin{aligned}
 \text{NPS} &= 8 \\
 \text{Sch. No} &= 40 \\
 \text{OD} &= 8,625 \text{ in} = 0,2191 \text{ m} \\
 \text{ID} &= 7,981 \text{ in} = 0,2027 \text{ m} \\
 \text{At} &= 50 \text{ in}^2 = 0,0323 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

5. Kecepatan Linier Cairan dalam Pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut

$$\begin{aligned}
 v_1 &= \frac{Q}{A_t} \dots\dots\dots 3 \\
 &= \frac{0,0327 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0323 \text{ m}^2} \\
 &= 1,0125 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 v_2 &= v_1 \\
 &= 1,0125 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

6. Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Re} &= \frac{\rho \cdot v \cdot \text{ID}}{\mu} \dots\dots\dots 4 \\
 &= \frac{859,0 \text{ kg/m}^3 \times 1,0125 \text{ m/s} \times 0,2027 \text{ m}}{2,8 \times 10^{-4} \text{ kg/(m.s)}} \\
 &= 629672,07
 \end{aligned}$$

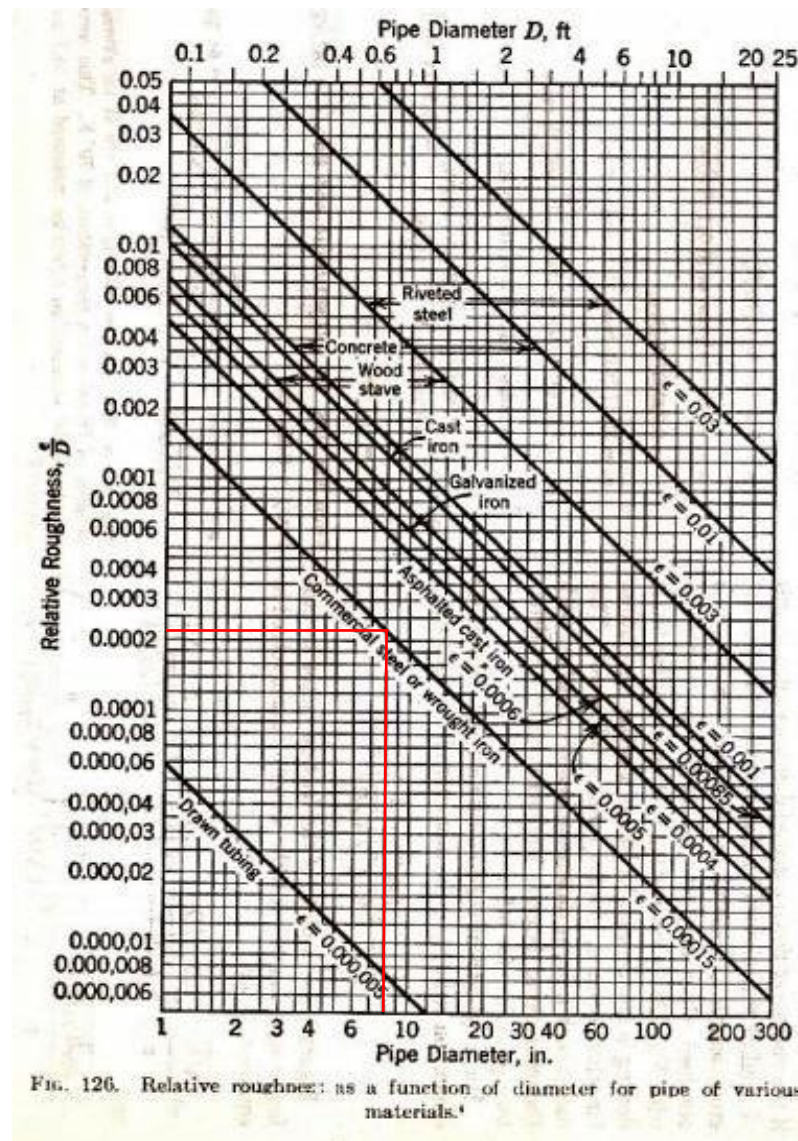
7. Bahan Kontruksi Pipa

Dipilih bahan pipa : Commercial Steel

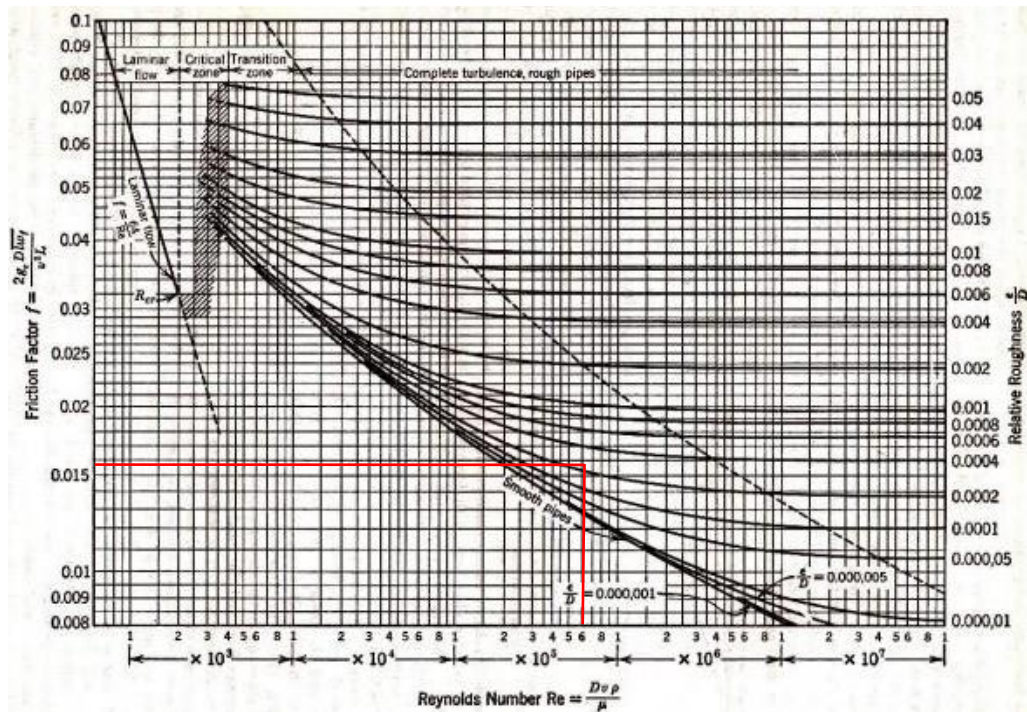
Dari Fig. 126 dan Fig. 125, Brown, G. G., 1950 halaman 141, diperoleh :

$$\epsilon/D = 0,00022$$

$$f = 0,0156$$



Gambar 1. Grafik hubungan antara diameter pipa dengan kekasaran relatif



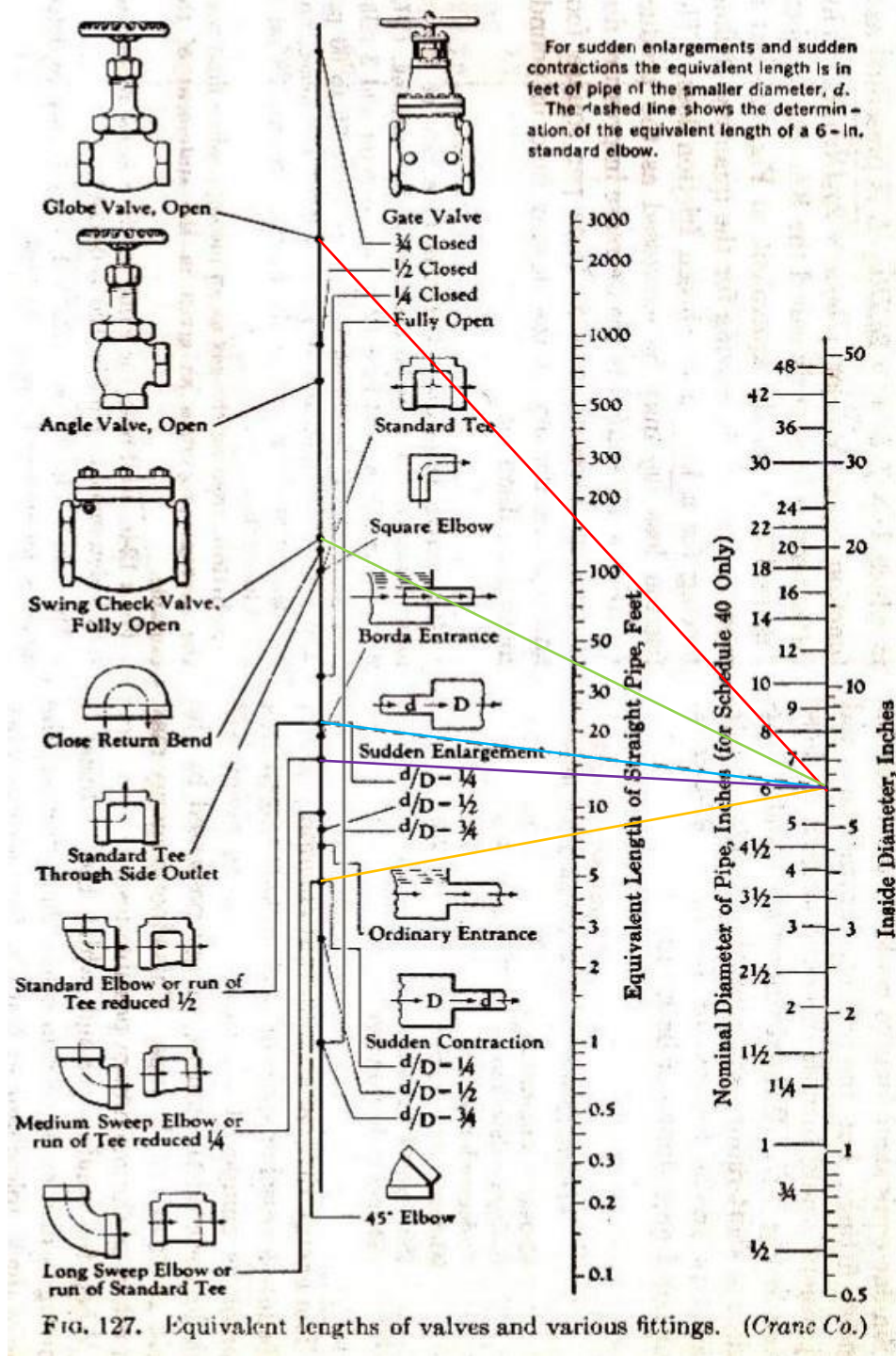
Gambar 2. Grafik hubungan antara bilangan *Reynold* dengan faktor friksi

8. Panjang Ekivalen Pipa

Penentuan panjang ekivalen pipa diperoleh dari Fig. 127 Brown, G. G., 1958, halaman 141, sehingga diperoleh :

Tabel 6. Data panjang ekivalen pipa

| Keterangan | Jumlah | Le (ft) | Σ Le (ft) | Σ Le (m) |
|-----------------------------|--------|---------|------------------|-----------------|
| <i>Sudden Enlargement</i> | 1 | 16,5 | 16,5 | 5,03 |
| <i>Sudden Constriction</i> | 1 | 7,0 | 7,0 | 2,14 |
| <i>Check Valve</i> | 1 | 40,0 | 40,0 | 12,20 |
| <i>Globe Valve</i> | 1 | 140,0 | 140,0 | 42,70 |
| <i>Elbow</i> | 4 | 14,0 | 56,0 | 17,08 |
| Panjang Pipa Lurus | | | | 2,57 |
| Total Panjang (L+Le) | | | | 81,71 |



Gambar 3. Diagram data panjang ekivalen

9. Menghitung Head Pompa

Head pompa dihitung dengan persamaan *Bernoulli* sebagai berikut :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2 \cdot g} - H_f + H = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2 \cdot g} \dots\dots\dots 5$$

Dengan:

- g = Percepatan Gravitasi Normal, m/s²
- hf = Head karena friksi, m
- hman = Head pompa, m
- P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
- P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
- v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
- v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
- z1 = Elevasi titik 1, m
- z2 = Elevasi titik 2, m

Pressure Head

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho \cdot g \dots\dots\dots 6 \\ &= 859,00 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 8418,2 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \dots\dots\dots 7 \\ &= \frac{1,00 \text{ atm} - 1,00 \text{ atm}}{8418,20 \text{ N/m}^2} \times \frac{101325 \text{ N}}{\text{m}^2} \\ &= 0,00 \text{ m} \end{aligned}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} \dots\dots\dots 8 \\
 &= \frac{(1,0125 \text{ m/s})^2 - (1,0125 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \dots\dots\dots 9 \\
 &= 2,6 \text{ m} - 1 \text{ m} \\
 &= 1,6 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f \cdot v_1^2 \cdot (L+L_e)}{2 \cdot g \cdot D} \dots\dots\dots 10 \\
 &= \frac{0,0156 \cdot (1,0125 \text{ m/s})^2 \cdot 81,71 \text{ m}}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 0,2027 \text{ m}} \\
 &= 0,33 \text{ m} \\
 &= 1,07 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Total Head

$$\begin{aligned}
 H &= H_p + H_v + H_s + H_f \dots\dots\dots 11 \\
 &= 0,00 \text{ m} + 0 \text{ m} + 1,57 \text{ m} + 0,33 \text{ m} \\
 &= 1,89 \text{ m} \\
 &= 6,20 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

10. Jenis Pompa

$$Q = 117,58 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$H = 1,89 \text{ m}$$

Berdasarkan Fig. 5.10 Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 245, diperoleh :

Jenis Pompa = *Centrifugal Pump - Single Stage*

Putaran Pompa = 3500 rpm

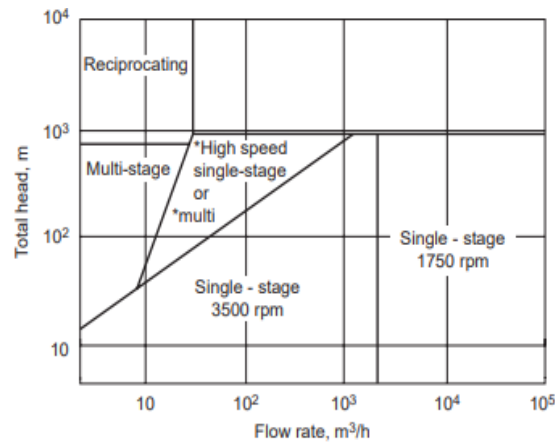


Figure 5.10. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Gambar 4. Diagram jenis pompa

11. Jenis Impeller

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194, jenis impeller untuk pompa sentrifugal, *single suction*, ditentukan berdasarkan nilai *specific head* menggunakan persamaan sebagai berikut :
berikut :

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}} \dots\dots\dots 12$$

Keterangan :

