# PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
# METIL TERSIER BUTIL ETER DARI
# ISOBUTENA DAN METANOL
# KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

**SKRIPSI**


Disusun Oleh:

| | |
|---|---|
| ADI PINDO BREENA TARIGAN | 121160052 |
| AGAH KHAERUL SANNI | 121160095 |

**PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA**

**FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI**

**UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL "VETERAN"**

**YOGYAKARTA**


**2020**

**HALAMAN PENGAJUAN**

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA**

**METIL TERSIER BUTIL ETER DARI**

**ISOBUTENA DAN METANOL**

**KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

Diajukan kepada program studi teknik kimia

Fakultas Teknik Industri

Universitas Pembangunan Nasional "Veteran" Yogyakarta

guna melengkap syarat – syarat

Untuk memperoleh gelar sarjana Teknik Kimia

Disusun oleh:


1. Adi Pindo Breena Tarigan 121160052

2. Agah Khaerul Sanni 121160095


**PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA**

**FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI**

**UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL "VETERAN"**

**YOGYAKARTA**

**2020**

**HALAMAN PENGESAHAN**

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA**

**METIL TERSIER BUTIL ETER DARI**

**ISOBUTENA DAN METANOL**

**KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

Disusun oleh:

1. Adi Pindo Breena Tarigan 121160052
2. Agah Khaerul Sanni 121160095

Yogyakarta, 10 Desember 2020

Disetujui untuk Program Studi S1 Teknik Kimia

Fakultas Teknik Industri

Universitas Pembangunan Nasional "Veteran" Yogyakarta

| Dosen Pembimbing I | Dosen Pembimbing II |
|---|---|
| 10/12-2020 | |
| **Ir. Tutik Muji Setyoningrum, MT.** | **Ir. Sri Wahyuni Santi R, MT.** |
| **NIP. 19630924 199203 2 002** | **NIP. 19561004 199103 2 001** |

# KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kami panjatkan ke-Hadirat Tuhan Yang Maha Esa yang telah melimpahkan rahmat-Nya, sehingga penyusun dapat menyelesaikan skripsi ini.

Pembuatan skripsi dengan judul "Prarancangan Pabrik Kimia Metil Tersier Butil Eter Dari Isobutena dan Metanol dengan Kapasitas 100.000 Ton/Tahun" untuk memenuhi syarat kelulusan di Teknik Kimia. Dengan selesainya skripsi ini, penyusun mengucapkan terima kasih sebesar-besarnya kepada:

1. Dr. Adi Ilcham, S.T., M.T., sebagai Ketua Jurusan Teknik Kimia
2. Ir. Tutik Muji Setyoningrum, M.T. dan Ir. Sri Wahyuni Santi R, M.T., sebagai Dosen Pembimbing atas bimbingan, dan arahan yang diberikan.
3. Seluruh pihak yang telah membantu baik langsung maupun tidak langsung sehingga skripsi ini dapat diselesaikan.

Penyusunan skripsi ini masih jauh dari kata sempurna, oleh karena itu segala kritik dan saran yang sifatnya membangun, untuk perbaikan skripsi selanjutnya. Akhir kata semoga skripsi ini bermanfaat bagi pembaca lainnya.

Yogyakarta, Desember 2020

Penyusun

## DAFTAR ISI

HALAMAN PENGAJUAN ..... i
HALAMAN PENGESAHAN ..... ii
KATA PENGANTAR ..... iii
DAFTAR ISI ..... iv
DAFTAR GAMBAR ..... vi
DAFTAR TABEL ..... vii
INTI SARI ..... ix
CATATAN SIDANG PENDADARAN ..... x
BAB I. PENDAHULUAN ..... 1
I.1 Latar Belakang ..... 1
I.2 Prospek Pasar ..... 2
I.3 Lokasi Pabrik ..... 4
I.4 Tinjauan Proses ..... 5
BAB II. PROSES PRODUKSI ..... 14
II.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk ..... 14
II.2 Proses Pembuatan dan Pemurnian Hasil ..... 17
II.3 Diagram alir ..... 20
II.4 Tata Letak ..... 22
II.5 Spesifikasi Alat Proses ..... 26
BAB III. NERACA MASSA DAN NERACA PANAS ..... 32
III.1 Neraca Massa ..... 32
III.2 Neraca Panas ..... 34
BAB IV. UTILITAS ..... 39
IV.1 Unit Penyedia Air ..... 39
IV.2 Unit Penyedia Dowterm ..... 41
IV.3 Unit Penyedia Udara ..... 41
IV.4 Unit Penyedia Tenaga Listrik ..... 41
IV.5 Unit Penyedia Bahan Bakar ..... 42
IV.6 Spesifikasi Alat Utilitas ..... 42
BAB V. MANAGEMENT PERUSAHAAN ..... 48

V.1 Bentuk Usaha .....48
V.2 Organisasi.....48
V.3 Jumlah Tenaga Kerja.....52
V.4 Jadwal Kerja Karyawan .....56
V.5 Jenjang Pendidikan.....57
V.6 Sistem Gaji Karyawan .....57
V.7 Evaluasi Ekonomi .....59
BAB VI. Kesimpulan.....63
DAFTAR PUSTAKA.....64

# DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Kapasitas Impor Metil Tersier Butil Eter .....3
Gambar 2.1 Diagram alir Kualitatif pabrik Metil Tersier Butil Eter .....20
Gambar 2.2 Diagram alir Kuantitatif pabrik Metil Tersier Butil Eter .....21
Gambar 2.3 Tata Letak Pabrik Metil Tersier Butil Eter .....22
Gambar 2.4 Tata Letak Alat .....25
Gambar 4.1. Skema Kebutuhan Air.....40
Gambar 4.2. Skema Distribusi Dowterm.....41
Gambar 5.1. Struktur Organisasi Perusahaan .....49
Gambar 5.2. Grafik BEP dan SDP Pabrik Metil Tersier Butil Eter .....62

# DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Metil Tersier Butil Eter di Indonesia ..... 2
Tabel 1.2 Kapasitas Produksi Pabrik MTBE di berbagai negara ..... 3
Tabel 1.3 Harga Bahan Baku dan Produk ..... 6
Tabel 1.4 Pemilihan Proses dari Segi Teknis ..... 7
Tabel 1.5 Data – Data Panas Pembentukan ..... 8
Tabel 1.6 Nilai Cp untuk masing masing komponen cair ..... 8
Tabel 3.1 Neraca Massa Reaktor (R-01) ..... 32
Tabel 3.2 Neraca Massa *Flash Drum* (FD-01) ..... 32
Tabel 3.3 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01) ..... 33
Tabel 3.4 Neraca Massa Menara Stripper (SC-01) ..... 33
Tabel 3.5 Neraca Massa *Heat Exchanger* (HE-01) ..... 34
Tabel 3.6 Neraca Massa *Heat Exchanger* (HE-02) ..... 34
Tabel 3.7 Neraca Massa Reaktor (R-01) ..... 34
Tabel 3.8 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-03) ..... 34
Tabel 3.9 Neraca Panas *Flash Drum* (FD-01) ..... 35
Tabel 3.10 Neraca Panas *Condensor* (CD-01) ..... 35
Tabel 3.11 Neraca Panas *Cooler* (CL-01) ..... 35
Tabel 3.12 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01) ..... 36
Tabel 3.13 Neraca Panas *Reboiler* (RB-01) ..... 36
Tabel 3.14 Neraca Panas *Condensor* (CD-02) ..... 36
Tabel 3.15 Neraca Panas *Cooler* (CL-02) ..... 36
Tabel 3.16 Neraca Panas Menara Stripper (SC-01) ..... 37
Tabel 3.17 Neraca Panas *Reboiler* (RB-02) ..... 37
Tabel 3.18 Neraca Panas *Condensor* (CD-03) ..... 37
Tabel 3.19 Neraca Panas *Cooler* (CL-03) ..... 38
Tabel 4.1 Total kebutuhan air pabrik ..... 39
Tabel 4.2 Total kebutuhan air pabrik kontinyu ..... 40
Tabel 5.1 Tenaga Kerja di Bagian Produksi ..... 52
Tabel 5.2 Tenaga Kerja di Bagian Utilitas ..... 53

Tabel 5.3 Tenaga Kerja di Bagian RnD ..... 54
Tabel 5.4 Tenaga Kerja Keamanan ..... 54
Tabel 5.5 Jumlah Tenaga Kerja Non-shift ..... 54
Tabel 5.6 Pembagian Jadwal Kerja Karyawan *Shift* ..... 57
Tabel 5.7 Jenjang pendidikan yang diperlukan di setiap jabatan ..... 57
Tabel 5.8 Gaji Pokok Karyawan ..... 58
Tabel 5.9 Tunjangan Hari Raya Karyawan ( 1 kali gaji pokok) ..... 58
Tabel 5.10 Tunjangan Kematian (3 kali gaji pokok) ..... 59

# INTI SARI

*Prarancangan pabrik metil tersier butil eter (MTBE) dirancang dengan kapasitas 100.000 ton/tahun menggunakan bahan baku isobutena dan metanol. Pabrik direncanakan didirikan di Kawasan Industri Bontang, Provinsi Kalimantan Timur. Bahan baku isobutena diperoleh dari BASF – YPC China, dan bahan baku metanol diperoleh dari PT. Kaltim Metanol Industri. Luas tanah yang diperlukan sebesar 33.400 $m^2$. Pabrik dirancang beroperasi secara kontinyu selama 330 hari, 24 jam per hari, dengan jumlah karyawan 143 orang.*

*Proses pembuatan MTBE dilakukan dengan cara mereaksikan isobutena dan metanol dalam reaktor (R-01) pada suhu 70$^oC$ dan tekanan 15 atm. Bahan baku isobutena disimpan pada tangki horizontal (T-01) dan metanol disimpan pada tangki vertikal (T-02) yang kemudian dinaikkan tekanan dan suhunya menuju ke reaktor (R-01). Reaktor (R-01) yang digunakan adalah reaktor fixed bed multitube dengan katalis padat Amberlyst 15 dalam fase cair, dimana suhu reaktor dijaga tetap dengan menggunakan Dowterm A sebagai media pendingin dan didapat hasil konversi sebesar 92 %. Hasil keluar reaktor berupa cairan. Hasil keluaran reaktor dipanaskan kemudian diturunkan tekanannya dan didinginkan untuk menyesuaikan dengan kondisi operasi flashdrum (FD-01). Hasil keluaran flashdrum (FD-01) berupa cair dan uap. Hasil uap berupa isobutena dan n-butena kemudian diembunkan dalam condenser (CD-01), sebagian kecil direcycle dan dipurging yang selanjutnya disimpan dalam tangki (T-04) untuk dijual kembali. Hasil cair didinginkan dan diturunkan tekanannya kemudian diumpankan ke Menara Distilasi (MD-01) untuk memurnikan MTBE hingga 98% sebagai produk. Hasil atas MD-01 kemudian disimpan pada tangki penyimpanan produk berbentuk vertikal (T-03) Sedangkan hasil bawah MD-02 diumpankan ke Menara Stripper (SC