$N_s = \text{Specific speed}$

$n = \text{Putaran pompa} = 3500 \text{ rpm}$

$Q = \text{Laju alir volumetrik} = 517,68 \text{ gpm}$

$H = \text{Head pompa} = 6,20 \text{ ft}$

Sehingga nilai spesifik *head* :

$$N_s = \frac{3500 \cdot \sqrt{517,68 \text{ gpm}}}{(6,20 \text{ ft})^{0,75}}$$

$$= 18418,84$$

Berdasarkan Fig. 3-47, Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 1, 1999, halaman 194 untuk nilai *specific head* sebesar 18418,84 diperoleh :

Jenis impeller : *Axial-Flow Field*

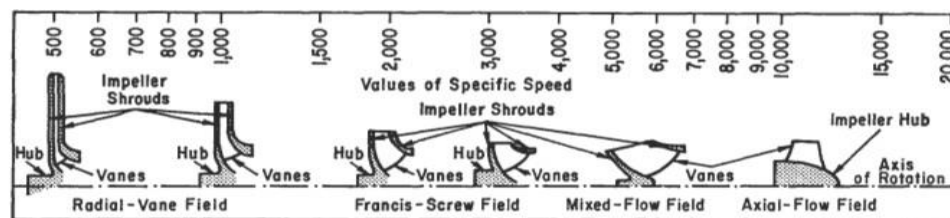


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17]. *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Gambar 5. Jenis impeller

12. Tekanan Uap

$$\begin{aligned} \text{Tekanan uap Dowtherm A pada suhu } 250^{\circ}\text{C} &= 0,0900 \text{ bar} \\ &= 0,0888 \text{ atm} \end{aligned}$$

13. Net Positive Suction Head (NPSH)

a. Net Positive Suction Head Available (NPSH_A)

Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v) \frac{2,31}{spgr} - H_f \dots\dots\dots 13$$

Dengan :

$$spgr = \frac{\text{Densitas Fluida}}{\text{Densitas Air}} \dots\dots\dots 14$$

$$= \frac{53,63 \text{ lb/ft}^3}{62,40 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0,86$$

$$S = 1,00 \text{ m}$$

$$= 3,28 \text{ ft}$$

$$NPSH_A = 3,28 \text{ ft} + (1,00 \text{ atm} - 0,0888 \text{ atm}) \frac{14,7 \text{ psi}}{\text{atm}} \cdot \frac{2,31}{1,02} - 1,07 \text{ ft}$$

$$= 17,80 \text{ ft}$$

$$= 5,42 \text{ m}$$

b. Net Positive Suction Head Required (NPSH_R)

Untuk menghitung besarnya NPSHr digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200} \right)^4 \cdot (Q)^{\frac{2}{3}} \dots\dots\dots 15$$

Dimana :

$$N = 3500 \text{ rpm}$$

$$Q = 0,03 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$= 1,9596 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Sehingga nilai $NPSH_R$:

$$\begin{aligned}
 NPSH_R &= \left(\frac{3500}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} \cdot \left(1,9596 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}}\right)^{\frac{2}{5}} \\
 &= 3,69 \text{ m} \\
 &= 12,10 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Syarat $NPSH_A > NPSH_R$, maka tidak terjadi kavitasi

14. Brake House Power (BHP) dan Daya Pompa

Brake House Power (BHP) dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E} \dots\dots\dots 16$$

Keterangan :

BHP : Daya penggerak popros (Hp)

Q : Laju alir volumetrik (ft^3/s)

H : Head pompa (ft)

ρ : Densitas (lb/ft^3)

E : Efisiensi pompa

Berdasarkan Fig. 10.63, Towler, G. dan Sinnott, R., 2008, halaman 635, diperoleh efisiensi pompa sentrifugal pada $Q = 117,58 \text{ m}^3/\text{h}$ sebagai berikut :

Efisiensi pompa sentrifugal, $E = 79\%$

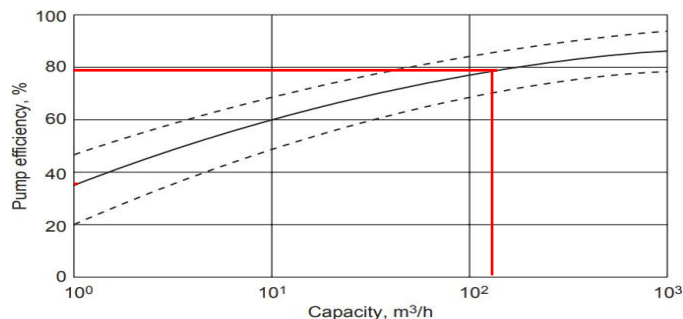


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

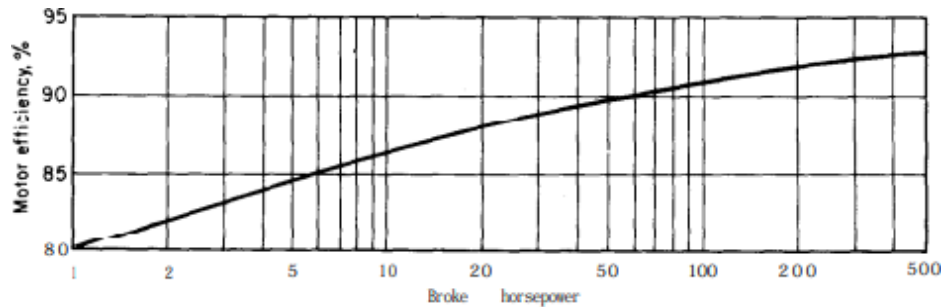
Gambar 6. Grafik efisiensi pompa sentrifugal

Sehingga nilai BHP

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{1,1534 \text{ ft}^3/\text{s} \times 6,20 \text{ ft} \times 53,63 \text{ lb}/\text{ft}^3}{79\%} \\
 &= 485,50 \text{ lb.ft/s} \\
 &= 0,8739 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dari Fig. 14.39, Peter, M. X. dan Timmerhaus, K. D., 1991, halaman 521, diperoleh :

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$



Gambar 7. Efisiensi motor

Sehingga daya yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \dots\dots\dots 17 \\
 &= \frac{0,8739 \text{ Hp}}{80\%} \\
 &= 1,09 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig, E. E., 3rd edition, Volume 3, 2001, halaman 628, mengikuti standar NEMA untuk motor induksi adalah :

$$P = 1,5 \text{ Hp}$$

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar 9. Daya motor standar

KESIMPULAN**PU-06**

Tugas : Mengalirkan *dowtherm* dari *furnace* menuju media pemanas.

Jenis Pompa = *Centrifugal pump-Single stage*

Putaran Pompa = 3500 rpm

Tipe Impeller = Axial-Flow Field

Spesifikasi Pipa =

NPS. = 8

Sch. No. = 40

OD = 8,625 in

ID = 7,981 in

At = 50 in

Sambungan Pipa = *Flanged*

Bahan Pipa = *Commercial Steel*

Laju alir volumetrik = 117,58 m³/jam

Total *head* = 1,89 m

NPSH_A = 5,42 m

NPSH_R = 3,69 m

Daya Motor = 1,5 Hp

UNIT PENYEDIA LISTRIK

Listrik digunakan untuk menggerakkan motor penggerak alat-alat proses dan utilitas misalnya pompa, alat transportasi padat, dan alat-alat lainnya. Selain itu listrik juga digunakan untuk penerangan dan kebutuhan perkantoran.

1. Kebutuhan Listrik**Tabel 1.** Kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas

| No. | Nama Alat | Daya (Hp) |
|-----|------------|-----------|
| 1. | Mixer | 50 |
| 2. | Centrifuge | 125 |
| 3. | Melter | 7,5 |
| 4. | P-01 | 5 |
| 5. | P-02 | 7,5 |
| 6. | P-03 | 0,5 |
| 7. | P-04 | 0,5 |
| 8. | P-05 | 0,5 |
| 9. | P-06 | 0,5 |
| 10. | P-07 | 1 |
| 11. | P-08 | 0,5 |
| 12. | P-09 | 0,5 |
| 13. | P-10 | 1,5 |
| 16. | SC-01 | 2 |
| 17. | SC-02 | 2 |
| 18. | SC-03 | 3 |
| 18. | SC-04 | 3 |
| 19. | BE-01 | 5 |
| 20. | BE-02 | 1,5 |

| No. | Nama Alat | Daya (Hp) |
|---------------|--------------------|--------------|
| 20. | BE-03 | 2 |
| 21. | BE-04 | 3 |
| 22. | Blower 1 | 350 |
| 23. | PU-01 | 0,5 |
| 24. | PU-02 | 0,5 |
| 25. | PU-03 | 15 |
| 26. | PU-04 | 0,5 |
| 27. | PU-05 | 0,5 |
| 28. | PU-06 | 1,5 |
| 29. | Blower utilitas 1 | 3 |
| 30. | Blower utilitas 2 | 60 |
| 31. | Fan Cooling Tower | 20 |
| 32. | Kompresor utilitas | 25 |
| Jumlah | | 698,5 |

a. Kebutuhan listrik tersedia

$$\begin{aligned}
 \text{Dirancang angka keamanan} &= 20\% \\
 \text{Kebutuhan listrik yang tersedia} &= 120\% \times 698,5 \text{ Hp} \\
 &= 838,2 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

b. Kebutuhan listrik instrumentasi kontrol

Kebutuhan listrik untuk instrumentasi dan kontrol diperkirakan 10% dari kebutuhan listrik yang diperlukan.

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan listrik instrumentasi kontrol} &= 10\% \times 838,2 \text{ Hp} \\
 &= 83,82 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

c. Kebutuhan listrik laboratorium, rumah tangga, kantor, dan lain-lain

Kebutuhan listrik laboratorium, rumah tangga, kantor, dan lain-lain diperkirakan 25% dari kebutuhan listrik yang diperlukan.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan listrik} &= 25\% \times 838,2 \text{ Hp} \\ &= 209,6 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Sehingga diperoleh kebutuhan listrik total sebagai berikut

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan listrik total} &= 838,2 \text{ Hp} + 83,82 \text{ Hp} + 209,6 \text{ Hp} \\ &= 1131,57 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Generator

Generator berfungsi untuk membangkitkan listrik untuk keperluan proses, utilitas dan umum. Jenis alat yang dipilih yaitu generator bahan bakar solar dan turbin gas. Faktor daya yang diperlukan diperkirakan sebesar 80% sehingga disediakan daya sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\text{Daya} &= \frac{1131,57 \text{ Hp}}{80\%} \\ &= 1414,46 \text{ Hp} \\ &= 1054,76 \text{ kW}\end{aligned}$$

Energi listrik diperoleh dengan membeli dari PLN sebesar 1100 kW, namun juga disediakan generator untuk cadangan berkekuatan 1100 kW jika sewaktu-waktu listrik atau pasokan listrik berkurang.

Spesifikasi generator

$$\begin{aligned}\text{Daya yang dibangkitkan, P} &= 1100 \text{ kW} \\ &= 3960000 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

3. Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan yaitu *fuel oil*. Spesifikasi bahan bakar sebagai berikut :

$$\text{Densitas } \textit{fuel oil}, \rho = 981,957 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Nilai NHV} = 151000 \text{ Btu/galon}$$

$$= 35044154,46 \text{ kJ/m}^3$$

$$= 35688,07 \text{ kJ/kg}$$

Efisiensi pembakaran berkisar antara 70-80% (Perry 8th ed, 2008)

Asumsi listrik mati 5 jam per minggu, maka

$$\text{Kebutuhan daya} = 3960000 \times 5 \text{ jam} \times 52 \text{ minggu/tahun}$$

$$= 1029600000 \text{ kJ/tahun}$$

$$\text{Dipilih efisiensi} = 80\%$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan bahan bakar} &= \frac{Q_t}{\text{Efisiensi} \times \text{NHV}} \\ &= \frac{1029600000 \text{ kJ/tahun}}{80\% \times 35688,07 \text{ kJ/tahun}} \\ &= 36062,47 \text{ kg/tahun} \\ &= 3005,21 \text{ kg/bulan} \\ &= 4,17 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

MANAJEMEN PERUSAHAAN

A. Bentuk Badan Usaha

Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yang berbentuk badan hukum. Badan hukum ini disebut perseroan sebab modal terdiri dari penjualan saham dan bank. Perseroan terbatas harus didirikan memakai akte autentik. Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh direktur yang bertanggung jawab menyangkut kelancaran produksi sedangkan tanggung jawab pemegang saham terbatas dan kekayaannya terpisah dari kekayaan perusahaan.

Modal perusahaan uang diperoleh dari penjualan saham-saham dan bila perusahaan rugi maka pemilih saham hanya akan kehilangan modalnya saja dan tidak menyinggung harta kekayaan pribadi untuk melunasi hutang-hutangnya. Selain itu, kelangsungan perusahaan tidak berpengaruh oleh berhentinya pemegang saham, direksi, dan karyawan.

Dasar pertimbangan pemilihan bentuk Perseroan Terbatas adalah sebagai berikut :

1. Kontinuitas perusahaan sebagai badan hukum lebih terjamin sebab tidak tergantung pada pemegang saham, di mana pemegang saham dapat berganti-ganti.
2. Pemegang saham memiliki tanggung jawab yang terbatas terhadap adanya hutang-hutang perusahaan. Ini berarti risiko pemegang saham hanya terbatas sampai besarnya modal yang disetorkan.
3. Dapat memperluas lapangan usaha karena lebih mudah memperoleh tambahan modal dengan menjual saham-saham baru.
4. Mudah memindahkan hal pemilik dengan menjual saham kepada orang lain.
5. Manajemen dan sosialisasi yang baik memungkinkan pengelolaan sumber modal secara efisien.
6. Pemegang saham melalui rapat umum dapat memilih Dewan Direksi yang cakap dan berkualitas untuk menjalankan perusahaan.

Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh direksi yang terdiri dari seorang direktur utama dan dibantu oleh manajer-manajer. Direktur dipilih dan diangkat oleh rapat umum pemegang saham. Pemegang saham menyerahkan tugas kepada dewan komisaris untuk mengawasi segala tindakan dewan direksi. Direktur yang dipilih tidak selalu orang yang memiliki saham, dapat juga orang lain. Pekerjaan direksi sehari-hari diawasi oleh rapat umum para pemilik saham.

Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu akuntan pabrik apabila perusahaan tidak berjalan semestinya, Direksi dan komisari dipilih kembali oleh rapat umum pemegang saham setelah masa jabatan habis. Kekuasaan tertinggi dalam perseroan terbatas adalah rapat umum para pemilih saham yang biasanya dilakukan satu tahun sekali.

B. Struktur Organisasi

Organisasi yang digunakan dalam perusahaan berhubungan dengan kelancaran komunikasi yang pada akhirnya akan mempengaruhi kinerja perusahaan. Pola lalu lintas wewenang berdasarkan struktur dapat dibedakan menjadi tiga sistem organisasi, yaitu :

- a. Organisasi Garis
- b. Organisasi *Staff and Line*
- c. Organisasi Fungsional

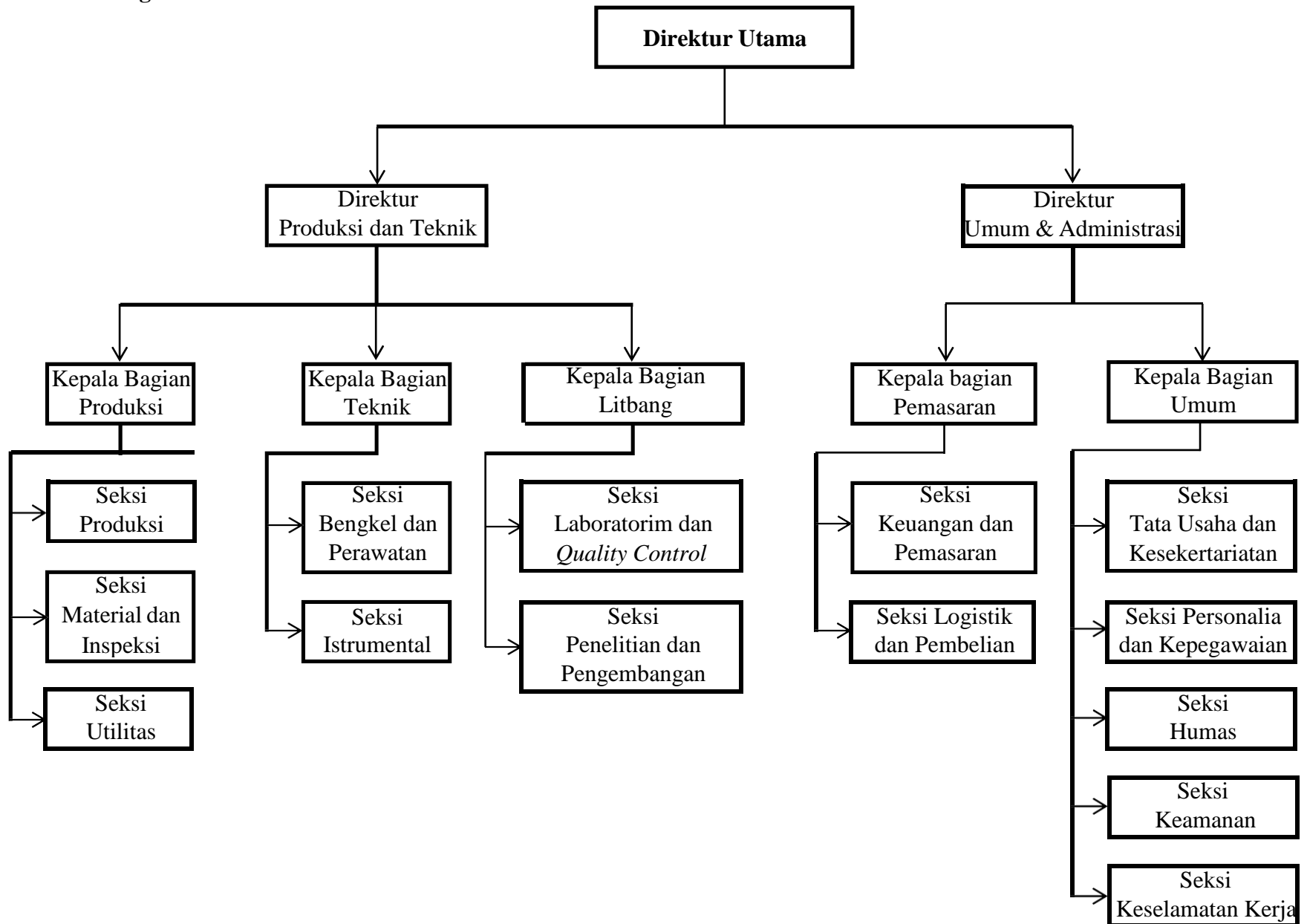
Dari ketiga bentuk sistem organisasi di atas, sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu sistem *staff and line organization* (sistem garis). Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas kerja, di mana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atas saja. Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi dan kemudian ke kepala bagian, ke kepala seksi, diteruskan ke karyawan-karyawan di bawahnya dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas member saran kepada direktur. Selain itu, sistem organisasi ini memiliki kelebihan antara :

1. Dapat digunakan dalam organisasi skala besar dengan susunan organisasi yang kompleks dan pembagian tugas yang beragam.
2. Lebih mudah dalam pelaksanaan, pengawasan, dan pertanggungjawaban.
3. Dapat menghasilkan keputusan yang logis dan sehat.
4. Memungkinkan konsentrasi dan loyalitas tinggi terhadap pekerjaan.
5. Cocok untuk perubahan yang cepat.

Sesuai dengan kebutuhan dan keadaan dalam pabrik, maka disusun struktur organisasi yang disertai dengan tugas dari masing-masing bagian sebagai berikut :

- a. Direktur utama : bertugas memimpin dan mengorganisir jalannya perusahaan secara keseluruhan baik secara teknis maupun non teknis, serta ekonomis sesuai dengan yang ditetapkan direksi dan bertanggung jawab penuh atas proses operasi dalam pabrik.
- b. Direktur : bertugas membantu Direktur utama dalam melaksanakan tugas yang bersifat teknis, organisasi, dan administrasi.
- c. Kepala bagian : bertugas membantu Direktur dalam mengelola pabrik.
- d. Kepala seksi : bertugas membantu kepala bagian dalam melaksanakan tugas-tugas.

Struktur Organisasi



Gambar 1. Struktur organisasi

C. Rencana Kerja

1. Klasifikasi Pegawai

Klasifikasi kepegawaian terutama berdasarkan latar belakang pendidikan formal. Beberapa jabatan penting masih ditambah dengan persyaratan lain diantaranya adalah pengalaman kerja, kepribadian, pendidikan khusus serta beberapa persyaratan lainnya.

2. Rencana Kerja

Dalam kegiatan operasi, pabrik beroperasi selama 24 jam secara kontinyu setiap hari selama 330 hari dalam satu tahun dan waktu sekitar 30 hari per tahun untuk *turn around*. Karyawan dibagi menjadi dua kelompok yaitu karyawan *shift* dan karyawan *non shift*.

a. Karyawan *non shift*

Kelompok kerja ini merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi. Yang termasuk kelompok ini adalah tingkat kepala seksi ke atas, staff seksi, dan semua karyawan bagian umum.

Adapun waktu kerja kelompok ini adalah sebagai berikut :

Senin – Kamis : Pukul 08.00 – 17.00 WIB

Pukul 12.00 – 13.00 WIB (istirahat)

Jum'at : Pukul 08.00 – 17.00 WIB

Pukul 11.00 – 13.00 WIB (istirahat)

Sabtu dan Minggu : Libur

b. Karyawan *shift*

Kelompok kerja ini merupakan tenaga yang secara langsung menangani produksi yang terdiri dari 4 regu dan berkerja secara bergiliran. Masing-masing *shift* bekerja selama 8 jam dalam 1 hari dan selama 5 hari dalam 1 minggu, dengan pengaturan *shift* sebagai berikut :

1) *Shift I* : Pukul 07.30 – 15.30 WIB

2) *Shift II* : Pukul 15.30 – 23.30 WIB

3) *Shift III* : Pukul 23.30 – 07.30 WIB

Sedangkan tempat-tempat khusus, seperti bagian keamanan, bagian proses kontrol, dan utilitas juga dilakukan pembagian kerja yang diatur dalam pembagian *shift* seperti yang telah diatur di atas dan seluruh karyawan mendapatkan cuti selama 12 hari tiap tahunnya.


Tabel 1. Jadwal kerja karyawan *shift*

| Regu | Hari | | | | | | | | | | | | | | |
|------|------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 |
| A | I | I | I | | II | II | II | | III | III | III | | I | I | I |
| B | | II | II | II | | III | III | III | | I | I | I | | II | II |
| C | II | | III | III | III | | I | I | I | | II | II | II | | III |
| D | III | III | | I | I | I | | II | II | II | | III | III | III | |
| Regu | Hari | | | | | | | | | | | | | | |
| | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 | 21 | 22 | 23 | 24 | 25 | 26 | 27 | 28 | 29 | 30 |
| A | I | I | I | | II | II | II | | III | III | III | | I | I | I |
| B | | II | II | II | | III | III | III | | I | I | I | | II | II |
| C | II | | III | III | III | | I | I | I | | II | II | II | | III |
| D | III | III | | I | I | I | | II | II | II | | III | III | III | |

Keterangan :

A, B, C, D : Kelompok kerja *shift*

1, 2, 3 : Jadwal *shift*

 : Libur

D. Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Untuk menentukm jumlah tenaga kerja, diambil dari Tabel 21 *page* 198 Peter, M. S., Timmerhaus, K. D., dan West, R. E., 4th *edition*, 2003. Jumlah tenaga kerja yang direncanakan debagai berikut :

1. Karyawan *non shift*Tabel 2. Jumlah tenaga kerja untuk karyawan *non shift*

| No. | Jabatan | Jumlah Karyawan |
|-----------|--|-----------------|
| A. | Direktur | |
| 1. | Sekretaris Direktur Utama | 1 |
| B. | Direktur | |
| 1. | Direktur Produksi & Teknik | 1 |
| 2. | Sekretaris Direktur Produksi & Teknik | 1 |
| 3. | Direktur Umum & Administrasi | 1 |
| 4. | Sekretaris Direktur Umum & Administrasi | 1 |
| C. | Kepala Bagian (Kabag) | |
| 1. | Kabag Produksi | 1 |
| 2. | Kabag Teknik | 1 |
| 3. | Kabag Litbang | 1 |
| 4. | Kabag Umum | 1 |
| 5. | Kabag Administrasi | 1 |
| D. | Kepala Seksi (Kasi) | |
| 1. | Kasi Produksi | 1 |
| 2. | Kasi Utilitas | 1 |
| 3. | Kasi Material dan Inspeksi | 1 |
| 4. | Kasi Bengkel dan Perawatan Pabrik | 1 |
| 5. | Kasi Instrumen | 1 |
| 6. | Kasi Laboratorium dan <i>Quality Control</i> | 1 |
| 7. | Kasi Penelitian dan Pengembangan | 1 |
| 8. | Kasi Keuangan dan Pemasaran | 1 |
| 9. | Kasi Logistik dan Pembelian | 1 |
| 10. | Kasi Humas | 1 |

MANAJEMEN PERUSAHAAN

| No. | Jabatan | Jumlah Karyawan |
|---------------------|--------------------------------------|-----------------|
| 11. | Kasi Tata Usaha dan Kesekretariatan | 1 |
| 12. | Kasi Personalia dan Kepegawaian | 1 |
| 13. | Kasi Keamanan | 1 |
| 14. | Kasi Keselamatan Kerja | 1 |
| E. | Staff | |
| 1 | Staff Material dan Inspeksi | 2 |
| 2 | Staff Bengkel dan Perawatan Pabrik | 2 |
| 3 | Staff Instrumen | 2 |
| 4 | Staff Penelitian dan Pengembangan | 2 |
| 5 | Staff Keuangan dan Pemasaran | 2 |
| 6 | Staff Logistik dan Pembelian | 2 |
| 7 | Staff Humas | 2 |
| 8 | Staff Tata Usaha dan Kesekretariatan | 2 |
| 9 | Staff Personalia dan Kepegawaian | 2 |
| 10 | Staff Keselamatan Kerja | 2 |
| F. | Kesehatan dan Driver | |
| 1 | Dokter | 2 |
| 2 | Suster | 2 |
| 3 | Driver | 6 |
| Jumlah Total | | 55 |

2. Karyawan *shift*

a. *Shift* tenaga kerja seksi produksi

Tabel 4. Jumlah karyawan tenaga kerja seksi produksi

| No. | Alat | Jumlah alat | Manhour /unit | Jumlah Tenaga Kerja |
|---|----------------------|-------------|---------------|---------------------|
| 1. | Mixer | 1 | 0,50 | 0,50 |
| 2. | Reaktor | 1 | 0,50 | 0,50 |
| 3. | Evaporator | 1 | 0,25 | 0,25 |
| 4. | Menara Distilasi | 2 | 0,50 | 1,00 |
| 5. | Kristalizer | 1 | 0,25 | 0,25 |
| 6. | Centrifuge | 1 | 0,50 | 0,50 |
| 7. | Melter | 1 | 0,50 | 0,50 |
| 8. | Stripper | 1 | 0,50 | 0,50 |
| 9. | Prilling Tower | 1 | 0,25 | 0,25 |
| 10. | Cooler | 1 | 0,25 | 0,25 |
| 11. | Reboiler | 3 | 0,25 | 0,75 |
| 12. | Condensor | 3 | 0,25 | 0,75 |
| 13. | Akumulator | 3 | 0,25 | 0,75 |
| 16. | Steam ejector | 1 | 0,25 | 0,25 |
| 17. | Barometric Condensor | 1 | 0,25 | 0,25 |
| 18. | Pompa | 11 | 0,25 | 2,75 |
| 19. | Tangki Penyimpanan | 3 | 0,25 | 0,75 |
| Total | | | | 12,25 |
| Jumlah tenaga kerja seksi produksi = 13 x 4 regu | | | | 52,00 |

b. Shift tenaga kerja seksi utilitas

Tabel 4. Jumlah karyawan tenaga kerja seksi utilitas

| No. | Alat | Jumlah alat | Manhour /unit | Jumlah Tenaga Kerja |
|--|--------------------|-------------|---------------|---------------------|
| 1. | Tangki penampung | 3 | 0,25 | 0,25 |
| 2. | Cooling Tower | 1 | 0,50 | 0,50 |
| 3. | Kation Exchanger | 2 | 0,25 | 0,50 |
| 4. | Anion Exchanger | 2 | 0,25 | 0,50 |
| 5. | Tangki | 4 | 0,25 | 0,25 |
| 6. | Deaerator | 1 | 0,25 | 0,25 |
| 7. | Boiler | 1 | 0,50 | 0,50 |
| 8. | Flash Tank | 1 | 0,25 | 0,25 |
| 9. | Tangki kondensat | 1 | 0,25 | 0,25 |
| 10. | Blower | 1 | 0,25 | 0,75 |
| 11. | Kompresor | 1 | 0,25 | 0,25 |
| 12. | Tangki udara tekan | 1 | 0,25 | 0,25 |
| 13. | Tangki silika | 1 | 0,25 | 0,25 |
| 14. | Tangki bahan bakar | 1 | 0,25 | 0,25 |
| 15. | Furnace | 1 | 0,50 | 0,50 |
| 16. | Pompa | 6 | 0,25 | 1,50 |
| Total | | | | 7,75 |
| Jumlah tenaga kerja seksi utilitas = 8 x 4 regu | | | | 32,00 |

c. Shift tenaga kerja seksi *qualiy control* (QC) dan laboratorium

Tabel 5. Jumlah karyawan QC dan laboratorium

| Lokasi | Jumlah Tenaga Kerja | Jumlah Regu | Jumlah Tenaga Kerja Total |
|--|---------------------|-------------|---------------------------|
| <i>Quality Control</i> | 2 | 4 | 8 |
| Laboratorium | 2 | 4 | 8 |
| Jumlah tenaga kerja seksi QC & laboratorium | | | 16 |

d. Shift tenaga kerja seksi bengkel dan perawatan pabrik

Tabel 6. Jumlah karyawan tenaga kerja seksi bengkel dan perawatan pabrik

| Lokasi | Jumlah Karyawan | Jumlah Regu | Karyawan Total |
|---|-----------------|-------------|----------------|
| Mekanik | 3 | 4 | 12 |
| Jumlah tenaga kerja seksi bengkel dan perawatan pabrik | | | 12 |

e. Shift tenaga kerja seksi keamanan (satpam)

Tabel 7. Jumlah karyawan tenaga kerja seksi keamanan

| Lokasi | Jumlah Karyawan | Jumlah Regu | Karyawan Total |
|---|-----------------|-------------|----------------|
| Gerbang Masuk | 2 | 4 | 8 |
| Gerbang Keluar | 2 | 4 | 8 |
| Jumlah tenaga kerja seksi keamanan | | | 16 |

Sehingga jumlah karyawan *shift* :

Tabel 8. Jumlah tenaga kerja untuk karyawan *shift*

| No. | Bagian | Jumlah Karyawan |
|---|---|-----------------|
| 1. | Satpam | 16 |
| 2. | Proses | 48 |
| 3. | Utilitas | 32 |
| 4. | <i>Quality control</i> dan Laboratorium | 16 |
| 5. | Mekanik | 12 |
| 6. | Instrumentasi | 8 |
| Jumlah tenaga kerja <i>shift</i> | | 132 |

Sehingga jumlah tenaga kerja total :

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah tenaga kerja} &= \text{Tenaga kerja } \textit{non shift} + \text{Tenaga kerja } \textit{shift} \\
 &= 55 \text{ orang} + 136 \text{ orang} \\
 &= 191 \text{ orang}
 \end{aligned}$$

E. Sistem Penggajian Karyawan

Sistem penggajian yang berlaku bagi para karyawan adalah sistem yang berupa gaji bulanan yang diberikan setiap awal bulan sekali dengan besarnya gaji didasarkan atas ketentuan sebagai berikut :

- a. Jabatan atau Golongan
- b. Tingkat Pendidikan
- c. Pengalaman Kerja
- d. Keahlian

F. Fasilitas dan Jaminan Sosial

1. Fasilitas dan Jaminan Sosial untuk meningkatkan kesejahteraan para karyawan maka perusahaan selain memberikan gaji bulanan juga memberikan fasilitas dan jaminan berikut :

- a. Tunjangan istri/suami sebesar 25% dari gaji pokok
 - b. Tunjangan anak sebesar 2% dari gaji pokok
 - c. Cuti selama 12 hari setiap tahun dan mendapat uang cuti sebesar 1 bulan gaji.
2. Fasilitas dinas yang diberikan pada karyawan atau pimpinan perusahaan sesuai dengan kemajuan dan keuntungan dari perusahaan yaitu sebagai berikut:
- a. Fasilitas air bersih
 - b. Fasilitas perumahan dinas yang diberikan kepada karyawan atau pimpinan perusahaan sesuai dengan kemajuan dan keuntungan perusahaan.
 - c. Fasilitas kesehatan bagi karyawan, istri atau suami dan anak.
 - d. Memberikan pakaian kerja 3 buah lengkap dengan alat-alat untuk perlindungan terhadap keselamatan kerja sebanyak 2 kali dalam setahun.
 - e. Fasilitas transportasi berupa bus pegawai bagi karyawan yang rumahnya jauh dari lokasi pabrik.
 - f. Fasilitas pendidikan berupa kursus dan pelatihan yang diselenggarakan oleh perusahaan.
 - g. Fasilitas peribatan berupa masjid di lingkungan perusahaan.
 - h. Memberikan uang bonus tiap tahun yang besarnya disesuaikan dengan keuntungan perusahaan dan memberikan uang tunjangan hari raya.
 - i. Memberikan asuransi kepada karyawan berupa asuransi kesehatan, asuransi kecelakaan, dan asuransi hari tua.
 - j. Memberikan hal pension bagi karyawan yang telah memenuhi batas umur atau sekurang-kurangnya telah bekerja pada perusahaan selama 10 tahun. Uang tunjangan pensiun diberikan sekaligus pada saat akhir masa persiapan pensiun.

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dalam prarancangan pabrik Bisfenol-A dari Aseton dan Fenol berkaitan dengan evaluasi kelayakan pendirian pabrik Bisfenol-A yang ditinjau dari aspek kelayakan potensial ekonomi. Evaluasi kelayakan ekonomi dari pabrik Bisfenol-A dilakukan dengan tahapan sebagai berikut :

- A. Penentuan Total Harga Alat (*Purchasing Equipment Cost*)
- B. Penaksiran Modal Tetap Industri (*Fixed Capital Investment*)
- C. Perkiraan Penjualan
- D. Penentuan Biaya Produksi (*Production Cost*)
- E. Penaksiran Modal Kerja Industri (*Working Capital*) dan Perhitungan *Capital Investment* (Total)
- F. Perhitungan *General Expense* dan Total Biaya Produksi
- G. Perkiraan Pendapatan

1. Penentuan Total harga Alat (*Purchasing Equipment Cost*)

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio indeks harga dengan persamaan sebagai berikut :

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

(Aries dan Newton, 1955)

Dimana :

Ex = Harga alat pada tahun x

Ey = Harga alat pada tahun y

Nx = Indeks harga pada tahun x

Ny = Indeks harga pada tahun y

Dimana penentuan harga alat-alat utilitas pabrik Bisfenol A dari Aseton dan Fenol dilakukan berdasarkan beberapa asumsi-asumsi dasar sebagai berikut :

1. Literatur

Penentuan harga alat bersumber dari buku “Chemical Engineering Cost Estimation” karangan Aries, R. D. dan Newton, R. D., 1995 dan “Plant Design and Economics for Chemical Engineers” edisi ke 4 karangan Peters, M. S. dan Timmerhaus, K. D., 1991. Perhitungan alat memerlukan nilai CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*) untuk membandingkan harga alat yang didapatkan dari website pada waktu tertentu untuk harga alat saat ini. Nilai CEPCI untuk perhitungan harga alat dipilih sebagai berikut :

CEPCI tahun 1954 = 185,00 (Aries dan Newton, 1955)

CEPCI tahun 1990 = 356,00 (Peters dan Timmerhaus, 1991)

CEPCI tahun 2010 = 550,80 (www.chemengonline.com)

CEPCI tahun 2011 = 576,10 (www.chemengonline.com)

CEPCI tahun 2012 = 584,60 (www.chemengonline.com)

CEPCI tahun 2013 = 567,30 (www.chemengonline.com)

CEPCI tahun 2014 = 576,10 (www.chemengonline.com)

CEPCI tahun 2015 = 556,80 (www.chemengonline.com)

CEPCI tahun 2016 = 541,70 (www.chemengonline.com)

CEPCI tahun 2017 = 567,50 (www.chemengonline.com)

CEPCI tahun 2018 = 603,10 (www.chemengonline.com)

CEPCI tahun 2019 = 607,50 (www.chemengonline.com)

CEPCI tahun 2020 = 607,50 (www.chemengonline.com)

2. Kurs USD

Kurs USD pada tanggal 14 Januari 2021, US\$ 1 = 14189,60 rupiah.

(www.bo.go.id)

3. Harga diperoleh dalam rupiah dibulatkan ke dalam ratusan ribu terdekat.

4. Harga dalam dollar US dibulatkan dalam satuan terdekat.

A. Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Proses dan Utilitas

Semua alat proses dan utilitas dibeli dari luar negeri. Semua biaya pembelian alat-alat proses dan utilitas dapat dilihat sebagai berikut :

1. Alat-Alat Proses

Tabel 1. Biaya pembelian alat-alat proses

| No. | Nama Alat | Kode | Jumlah | Harga Satuan (USD, sumber) | Harga Total (USD, 2020) |
|-----|-------------------|-------|--------|-------------------------------|----------------------------|
| 1. | Mixer | M-01 | 1 | 6.700,00 | 21.413,42 |
| 2. | Reaktor | R-01 | 1 | 700,00 | 2.237,22 |
| 3. | Evaporator | EV-01 | 1 | 18.000,00 | 57.528,58 |
| 4. | Menara Distilasi | MD-01 | 1 | 350,00 | 1.118,61 |
| 5. | Menara Distilasi | MD-02 | 1 | 200,00 | 639,21 |
| 6. | Kristalizer | KR-01 | 1 | 1.600,00 | 5.113,65 |
| 7. | <i>Centrifuge</i> | CF-01 | 1 | 3.000,00 | 9.588,10 |
| 8. | <i>Melter</i> | ML-01 | 1 | 2.865,00 | 9.156,63 |
| 9. | Stripper | ST-01 | 1 | 850,00 | 2.716,63 |
| 10. | Prilling Tower | PT-01 | 1 | 46.300,00 | 47.518,86 |
| 11. | Tangki | T-01 | 1 | 33.500,00 | 107.067,09 |
| 12. | Silo | S-01 | 1 | 28.000,00 | 89.488,91 |
| 13. | Silo | S-02 | 1 | 27.500,00 | 87.890,89 |
| 14. | Tangki | TL-01 | 2 | 8.625,00 | 27.565,78 |
| 16. | Kondensor | CD-02 | 1 | 3.125,00 | 9.987,60 |
| 17. | Kondensor | CD-03 | 1 | 2.800,00 | 8.948,89 |
| 18. | Kondensor | CD-04 | 1 | 3.700,00 | 11.825,32 |
| 19. | Reboiler | RB-01 | 1 | 5.150,00 | 16.459,57 |
| 20. | Reboiler | RB-02 | 1 | 1.700,00 | 5.433,26 |
| 20. | Reboiler | RB-03 | 1 | 7.300,00 | 23.331,04 |

EKONOMI

| | | | | | |
|-----|-----------------------------|--------|---|-----------|------------|
| 21. | Akumulator | ACC-01 | 1 | 155,00 | 495,39 |
| 22. | Akumulator | ACC-02 | 1 | 125,00 | 399,50 |
| 23. | Akumulator | ACC-03 | 1 | 135,00 | 431,46 |
| 24. | <i>Jet Ejector</i> | EJ-01 | 1 | 610,00 | 1.949,58 |
| 25. | <i>Barometric Condensor</i> | BC-01 | 1 | 320,00 | 1.022,73 |
| 26. | Blower | BL-01 | 1 | 67.000,00 | 214.134,17 |
| 27. | <i>Screw Conveyor</i> | SC-01 | 1 | 320,00 | 1.022,73 |
| 28. | <i>Screw Conveyor</i> | SC-02 | 1 | 320,00 | 1.022,73 |
| 29. | <i>Screw Conveyor</i> | SC-03 | 1 | 320,00 | 1.022,73 |
| 30. | <i>Screw Conveyor</i> | SC-04 | 2 | 320,00 | 1.022,73 |
| 31. | <i>Bucket Elevator</i> | BE-01 | 1 | 2.740,00 | 8.757,13 |
| 32. | <i>Bucket Elevator</i> | BE-02 | 1 | 1.150,00 | 3.675,44 |
| 32. | <i>Bucket Elevator</i> | BE-03 | 1 | 800,00 | 2.556,83 |
| 33. | <i>Bucket Elevator</i> | BE-04 | 1 | 1.950,00 | 6.232,26 |
| 34. | <i>Feeder</i> | FE-01 | 1 | 520,00 | 1.661,94 |
| 35. | <i>Feeder</i> | FE-02 | 1 | 840,00 | 2.684,67 |
| 36. | Pompa | P-01 | 2 | 600,00 | 3.835,24 |
| 37. | Pompa | P-02 | 2 | 415,00 | 2.652,71 |
| 38. | Pompa | P-03 | 2 | 195,00 | 1.246,45 |
| 39. | Pompa | P-04 | 2 | 210,00 | 1.342,33 |
| 40. | Pompa | P-05 | 2 | 185,00 | 1.182,53 |
| 41. | Pompa | P-06 | 2 | 185,00 | 1.182,53 |
| 42. | Pompa | P-07 | 2 | 380,00 | 2.428,98 |
| 43. | Pompa | P-08 | 2 | 285,00 | 1.821,74 |
| 44. | Pompa | P-09 | 2 | 245,00 | 1.566,06 |
| 45. | Pompa | P-10 | 2 | 295,00 | 1.885,66 |
| 46. | <i>Expantion Valve</i> | EX-01 | 1 | 450,00 | 747,39 |

| | | | | | |
|--------------|------------------------|-------|---|------------|-------------------|
| 46. | <i>Expantion Valve</i> | EX-02 | 1 | 450,00 | 747,39 |
| 47. | <i>Filter udara</i> | FU-01 | 1 | 159.700,00 | 163.904,15 |
| TOTAL | | | | | 977.664,42 |

2. Alat-alat utilitas

Alat utilitas dari luar negeri dapat dilihat sebagai berikut :

Tabel 2. Biaya pembelian alat-alat utilitas

| No. | Nama Alat | Kode | Jumlah | Harga Satuan (USD,sumber) | Harga Total (USD, 2020) |
|-----|---|-------|--------|------------------------------|----------------------------|
| 1. | Tangki air bersih | T-01 | 1 | 13.200,00 | 42.187,63 |
| 2. | Tangki air sanitasi | T-02 | 1 | 2.175,00 | 6.951,37 |
| 3. | Tangki klorinasi | T-03 | 1 | 377,00 | 1.204,90 |
| 4. | Tangki klorin | T-04 | 1 | 420,00 | 1.342,33 |
| 5. | <i>Cooling Tower</i> | CT-01 | 1 | 12.700,00 | 40.589,61 |
| 6. | <i>Kation exchanger</i> | KE-01 | 2 | 230,00 | 1.470,17 |
| 7. | <i>Anion exchanger</i> | AE-01 | 2 | 1.100,00 | 7.031,27 |
| 8. | Tangki H ₂ SO ₄ | T-05 | 1 | 215,00 | 687,15 |
| 9. | Tangki NaOH | T-06 | 1 | 195,00 | 623,23 |
| 10. | Deaerator | D-01 | 1 | 260,00 | 830,97 |
| 11. | Tangki hidrazin | T-07 | 1 | 190,00 | 607,25 |
| 12. | Tangki Na ₂ HPO ₄ | T-08 | 1 | 195,00 | 623,23 |
| 13. | Boiler | B-01 | 1 | 3.250,00 | 10.387,11 |
| 14. | Tangki Kondensat | T-09 | 1 | 265,00 | 846,95 |
| 15. | Flash Tank | FT-01 | 1 | 190,00 | 607,25 |
| 16. | Tangki bahan bakar | T-10 | 1 | 16.600,00 | 53.054,14 |
| 17. | Furnace | F-01 | 1 | 561.400,00 | 576.179,02 |
| 18. | Blower | BL-02 | 1 | 1.925,00 | 6.152,36 |

EKONOMI

| | | | | | |
|--------------|--------------------|-------|---|-----------|-------------------|
| 19. | Blower | BL-02 | 1 | 15.800,00 | 50.497,31 |
| 20. | Kompresor | K-01 | 1 | 57.700,00 | 59.218,97 |
| 21. | Filter Udara | FU-02 | 1 | 9.400,00 | 9.647,46 |
| 22. | Filter Udara | FU-03 | 1 | 26.400,00 | 27.094,99 |
| 23. | Tangki silika | T-11 | 1 | 340,00 | 1.086,65 |
| 24. | Tangki udara tekan | T-12 | 1 | 2.900,00 | 9.268,49 |
| 25. | Tangki silika | T-13 | 1 | 4.300,00 | 13.669,05 |
| 26. | Pompa Utilitas | PU-01 | 2 | 185,00 | 1.182,53 |
| 27. | Pompa Utilitas | PU-02 | 2 | 185,00 | 1.182,53 |
| 28. | Pompa Utilitas | PU-03 | 2 | 1.550,00 | 9.907,70 |
| 29. | Pompa Utilitas | PU-04 | 2 | 177,00 | 1.131,40 |
| 30. | Pompa Utilitas | PU-05 | 2 | 177,00 | 1.131,40 |
| 31. | Pompa Utilitas | PU-06 | 2 | 885,00 | 5.656,98 |
| 32. | Expantion Valve | EV-03 | 1 | 450,00 | 1.438,21 |
| TOTAL | | | | | 943.489,60 |

Berdasarkan tabel diatas maka diketahui PEC alat proses dan utilitas yaitu :

$$\begin{aligned}
 \text{Harga total} &= \text{Harga alat proses} + \text{Harga alat utilitas} \\
 &= \$977.664,42 + \$943.489,60 \\
 &= \$1.921.154,02
 \end{aligned}$$

Menentukan *Purchasing Equipment* untuk sampai di tempat yaitu, 10-40% PEC (Peter dan Timmerhaus, 1991). Dipilih 35%, sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{PEC peralatan} &= \text{Harga total} + (35\% \times \text{Harga total}) \\
 &= \$1.921.154,0 + (35\% \times \$1.920.186) \\
 &= \$2.593.557,93
 \end{aligned}$$

B. Penaksiran Modal Tetap Industri (*Fixed Capital Investment*)

Modal industri (*Capital Investment*) merupakan penanaman modal yang berkaitan dengan pengeluaran berupa uang yang diperlukan untuk pembangunan fasilitas produksi dan operasi utama dalam pabrik (Aries dan Newton, 1955). Modal industri terdiri dari dua, yaitu :

1. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
2. Modal kerja (*Working Capital*)

Modal tetap dapat didefinisikan sebagai total biaya instalasi pengolahan, bangunan, layanan tambahan, dan teknik yang terlibat dalam penciptaan pabrik baru. Modal tetap terdiri dari :

1. *Physical Plant Cost*
 - *Purchased Equipment Cost*
 - *Purchased Equipment Installation*
 - *Instrumentation and Controls*
 - *Piping*
 - *Electrical Equipment and Materials*
 - *Building (including service)*
 - *Insulation (isolasi)*
2. *Direct Cost*
 - *Physical Plant Cost*
 - *Engineering and Construction*
3. *Contractor's fee*
4. *Contingency*

(Aries dan Newton, 1995)

1. *Physical Plant Cost (PPC)*

Dalam menentukan *Physical Plant Cost* dilakukan asumsi sebagai berikut :

1. Biaya inflasi sudah dimasukkan ke dalam biaya *Purchasing Equipment Cost* (PEC) sampai tempat.
2. Dalam biaya instalasi (*Purchased Equipment Installation*), instrumentasi dan kontrol (*Instrumentation and Controls*), *Piping*, *Electrical Equipment and Materials*, *Insulation* diambil buruh lokal sebesar 95% dan buruh asing 5%.
3. Upah buruh
 - Perbandingan manhour asing : manhour lokal = 1 : 5
 - Perbandingan jumlah tenaga asing dan lokal = 5% : 95%
 - Upah buruh asing = \$ 15/manhour
 - Upah buruh Indonesia = Rp 25.000/manhour

- a. *Purchasing Equipment Cost* (PEC) alat proses sampai tempat PEC meliputi biaya peralatan yang tercantum pada lembar diagram aliran lengkap, suku cadang yang tidak dipasang, surplus perlatan, perlengkapan, dan tunjangan biaya inflasi, biaya pengiriman, pajak, asuransi, tugas, penyelisihan modifikasi saat start up. Besarnya biaya peralatan proses sampai tempat = 10-40% PEC.

(Peter dan Timmerhaus, 1991)

Harga peralatan proses (PEC) = \$1.921.154

Dipilih = 35%

PEC sampai tempat = 135% x \$1.921.154,02
= \$2.593.557,93

b. *Purchasing Equipment Installation* (PEI)

PEI meliputi pemasangan semua peralatan yang tercantum pada lembar aliran lengkap, dukungan struktural, isolasi, dan cat.

(Peter dan Timmerhaus, 1991)

Biaya instalasi besarnya 43% dari PEC, terdiri dari biaya material sebesar 11% dan buruh sebesar 32% (Tabel 16, halaman 77, Aries dan Newton). Material (11% PEC) meliputi *foundations, platforms, dan supports*.

| | | |
|------------------------|---|----------------------|
| Material (11% PEC) | = | 11% x \$2.593.557,93 |
| | = | \$285.291,37 |
| Buruh (32% PEC) | = | 32% x \$2.593.557,93 |
| | = | \$829.938,54 |
| Gaji buruh asing (5%) | = | 5% x \$829.938,54 |
| | = | \$41.496,93 |
| Gaji buruh lokal (95%) | = | 95% x \$829.938,54 |
| | = | \$788.441,61 |
| | = | Rp11.187.671.092,07 |
| Jumlah manhour asing | = | 2.766 |
| Jumlah manhour lokal | = | 447.507 |
| Biaya total PEI | = | \$1.115.229,91 |
| | = | Rp15.824.666.347,34 |

c. *Piping* (pemipaan)

Meliputi biaya : Proses baja, pipa-karbon, paduan, besi cor, timah, berjajar alumunium, tembaga, kermaik, palstik, karet, beton bertulang, pipa gantungan, fitting, katup, isolasi-pipa, peralatan.

(Peter dan Timmerhaus, 1991)

Besarnya biaya pemipaan 36% dari PEC untuk padat cair yang terdiri dari biaya material 21% dan buruh 15%.

(Tabel 17, hal. 78, Aries dan Newton, 1995)

| | | |
|---------------------------|---|----------------------|
| Material (21% PEC) | = | 21% x \$2.593.557,93 |
| | = | \$544.647,17 |
| Buruh (15% PEC) | = | 15% x \$2.593.557,93 |
| | = | \$389.033,69 |
| Gaji buruh asing (5%) | = | 5% x \$389.033,69 |
| | = | \$19.451,68 |
| Gaji buruh lokal (95%) | = | 95% x \$389.033,69 |
| | = | \$369.582,01 |
| | = | Rp5.244.220.824,41 |
| Jumlah manhour asing | = | 1.297 |
| Jumlah manhour lokal | = | 209.769 |
| Biaya total <i>piping</i> | = | \$933.680,86 |
| | = | Rp13.248.557.872,19 |

d. *Instrumentation and Controls*

Meliputi biaya : pembelian, instalasi, kalibrasi, komputer (Peter dan Timmerhaus, 1991). Besarnya biaya instrumentasi (*extensive controls*) 30% dari PEC, yang terdiri dari biaya material 24% dan buruh 6%.

(Tabel 19, hal. 97, Aries dan Newton, 1995)

| | | |
|--------------------|---|----------------------|
| Material (24% PEC) | = | 24% x \$2.593.557,93 |
| | = | \$622.453,90 |

| | | | | |
|------------------------|---|--------|---|---------------------|
| Buruh (6% PEC) | = | 6% | x | \$2.593.557,93 |
| | = | | | \$155.613,48 |
| Gaji buruh asing (5%) | = | 5% | x | \$155.613,48 |
| | = | | | \$7.780,67 |
| Gaji buruh lokal (95%) | = | 95% | x | \$155.613,48 |
| | = | | | \$147.832,80 |
| | = | | | Rp2.097.688.329,76 |
| Jumlah manhour asing | = | 519 | | |
| Jumlah manhour lokal | = | 83.908 | | |
| Biaya total | = | | | \$778.067,38 |
| | = | | | Rp11.040.464.893,49 |

e. *Insulation* (isolasi)

Besarnya biaya insulasi yaitu 8% dari PEC, yang terdiri dari biaya material material 3% dan buruh 5%.

(Tabel 21, hal. 98, Aries dan Newton, 1995)

| | | | | |
|------------------------|---|-----|---|--------------------|
| Material (3% PEC) | = | 3% | x | \$2.593.557,93 |
| | = | | | \$77.806,74 |
| Buruh (5% PEC) | = | 5% | x | \$2.593.557,93 |
| | = | | | \$129.677,90 |
| Gaji buruh asing (5%) | = | 5% | x | \$129.677,90 |
| | = | | | \$6.483,89 |
| Gaji buruh lokal (95%) | = | 95% | x | \$129.677,90 |
| | = | | | \$123.194,00 |
| | = | | | Rp1.748.073.608,14 |
| Jumlah manhour asing | = | 432 | | |

| | | |
|-------------------------------|---|--------------------|
| Jumlah manhour lokal | = | 69.923 |
| Biaya total <i>insulation</i> | = | \$207.484,63 |
| | = | Rp2.944.123.971,60 |

f. *Electrical Equipment and Materials*

Meliputi peralatan listrik-switches, motor, saluran kawat, alat kelengkapan, pengumpulan *grounding*, instrumen, kabel kontrol & pencahayaan, panel-panel dan bahan tenaga kerja listrik. Besarnya biaya *Electrical Equipment and Materials* 15% dari PEC yang terdiri dari material 12% dan buruh 3%.

(Peter dan Timmerhaus, 1991)

| | | |
|------------------------|---|----------------------|
| Material (12% PEC) | = | 12% x \$2.593.557,93 |
| | = | \$311.226,95 |
| Buruh (3% PEC) | = | 3% x \$2.593.557,93 |
| | = | \$77.806,74 |
| Gaji buruh asing (5%) | = | 5% x \$77.806,74 |
| | = | \$3.890,34 |
| Gaji buruh lokal (95%) | = | 95% x \$77.806,74 |
| | = | \$73.916,40 |
| | = | Rp1.048.844.164,88 |
| Jumlah manhour asing | = | 259 |
| Jumlah manhour lokal | = | 41.954 |

Listrik diperoleh dari PT. Perusahaan Listrik Negara (PLN). Kebutuhan listrik Pabrik Bisfenol-A yaitu sebesar 1100 kW yang mana lebih dari 200 KVA sehingga kebutuhan listrik pabrik tergolong industri skala menengah yang mana tarif dasar listrik sebesar Rp 1.114,74/kWh (esdm.go.id).

Untuk keadaan darurat, listrik diperoleh dari generator.

| | | |
|-------------------------------|---|---------------------|
| Biaya instalasi listrik | = | \$389.033,69 |
| Biaya listrik | = | \$684.417,80 |
| Biaya generator | = | \$145.000,00 |
| Biaya total peralatan listrik | = | \$1.218.451,49 |
| | = | Rp17.289.339.326,75 |

g. Harga Bangunan

Harga bangunan dibagi menjadi dibagi menjadi beberapa kategori :

- Kategori A = Rp8.000.000 /m²
- Kategori B = Rp3.500.000 /m³
- Kategori C = Rp3.000.000 /m⁴

Rincian biaya dapat dilihat pada tabel di bawah ini :

Tabel 3. Harga bangunan

| No. | Bangunan | Ukuran (m) | | Luas (m ²) | Harga Tanah (Rp) | Harga total (Rp) |
|-----|------------------|------------|----|---------------------------|---------------------|---------------------|
| | | P | L | | | |
| 1. | Gudang | 25 | 28 | 700 | 3.500.000 | 2.450.000.000 |
| 2. | Damkar | 25 | 25 | 625 | 3.500.000 | 2.187.500.000 |
| 3. | Bengkel | 25 | 25 | 625 | 3.500.000 | 2.187.500.000 |
| 4. | Parkir karyawan | 35 | 25 | 875 | 3.000.000 | 2.625.000.000 |
| 5. | Parkir tamu | 20 | 25 | 500 | 3.000.000 | 1.500.000.000 |
| 6. | Pos satpam 1 | 25 | 10 | 250 | 3.000.000 | 750.000.000 |
| 7. | Area loading | 150 | 20 | 3000 | 3.500.000 | 10.500.000.000 |
| 8. | Area perluasan 1 | 57 | 20 | 1140 | 3.500.000 | 3.990.000.000 |
| 9. | Area tangki 1 | 34 | 52 | 1743,2 | 3.500.000 | 6.101.156.250 |
| 10. | Area proses | 87 | 52 | 4501,3 | 3.500.000 | 15.754.541.250 |
| 11. | Area tangki 2 | 27 | 52 | 1384,2 | 3.500.000 | 4.844.770.000 |

EKONOMI

| | | | | | | |
|--------------|------------------|-----|------|------------------|-----------|-----------------|
| 12. | Masjid | 30 | 15 | 450 | 3.500.000 | 1.575.000.000 |
| 13. | Kantin | 10 | 15 | 150 | 3.500.000 | 525.000.000 |
| 14. | Poliklinik | 20 | 15 | 300 | 8.000.000 | 2.400.000.000 |
| 15. | Gedung sebaguna | 30 | 24 | 720 | 3.500.000 | 2.520.000.000 |
| 16. | Kantor | 35 | 27,5 | 962,5 | 3.500.000 | 3.368.750.000 |
| 17. | Pusdiklat | 45 | 10 | 450 | 3.500.000 | 1.575.000.000 |
| 18. | Perpustakaan | 30 | 10 | 300 | 3.500.000 | 1.050.000.000 |
| 19. | Parkir Manajer | 16 | 10 | 160 | 3.000.000 | 480.000.000 |
| 20. | Taman A | 62 | 10 | 620 | 3.000.000 | 1.860.000.000 |
| 21. | Area utilitas | 50 | 25 | 1250 | 3.000.000 | 3.750.000.000 |
| 22. | UPL | 50 | 24 | 1200 | 3.500.000 | 4.200.000.000 |
| 23. | Ruang kontrol | 22 | 15 | 330 | 3.500.000 | 1.155.000.000 |
| 24. | Laboratorium | 27 | 15 | 405 | 8.000.000 | 3.240.000.000 |
| 25. | Taman B | 10 | 56 | 560 | 8.000.000 | 4.480.000.000 |
| 26. | Pos satpam 2 | 10 | 25 | 250 | 3.500.000 | 875.000.000 |
| 27. | Area Perluasan 2 | 126 | 82 | 10332 | 3.500.001 | 36.162.010.332 |
| TOTAL | | | | 33.783,21 | | 122.106.227.832 |

Total biaya yang dibutuhkan untuk bangunan adalah Rp. 122.106.227.832 dengan luas total area bangunan 33.783,21 m².

h. Land and Yard

Total kebutuhan tanah pabrik = 42.978 m²

Harga tanah di kawasan Cilegon, Banten = Rp 4.000.000/m²

Sehingga biaya untuk pembelian tanah adalah = Rp171.912.000.000

Total biaya tanah dan bangunan = Rp294.018.227.832

= \$20.720.684,72

Tabel 4. Total *Physical Plant Cost* (F C)

| Komponen | Biaya (\$) | Biaya (Rp) |
|------------------------------------|------------------------|-----------------------------|
| Harga alat proses sampai di tempat | \$2.593.557,93 | Rp36.801.549.644,98 |
| Instalasi | \$1.115.229,91 | Rp15.824.666.347,34 |
| Pemipaan | \$933.680,86 | Rp13.248.557.872,19 |
| <i>Instrument dan Control</i> | \$778.067,38 | Rp11.040.464.893,49 |
| Isolasi | \$207.484,63 | Rp2.944.123.971,60 |
| Listrik | \$1.218.451,49 | Rp17.289.339.326,75 |
| <i>Land and Building Cost</i> | \$20.720.684,72 | Rp294.018.227.832,00 |
| Total Physical Plant Cost | \$27.567.156,92 | Rp391.166.929.888,35 |

2. *Direct Plant Cost* (DPC)

- *Engineering & Construction*

Engineering & construction meliputi biaya desain, supervisi, kontruksi, dan pemeriksaan. Besar biaya ditentukan sebesar 25% dari *Physical Plant Cost*

Tabel 5. Total *Direct Plant Cost* (PPC)

| Komponen | Biaya (\$) | Biaya (Rp) |
|---------------------------------------|------------------------|-----------------------------|
| <i>Physical Plant Cost</i> | \$27.567.156,92 | Rp391.166.929.888,35 |
| <i>Engineering & Construction</i> | \$6.891.789,23 | Rp97.791.732.472,09 |
| <i>Direct Plant Cost</i> | \$34.458.946,15 | Rp488.958.662.360,44 |

3. *Contractor's fee Cost*

Biaya kontraktor bervariasi untuk situasi yang berbeda, tetapi dapat diperkirakan besarnya sekitar 2-6% dari *Direct Plant Cost* (DPC).

(Aries dan Newton, 1995)

Dipilih biaya kontraktor sebesar 4% dari DPC.

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya kontraktor} &= 4\% \times \text{DPC} \\
 &= 4\% \times \text{Rp}488.958.662.360 \\
 &= \text{Rp}19.558.346.494
 \end{aligned}$$

4. *Contingency Cost*

Contingency Cost adalah modal untuk mengkompensasi kejadian tak terduga seperti bencana alam, mogok kerja, perubahan harga, perubahan kecil desain, dan kesalahan estimasi. Biaya cadangan/darurat tergantung level darurat. Level darurat dibagi menjadi tiga, yaitu :

- Level rendah = 10% x DPC
- Level sedang = 15% x DPC
- Level tinggi = 25% x DPC

Dipilih level tinggi karena lokasi pabrik berada di kawasan Cilegon, Banten yang mana berdekatan dengan lautan dan gunung aktif yang berpotensi tinggi terjadinya bencana alam atau kejadian tak terduga lainnya.

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya darurat} &= 25\% \times \text{DPC} \\
 &= 25\% \times \text{Rp}488.958.662.360 \\
 &= \text{Rp}122.239.665.590
 \end{aligned}$$

Fixed Capital Investment (FCI)

Tabel 6. Total *Fixed Capital Investment (FCI)*

| Komponen | Biaya (\$) | Biaya (Rp) |
|---|-------------------|----------------------|
| <i>Direct Plant Cost (DPC)</i> | \$34.458.946,15 | Rp0,00 |
| <i>Contractor Fee (4%)</i> | \$0,00 | Rp19.558.346.494,42 |
| <i>Contingency Cost (25%)</i> | \$0,00 | Rp122.239.665.590,11 |
| Total <i>Physical Plant Cost</i> | \$34.458.946,15 | Rp141.798.012.084,53 |

$$\begin{aligned} \text{Fixed Capital (FC)} &= \$34.458.946,15 + \text{Rp}141.798.012.084,53 \\ &= \text{Rp}488.958.662.360,44 + \text{Rp}141.798.012.084,53 \\ &= \text{Rp}630.756.674.444,96 \end{aligned}$$

Sehingga total *Fixed Capital Investment* sebesar Rp. 576.679.414.115,90

C. Perkiraan Penjualan

Dalam perkiraan penjualan diambil asumsi sebagai berikut :

1. Harga jual Bisfenol-A tidak mengalami kenaikan harga selama periode pengembalian modal.
2. Produksi pada tahun pertama berlangsung 100%.

Produk Bisfenol-A

Kapasitas = 50.000 ton/tahun

Harga jual = Rp63.853,20

Penjualan = 50.000 ton/tahun x Rp63.853,20
= Rp3.192.660.000.000 /tahun

D. Penentuan Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Dalam penentuan biaya produksi diambil kebijakan jam kerja sebagai berikut :

- Dalam 1 hari, pabrik beroperasi selama 24 jam
- Dalam 1 tahun, pabrik beroperasi selama 330 hari

Manufacturing Cost terbagi dalam 3 bagian :

1. *Direct Manufacturing Cost*
2. *Indirect Manufacturing Cost*
3. *Fixed Manufacturing Cost*

1. *Direct Manufacturing Cost*

Direct Manufacturing Cost terdiri :

- *Raw Materials*
- *Operating Labour*
- *Supervision*
- *Maintenance*
- *Plant Supplies*
- *Royalties and Patents*
- *Utilites*

(Aries dan Newton, 1995)

a. *Raw Materials*

Pada proses produksi di Pabrik Bisfenol-A, diperlukan beberapa bahan baku utama agar proses produksi dapat berjalan. Bahan bahan tersebut berupa Aseton dan Fenol dengan bantuan katalis berupa *polystyrene-divinylbenzene sulfonated resin*. Dalam perhitungan biaya bahan baku diambil asumsi bahwa harga pembelian bahan baku tidak mengalami kenaikan harga setiap tahun. Berikut biaya dari masing-masing bahan baku :

1. Aseton ((CH₃)₂CO)

Harga = Rp22.845,26

Kebutuhan = 12.704.732,89 kg/tahun

Biaya = Rp290.242.875.173,38 /tahun

2. Fenol (C₆H₅OH)

Harga = Rp23.554,74

Kebutuhan = 41.255.460,55 kg/tahun

Biaya = Rp971.761.481.862,21 /tahun

3. *Polystyrene-divinylbenzene sulfonated resin*

Harga = Rp21.284,40

Kebutuhan = 80.660,07 kg/tahun

Biaya = Rp1.716.801.175,91 /tahun

Biaya total bahan baku = Rp1.263.721.158.211,50

= \$ 9.059.674,57

b. *Operating Labour*

Total biaya *operating labour* dapat dilihat pada tabel di bawah. Dalam penentuan gaji *operating labour* diasumsikan tidak ada kenaikan gaji dan berdasarkan UMR Kota Cilegon untuk tahun 2021 sebesar Rp 4.309.772,64/bulan (SK No. 561/Kep. 272-Huk/2020 tentang UMK Provinsi Banten 2020).

Tabel 7. Total biaya *operating labour*

| No./A. | Jabatan | Jumlah | Gaji/Orang | Harga total |
|---------------------------|------------------------------|--------|------------|-------------|
| | | | (Rp/bulan) | (Rp/bulan) |
| Karyawan Non Shift | | | | |
| A. | Kepala Bagian (Kabag) | | | |
| 1. | Produksi | 1 | 18.000.000 | 18.000.000 |
| 2. | Teknik | 1 | 18.000.000 | 18.000.000 |
| 3. | Litbang | 1 | 18.000.000 | 18.000.000 |
| 4. | Umum | 1 | 18.000.000 | 18.000.000 |
| 5. | Administrasi | 1 | 18.000.000 | 18.000.000 |
| B. | Kepala Seksi (Kasi) | | | |
| 1. | Produksi | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| 2. | Utilitas | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |

EKONOMI

| | | | | |
|-----------|---|---|------------|------------|
| 3. | Material dan Inspeksi | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| 4. | Bengkel dan Perawatan Pabrik | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| 5. | Instrumen | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| 6. | Laboratorium dan <i>Quality Control</i> | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| 7. | Penelitian dan Pengembangan | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| 8. | Keuangan dan Pemasaran | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| 9. | Logistik dan Pembelian | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| 10. | Humas | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| 11. | Tata Usaha dan Kesekretariatan | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| 12. | Personalia dan Kepegawaian | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| 13. | Keamanan | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| 14. | Keselamatan Kerja | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| C. | Staff | | | |
| 1. | Material dan Inspeksi | 2 | 6.000.000 | 12.000.000 |
| 2. | Bengkel dan Perawatan Pabrik | 2 | 6.000.000 | 12.000.000 |
| 3. | Instrumen | 2 | 6.000.000 | 12.000.000 |
| 4. | Penelitian dan Pengembangan | 2 | 6.000.000 | 12.000.000 |
| 5. | Keuangan dan Pemasaran | 2 | 6.000.000 | 12.000.000 |
| 6. | Logistik dan Pembelian | 2 | 6.000.000 | 12.000.000 |
| 7. | Humas | 2 | 6.000.000 | 12.000.000 |
| 8. | Tata Usaha dan Kesekretariatan | 2 | 6.000.000 | 12.000.000 |
| 9. | Personalia dan Kepegawaian | 2 | 6.000.000 | 12.000.000 |
| 10. | Keselamatan Kerja | 2 | 6.000.000 | 12.000.000 |
| D. | Kesehatan dan Driver | | | |
| 1. | Dokter | 2 | 8.000.000 | 16.000.000 |
| 2. | Suster | 2 | 5.000.000 | 10.000.000 |
| 3. | Karyawan Shift | 6 | 4.500.000 | 27.000.000 |

| Karyawan Shift | | | | |
|-----------------------|-----------------|-----|-----------|---------------|
| 1. | Satpam | 16 | 4.500.000 | 72.000.000 |
| 2. | Proses | 52 | 5.000.000 | 260.000.000 |
| 3. | Utilitas | 32 | 5.000.000 | 160.000.000 |
| 4. | Quality Control | 16 | 5.000.000 | 80.000.000 |
| 5. | Mekanik | 12 | 5.000.000 | 60.000.000 |
| 6. | Instrumentasi | 8 | 5.000.000 | 40.000.000 |
| Total | | 191 | | 1.103.000.000 |

Total biaya *operating labour* = Rp1.103.000.000,0 /bulan x 12 bulan
= Rp13.236.000.000,00

c. Supervision

Beban pengawasan adalah gaji seluruh personel yang bertanggung jawab untuk pengawasan langsung operasi produktif

Tabel 8. Total biaya pengawasan

| No./A. | Jabatan | Jumlah | Gaji/Orang | Harga total |
|--------------|----------------------------|--------|------------|-------------|
| | | | (Rp/bulan) | (Rp/bulan) |
| A. | Direktur Utama | 1 | 35.000.000 | 35.000.000 |
| 1. | Sekretaris Direktur Utama | 1 | 8.000.000 | 8.000.000 |
| B. | Direktur | | | |
| 1. | Produksi & Teknik | 1 | 27.000.000 | 27.000.000 |
| 2. | Umum & Administrasi | 1 | 27.000.000 | 27.000.000 |
| C. | Sekretaris Direktur | | | |
| 1. | Produksi & Teknik | 1 | 6.000.000 | 6.000.000 |
| 2. | Umum & Administrasi | 1 | 6.000.000 | 6.000.000 |
| Total | | 6 | | 109.000.000 |

$$\begin{aligned}\text{Total biaya } supervision &= \text{Rp}109.000.000 /\text{bulan} \times 12 \text{ bulan} \\ &= \text{Rp}1.308.000.000,00\end{aligned}$$

d. *Maintenance*

Beban pemeliharaan termasuk biaya semua bahan dan tenaga kerja yang dipekerjakan dalam pemeliharaan rutin dan perbaikan insidental dan dalam beberapa kasus dalam revisi utama dari peralatan dan bangunan. Dalam perhitungan biaya *maintenance* berkisar antara 2-4% dari *Fixed Capital Investment*.

(Aries dan Newton, 1995)

$$\begin{aligned}\text{Maintenance} &= 4\% \times \text{Rp}630.756.674.444,96 \\ &= \text{Rp}25.230.266.977,80\end{aligned}$$

e. *Plant Supplies*

Dalam setiap operasi manufaktur, banyak persediaan aneka diperlukan untuk menjaga proses berfungsi secara efisien. Barang-barang seperti grafik, pelumas, uji bahan kimia, perlengkapan *custodian* dan perlengkapan yang dianggap sebagai bahan baku atau pemeliharaan dan perbaikan bahan, dan diklasifikasikan sebagai operasi persediaan. Biaya tahunan untuk jenis persediaan adalah sekitar 15% dari total biaya pemeliharaan dan perbaikan.

(Aries dan Newton, 1995)

$$\begin{aligned}\text{Plant supplies} &= 15\% \times \text{Rp}25.230.266.977,80 \\ &= \text{Rp}3.784.540.046,67\end{aligned}$$

f. *Royalties and Patents*

Banyak proses manufaktur yang dilindungi oleh hak paten, dan mungkin diperlukan untuk membayar jumlah yang ditetapkan untuk hak patent atau royalti berdasarkan jumlah bahan yang dihasilkan. Royalti umumnya dibayarkan pada kisaran nilai produksi atau penjualan. Apabila tidak adanya nilai yang pasti, dapat digunakan nilai sebesar 1-5% dari penjualan. *Royalties and Patents* diambil = 1%.

(Aries dan Newton, 1995)

$$\begin{aligned} \text{Royalties and Patents} &= 1\% \times \text{Rp}3.192.660.000.000 \\ &\text{Rp}31.926.600.000,00 \end{aligned}$$

g. *Utilities*

Tabel 9. Total biaya material utiliti

| Bahan | Harga (Rp) | Kebutuhan (/tahun) | Biaya/tahun |
|----------------------------------|-----------------------|--------------------|-------------------------|
| Air | 6.000 /m ³ | 1.195.181,89 | Rp 7.171.091.312,24 |
| H ₂ SO ₄ | 6.000 /kg | 12,04 | Rp 72.255,87 |
| NaOH | 4.000 /kg | 4,92 | Rp 19.661,46 |
| Klorin | 8.000 /kg | 12,04 | Rp 96.300,32 |
| Hidrazin | 14.000/kg | 5,87 | Rp 82.122,08 |
| NaH ₂ PO ₄ | 4.500 /kg | 17,60 | Rp 79.189,15 |
| Silika gel | 10.000/kg | 4.278.049,15 | Rp 42.780.491.474,82 |
| <i>Fuel oil</i> | 9.300 /liter | 12.962.040,18 | Rp 129.620.401.824,22 |
| Dowtherm A | 7000 /kg | 399.960.000 | Rp 933.240.000.000,00 |
| Total | | | Rp 1.112.812.334.140,17 |

Tabel 10. Total biaya *Direct Manufacturing Cost*

| Kebutuhan | Biaya/tahun | |
|-------------------------|--------------------|-----------------------------|
| <i>Raw Material</i> | Rp | 1.263.721.158.211,50 |
| <i>Operating Labour</i> | Rp | 13.236.000.000,00 |
| <i>Supervise</i> | Rp | 1.308.000.000,00 |
| <i>Maintenance</i> | Rp | 25.230.266.977,80 |
| <i>Plant Supplies</i> | Rp | 3.784.540.046,67 |
| <i>Royalties</i> | Rp | 31.926.600.000,00 |
| <i>Utilities</i> | Rp | 1.112.812.334.140,17 |
| Total | Rp | 2.452.018.899.376,13 |

2. *Indirect Manufacturing Cost'*

Indirect Manufacturing Cost terdiri :

- *Payroll overhead*
- *Laboratory*
- *Plant Overhead*
- *Packaging*
- *Shipping*

(Aries dan Newton, 1995)

a. *Payroll Overhead*

Semua pengeluaran yang terjadi melalui pensiun, pembayaran liburan, asuransi kelompok, cacat gaji, jaminan sosial, dan pajak pekerjaan di klasifikasikan gaji *overload*. Sementara masing-masing item dapat diperkirakan secara individual, mereka dapat diperkirakan secara total sebagai jumlah yang setara dengan 10-20% dari biaya *operating labour*.

(Aries dan Newton, 1995, halaman 173)

Biaya *payroll overhead* diambil 15% dari *operating labour* .

$$\begin{aligned} \text{Payroll overhead} &= 15\% \times \text{Operating Labour} \\ &= 15\% \times \text{Rp}13.236.000.000 \\ &= \text{Rp}1.985.400.000 \end{aligned}$$

b. *Laboratory*

Dalam proses kimia, pekerjaan laboratorium diperlukan untuk memastikan kontrol kualitas. Sementara biaya tentu saja akan tergantung pada jenis produk, biaya rata-rata setara dengan 10-20% dari biaya *operating labour* dapat digunakan.

(Aries dan Newton, 1995, halaman 174)

Biaya *laboratory* diambil 10% dari *operating labour* .

$$\begin{aligned} \text{Laboratory} &= 10\% \times \text{Operating Labour} \\ &= 10\% \times \text{Rp}13.236.000.000 \\ &= \text{Rp}1.323.600.000 \end{aligned}$$

c. *Plant Overhead*

Plant Overhead merupakan biaya pemeliharaan fungsi layanan tertentu yang dipasangkan secara tidak langsung oleh unit produktif, mencakup biaya pemeliharaan kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian, penggunaan ruangan, dan teknik. Nilainya setara dengan 50-100% dari biaya *operating labour* produktif.

(Aries dan Newton, 1995, halaman 174)

Biaya *plant overhead* diambil 50% dari *operating labour* .

$$\begin{aligned}
 \text{Plant overhead} &= 50\% \times \text{Operating Labour} \\
 &= 50\% \times \text{Rp}13.236.000.000 \\
 &= \text{Rp}6.618.000.000
 \end{aligned}$$

d. Packaging and Shipping

Biaya wadah untuk kemasan tergantung pada sifat kimia dan fisik produk serta pada nilai. Besaran nilai *packaging and shipping* yaitu berkisar antara 0,3-2% dari penjualan.

(Aries dan Newton, 1995)

Biaya *packaging & shipping* diambil 2% dari penjualan.

$$\begin{aligned}
 \text{Packaging \& shipping} &= 2\% \times \text{Penjualan} \\
 &= 2\% \times \text{Rp}3.192.660.000.000 \\
 &= \text{Rp}63.853.200.000
 \end{aligned}$$

Tabel 11. Total biaya *Indirect Manufacturing Cost*

| Kebutuhan | Biaya/tahun |
|---------------------------------|-----------------------------|
| <i>Payroll Overhead</i> | Rp 1.985.400.000,00 |
| <i>Laboratory</i> | Rp 1.323.600.000,00 |
| <i>Plant Overhead</i> | Rp 6.618.000.000,00 |
| <i>Packaging & Shipping</i> | Rp 63.853.200.000,00 |
| Total | Rp 73.780.200.000,00 |

3. Fixed Manufacturing Cost

Biaya *fixed manufacturing cost*

- *Depeciation*
- *Property Taxes*
- *Insurance*

a. Depreciation

Untuk menghitung biaya ini, penurunan nilai alat diasumsikan terjadi sepanjang tahun. Penurunan nilai ini disebut sebagai penyusutan (depresiasi) yang dapat diperoleh dari perbedaan antara biaya awal dan nilai sisa. Dalam perhitungan biaya depresiasi berkisar antara 8-10% dari *Fixed Capital Investment*.

(Aries dan Newton, 1995, halaman 180)

Biaya *depreciation* diambil 10% dari *Fixed Capital Investment*.

$$\begin{aligned} \text{Depreciation} &= 10\% \times \text{Rp}630.756.674.444,96 \\ &= \text{Rp}63.075.667.444,50 \end{aligned}$$

b. Properties Taxes

Besarnya pajak *property local* tergantung pada lokalitas tertentu dari pabrik dan peraturan daerah. Pajak *property* tahunan untuk pabrik di daerah padat penduduk. Biasanya dalam kisaran 2-4% dari *Fixed Capital Investment*. Di daerah yang kurang penduduknya, pajak *property local* sekitar 1-3% dari investasi terikat modal.

(Peter dan Timmerhaus, 1991)

Biaya *properties taxes* diambil 3% dari *Fixed Capital Investment*.

$$\begin{aligned} \text{Properties taxes} &= 3\% \times \text{Rp}630.756.674.444,96 \\ &= \text{Rp}18.922.700.233,35 \end{aligned}$$

c. Insurance

Tarif asuransi tergantung pada jenis proses yang dilakukan dalam manufaktur operasi dan pada sejauh mana fasilitas perlindungan yang tersedia. Biaya

insurance yaitu 3% dari *Fixed Capital Investment* .

(Aries dan Newton, 1995)

Biaya *insurance* diambil 3% dari *Fixed Capital Investment* .

$$\begin{aligned} \text{Insurance} &= 3\% \times \text{Rp}630.756.674.444,96 \\ &= \text{Rp}18.922.700.233,35 \end{aligned}$$

Tabel 12. Total biaya *Fixed Manufacturing Cost*

| Kebutuhan | Biaya/tahun |
|------------------------|------------------------------|
| <i>Depreciation</i> | Rp 63.075.667.444,50 |
| <i>Propertis Taxes</i> | Rp 18.922.700.233,35 |
| <i>Insurance</i> | Rp 18.922.700.233,35 |
| Total | Rp 100.921.067.911,19 |

Dari perhitungan di atas dapat dihitung Total *Manufacturing Cost* (TMC) :

Tabel 13. Total *Manufacturing Cost*

| Kebutuhan | Biaya/tahun |
|--|--------------------------------|
| <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC) | Rp 2.452.018.899.376,13 |
| <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC) | Rp 73.780.200.000,00 |
| <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC) | Rp 100.921.067.911,19 |
| Total | Rp 2.626.720.167.287,33 |

E. Penaksiran Modal Kerja Industri (*Working Capital*) dan Perhitungan Total Modal (*Capital Investment*)

1. Modal Kerja Industri (*Working Capital*)

a. *Raw material inventory*

Biaya yang dibebankan pada stok bahan baku yang diperlukan untuk

pembuatan produk selama 1 bulan. Untuk memperkirakan tujuan 1 bulan pasokan pada nilai yang dibeli dapat digunakan.

(Aries dan Newton, 1995, halaman 12)

$$\begin{aligned}
 \text{Raw material inventory} &= \frac{\text{Raw material/tahun}}{12 \text{ bulan/tahun}} \\
 &= \frac{\text{Rp1.263.721.158.211,5/tahun}}{12 \text{ bulan/tahun}} \\
 &= \text{Rp105.310.096.517,63 /bulan}
 \end{aligned}$$

b. *In process inventory*

Biaya yang dibebankan pada bahan baku yang diproses dalam alat produksi. Dapat diperkirakan sebagai satu setengah dari total biaya manufaktur yang terjadi selama periode yang setara dengan total waktu penahanan yang dibutuhkan untuk proses.

(Aries dan Newton, 1995, halaman 12)

$$\begin{aligned}
 \text{In process inventory} &= \frac{1,5 \times \text{Manufacturing cost}}{12 \text{ bulan/tahun}} \\
 &= \frac{1,5 \times \text{Rp2.626.720.167.287,3 /tahun}}{12 \text{ bulan/tahun}} \\
 &= \text{Rp328.340.020.910,92 /bulan}
 \end{aligned}$$

c. *Product Inventory*

Biaya yang dibebankan pada suatu produk, apabila produk tersebut tidak dapat langsung terjual. Atau biaya untuk mengantisipasi beberapa produk yang diproduksi dengan laju konstan dan dijual secara musiman, banyak komoditas

mungkin rusak atau tidak stabil atau mungkin memerlukan fasilitas penyimpanan khusus. Karena tidak adanya data tertentu, persediaan produksi dapat disumsi sama dengan produksi 1 bulan senilai biaya produksi.

(Aries dan Newton, 1995)

$$\begin{aligned}
 \text{Product inventory} &= \frac{\text{Manufacturing cost}}{12 \text{ bulan/tahun}} \\
 &= \frac{\text{Rp2.626.720.167.287,33 /tahun}}{12 \text{ bulan/tahun}} \\
 &= \text{Rp218.893.347.273,94 /bulan}
 \end{aligned}$$

d. Available Cash

Biaya yang diperlukan untuk pembayaran gaji dan jasa pekerja dan juga material. Dana yang tersedia dapat diperkirakan sebesar 1 bulan biaya manufaktur.

(Aries dan Newton, 1995, halaman 13)

$$\begin{aligned}
 \text{Available Cash} &= \frac{\text{Manufacturing cost}}{12 \text{ bulan/tahun}} \\
 &= \frac{\text{Rp2.626.720.167.287,33 /tahun}}{12 \text{ bulan/tahun}} \\
 &= \text{Rp218.893.347.273,94 /bulan}
 \end{aligned}$$

e. Extended Credit

Biaya yang dibebankan pada suatu produk, apabila produk tersebut telah berada dipihak pembeli tetapi perusahaan belum menerima hasil penjualan. Kredit diperpanjang dapat diperkirakan produksi 1 bulan nilai penjualan atau

dua kali biaya produksi. *Extended credit* dapat diperkirakan sebesar 2 bulan biaya manufaktur.

(Aries dan Newton, 1995)

$$\begin{aligned}
 \text{Extended credit} &= \frac{2 \times \text{Manufacturing cost}}{12 \text{ bulan/tahun}} \\
 &= \frac{2 \times \text{Rp}2.626.720.167.287,3/\text{tahun}}{12 \text{ bulan/tahun}} \\
 &= \text{Rp}437.786.694.547,89 \quad /\text{bulan}
 \end{aligned}$$

Tabel 14. Total biaya *Working Capital*

| Kebutuhan | Biaya/bulan |
|-------------------------------|-------------------------|
| <i>Raw Material Inventory</i> | Rp 105.310.096.517,63 |
| <i>In Process Inventory</i> | Rp 328.340.020.910,92 |
| <i>Product Inventory</i> | Rp 218.893.347.273,94 |
| <i>Available Cash</i> | Rp 218.893.347.273,94 |
| <i>Extended Credit</i> | Rp 437.786.694.547,89 |
| Total | Rp 1.309.223.506.524,32 |

2. Total Modal (*Capital Investment*)

Total modal (*Capital Investment*) merupakan total biaya dari biaya tetap dan modal kerja.

$$\begin{aligned}
 \text{Capital Investment} &= \text{Fixed Capital Invesment} + \text{Working Capital} \\
 &= \text{Rp}2.626.720.167.287,33 + \text{Rp}1.309.223.506.524,32 \\
 &= \text{Rp}3.935.943.673.811,64
 \end{aligned}$$

F. Pengeluaran umum (*General Expense*)

Berbagai pengeliiaran yang dikeluarkan oleh fungsi perusahaan selain manufaktur dikelompokkan ke dalam klasifikasi yang disebut beban umum. Ini mencakup biaya administrasi, penjualan, penelitian, dan keuangan.

(Aries dan Newton, 1995)

1. Administrasi

Biaya administrasi merupakan sebuah pengeluaran perusahaan berkaitan dengan gaji manajemen, biaya huku, dan biaya audit yang terjadi atas semua pengelolaan semua tahap dari perusahaan. Untuk memperkirakan biaya administrasi tujuan dapat ditentukan sebagai jumlah yang setara dengan 2-3% dari harga jual atau 3-6% dari biaya produksi.

(Aries dan Newton, 1995, halaman 185)

Biaya administrasi diambil 2% dari harga jual

$$\begin{aligned}\text{Administrasi} &= 2\% \times \text{Rp}3.192.660.000.000,00 \\ &= \text{Rp}63.853.200.000,00\end{aligned}$$

2. Sales

Beban penjualan akan bervariasi tergantung pada jenis produk, metode penjualan, dan distribusi, pasar pelanggan, dan tingkat iklan. Secara umum, biaya penjualan dapat diperkirakan secara kasar oleh staf proses. Beban penjualan berkisar antara 3-13% dari harga jual atau 5-22% dari biaya produksi.

(Aries dan Newton, 1995, halaman 186)

Biaya *sales* diambil 3% dari harga jual

$$\begin{aligned}\text{Sales} &= 3\% \times \text{Rp}3.192.660.000.000,00 \\ &= \text{Rp}95.779.800.000,00\end{aligned}$$

3. Research

Beban penelitian dapat diperkirakan sebagai setara dengan 2-4% dari harga jual atau 3,5-8% dari biaya produksi.

(Aries dan Newton, 1995)

Biaya *research* diambil 2% dari harga jual

$$\begin{aligned} \text{Research} &= 2\% \times \text{Rp}3.192.660.000.000,00 \\ &= \text{Rp}63.853.200.000,00 \end{aligned}$$

4. Finance

Biaya *finance* yaitu berkisar 2-4% dari *Capital Invesment* atau *Working Capital* ditambah *Fixed Capital Invesment* .

(Aries dan Newton, 1995, halaman 187)

Biaya *finance* diambil 2% dari harga jual

$$\begin{aligned} \text{Finance} &= 2\% \times \text{Rp}3.935.943.673.811,64 \\ &= \text{Rp}78.718.873.476,23 \end{aligned}$$

Tabel 13. Total *Manufacturing Cost*

| Kebutuhan | Biaya/tahun |
|-----------------------|------------------------------|
| <i>Administration</i> | Rp 63.853.200.000,00 |
| <i>Sales</i> | Rp 95.779.800.000,00 |
| <i>Research</i> | Rp 63.853.200.000,00 |
| <i>Finance</i> | Rp 78.718.873.476,23 |
| Total | Rp 302.205.073.476,23 |

G. Total Biaya Produksi

$$\begin{aligned}\text{Total biaya produksi} &= \textit{Manufacturing cost} + \textit{General Expense} \\ &= \text{Rp}2.626.720.167.287,33 + \text{Rp}302.205.073.476,23 \\ &= \text{Rp}2.928.925.240.763,56\end{aligned}$$

H. Perkiraan Pendapatan**1. Harga Dasar**

Kapasitas produksi pertahun = 50.000.000 kg/tahun

$$\begin{aligned}\text{Harga dasar} &= \frac{\text{Total biaya produksi}}{\text{Kapasitas produksi}} \\ &= \frac{\text{Rp}2.928.925.240.763,56 \text{ /tahun}}{50.000.000/\text{tahun}} \\ &= \text{Rp}58.578,50 \text{ /kg}\end{aligned}$$

2. Harga Jual Pasaran

Harga jual Bisfenol-A dipasaran yaitu Rp63.853,2 /kg (alibaba.com)

3. Harga Jual

$$\begin{aligned}\text{Harga jual} &= \text{Harga dasar} \times (\text{Harga} + \text{Keuntungan yang ingin diperoleh}) \\ &= \text{Rp}58.578,50 \text{ /kg} \times (100\% + 8\%) \\ &= \text{Rp}63.264,79 \text{ /kg}\end{aligned}$$

Harga jual Bisfenol A lebih rendah daripada harga pasar sehingga dapat menarik pembeli.

4. Annual Sales

$$\begin{aligned}\text{Bisfenol-A} &= \text{Harga jual} \times \text{Kapasitas produksi} \\ &= \text{Rp}63.264,79 \text{ /kg} \times 50.000.000 \text{ kg} \\ &= \text{Rp}3.163.239.260.024,64 \text{ /tahun}\end{aligned}$$

I. Analisa Keuntungan

Perkiraan keuntungan yang didapat dari keuntungan pabrik. Keuntungan pabrik dapat dianalisa berdasarkan 2 bagian, yaitu :

1. Keuntungan sebelum pajak

$$\begin{aligned} \text{Keuntungan sebelum pajak} &= \text{Total penjualan} - \text{Total biaya produksi} \\ &= \text{Rp}3.163.239.260.025 - \text{Rp}2.928.925.240.764 \\ &= \text{Rp}234.314.019.261,09 \end{aligned}$$

2. Keuntungan setelah pajak

Keuntungan setelah pajak diambil 5% dari keuntungan sebelum pajak.

(UU No. 36 tahun 2008, Tentang Pajak Penghasilan)

$$\begin{aligned} \text{Keuntungan} &= \text{Keuntungan sebelum pajak} - \text{pajak (5\% dari keuntungan)} \\ &= \text{Rp}234.314.019.261,09 - \text{Rp}11.715.700.963,05 \\ &= \text{Rp}222.598.318.298,03 \end{aligned}$$

J. Analisa Kelayakan

Sebelum melakukan analisa kelayakan ekonmi terlebih dahulu dibutuhkan data-data biaya yang dikeluarkan untuk proses produksi Bisfenol-A. Pembagian biaya ini diambil dari Aries dan Newton, 1995. Adapun biaya-biaya tersebut antara lain :

Fixed Expense Annual (Fa)

$$\begin{array}{rcl} \textit{Depreciation} & = & \text{Rp}63.075.667.444,50 \\ \textit{Property Tax} & = & \text{Rp}18.922.700.233,35 \\ \hline \textit{Insurace} & \equiv & \underline{\text{Rp}18.922.700.233,35} + \\ \textit{Fixed Cost} & & \text{Rp}100.921.067.911,19 \end{array}$$

Variable Expense Annual (Va)

| | | | | |
|---------------------------------|---|----|--------------------------|---|
| <i>Raw materials</i> | = | Rp | 1.263.721.158.211,50 | |
| <i>Packaging & Shipping</i> | = | Rp | 63.853.200.000,00 | |
| <i>Utilities</i> | = | Rp | 1.112.812.334.140,17 | |
| <i>Royalty & Patent</i> | = | Rp | <u>31.926.600.000,00</u> | + |
| Variable Cost | | Rp | 2.472.313.292.351,66 | |

Regulated Expense Annual (Ra)

| | | | | |
|-------------------------|---|----|-------------------------|---|
| <i>Operating Labour</i> | = | Rp | 13.236.000.000,00 | |
| <i>Payroll Overhead</i> | = | Rp | 1.985.400.000,00 | |
| <i>Plant Overhead</i> | = | Rp | 6.618.000.000,00 | |
| <i>Supervise</i> | = | Rp | 1.308.000.000,00 | |
| <i>Laboratory</i> | = | Rp | 1.323.600.000,00 | |
| <i>General Expense</i> | = | Rp | 302.205.073.476,23 | |
| <i>Maintenance</i> | = | Rp | 25.230.266.977,80 | |
| <i>Plant Supplies</i> | = | Rp | <u>3.784.540.046,67</u> | + |
| Regulated Cost | | Rp | 355.690.880.500,70 | |

Setelah diketahui biaya-biaya yang dikeluarkan, maka perhitungan analisis ekonomi dapat dilakukan. Adapun analisis ekonomi, ditinjau dari :

1. Return on Investment (ROI)

ROI adalah besarnya keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap. Perhitungan ROI sangat penting bagi perusahaan untuk mengetahui kapan modal-modal dapat dikembalikan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Laba tahunan}}{\text{Modal tetap}}$$

a. Sebelum pajak

Persentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak.

$$FCI = \text{Rp}630.756.674.444,96$$

$$\text{Laba sebelum pajak} = \text{Rp}234.314.019.261,09$$

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\text{Rp}234.314.019.261,09}{\text{Rp}630.756.674.444,96} \times 100\% \\ &= 37,15\% \end{aligned}$$

b. Sesudah pajak

Persentase ini dihitung atas dasar sesudah pembayaran pajak.

$$FCI = \text{Rp}630.756.674.444,96$$

$$\text{Laba sesudah pajak} = \text{Rp}222.598.318.298,03$$

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\text{Rp}222.598.318.298,03}{\text{Rp}630.756.674.444,96} \times 100\% \\ &= 35,29\% \end{aligned}$$

2. Pay Out Time (POT)

POT adalah waktu minimum yang diperlukan untuk mengembalikan modal tetap *Fixed Capital Investment* berdasarkan keuntungan tiap tahun.

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Cash return}} \times 1 \text{ tahun}$$

Cash return meliputi *annual profit* dan depresiasi

a. Sebelum pajak

Persentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak.

$$FCI = \text{Rp}630.756.674.444,96$$

$$\text{Laba sebelum pajak} = \text{Rp}234.314.019.261,09$$

$$\text{POT} = \frac{FCI}{\text{Laba} + 0,1 \text{ FCI}}$$

$$= \frac{\text{Rp}630.756.674.444,96}{\text{Rp}234.314.019.261 + \text{Rp}23.431.401.926} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= 2,45 \text{ tahun}$$

b. Sesudah pajak

Persentase ini dihitung atas dasar sesudah pembayaran pajak.

$$\text{FCI} = \text{Rp}630.756.674.444,96$$

$$\text{Laba sesudah pajak} = \text{Rp}222.598.318.298,03$$

$$\text{POT} = \frac{\text{FCI}}{\text{Laba} + 0,1 \text{ FCI}}$$

$$= \frac{\text{Rp}630.756.674.444,96}{\text{Rp}222.598.318.298 + \text{Rp}22.259.831.830} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= 2,58 \text{ tahun}$$

3. Break Even Point (BEP)

BEP adalah kondisi di mana pabrik berada di titik impas yaitu tidak mendapatkan keuntungan dan juga tidak menderita kerugian saat pabrik berhasil menjual sebagian produk dari kapasitas produksinya.

$$\text{Fa} = \text{Rp} 100.921.067.911,19$$

$$\text{Ra} = \text{Rp} 355.690.880.500,70$$

$$\text{Sa} = \text{Rp} 3.163.239.260.024,64$$

$$\text{Va} = \text{Rp} 2.472.313.292.351,66$$

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fa} + 0,3 \text{ Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,7 \text{ Ra}}$$

$$= \frac{\text{Rp} 100.921.067.911,19 + (0,3 \cdot \text{Rp} 355.690.880.500,70)}{\text{Rp} 3.163.239.260.024,64 - \text{Rp} 2.472.313.292.351,66 - (0,7 \cdot \text{Rp} 355.690.880.500,70)} \times 100\%$$

$$= 46,98\%$$

4. Shut Down Point (SDP)

SDP adalah kondisi di mana jika pabrik berhasil menjual sebagian dari kapasitas produksinya, maka pabrik baik berproduksi maupun tidak hanya dapat mengembalikan *Fixed Capital Investment*.

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \\ &= \frac{\text{Rp}100.921.067.911,19}{\text{Rp} 3.163.239.260.024,64 - \text{Rp} 2.472.313.292.351,66 - (0,7 \cdot \text{Rp} 355.690.880.500,70)} \times 100\% \\ &= 24,15\% \end{aligned}$$

5. Discounted Cash Flow Rate

a. Umur pabrik

$$\text{FCI} = \text{Rp}630.756.674.445,96$$

Nilai sisa (*salvage value*) berupa 10% dari FCI = Rp63.075.667.444,50

$$\text{Depreciation} = \text{Rp}63.075.667.444,50$$

$$\text{Umur pabrik (n)} = \frac{\text{FCI} - \text{Salvage value}}{\text{Depreciation}}$$

$$\begin{aligned} \text{Umur pabrik (n)} &= \frac{\text{Rp}630.756.674.445}{\text{Rp}63.075.667.444,50} - \frac{\text{Rp}63.075.667.444}{\text{Rp}63.075.667.444,50} \\ &= 10 \text{ tahun} \end{aligned}$$

b. DCF

DCF merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, disadarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi pabrik.

$$C \frac{(1+i)^n - 1}{i} = (\text{FC} + \text{WC})(1+i)^n - \text{SV} - \text{WC}$$

Dimana :

n = umur pabrik (10 tahun)

S = Nilai modal yang akan datang dikoreksi dengan *savage value* dan *working capital*

FCI = *Fixed Capital Investment* = Rp630.756.674.444,96

WC = *Working capital* = Rp1.309.223.506.524,32

SV = *Salvage value* (10% FCI) = Rp63.075.667.444,50

i = *interest / Discounted Cash Flow*

C = *Cash flow* setelah pajak

= Keuntungan sesudah pajak + Depresiasi + *Finance*

= Rp364.392.859.218,76

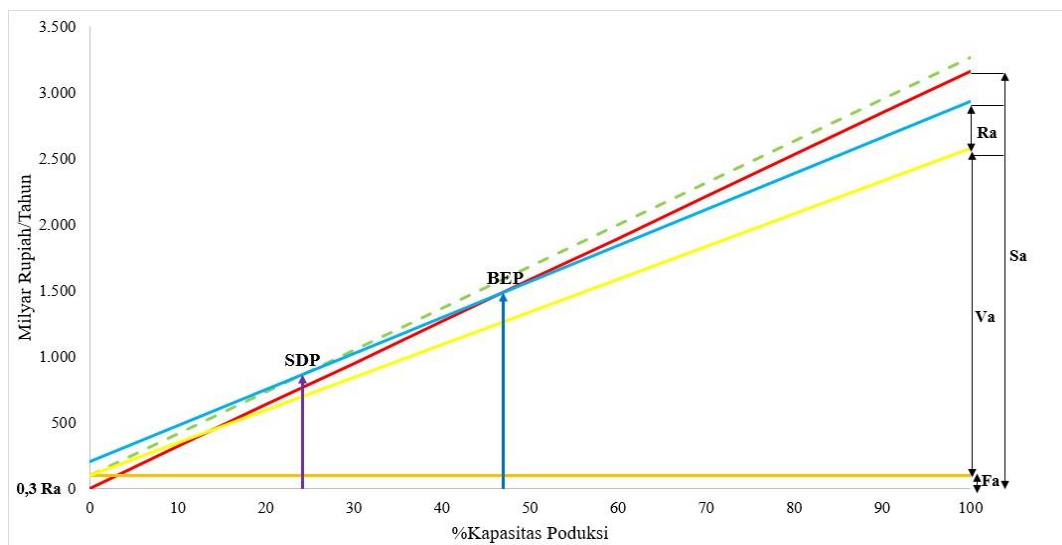
Trial i = 26,87%

Ruas kiri = 15.144.580.899.341,90

Ruas kanan = 15.144.580.899.341,90

Nilai bunga komersial di Indonesia saat ini berkisar 6% pertahun. Sehingga nilai *interest* pabrik lebih besar dibandingkan bunga bank.

Grafik ekonomi :



Keterangan :

Fa = Biaya tetap (*Fixed Expense Annual*)

Va = Biaya variabel (*Variable Expense Annual*)

Ra = Biaya mengambang (*Regulated Expense Annual*)

Sa = Penjualan (*Sales Annual*)

BEP = Titik impas (*Break Event Point*)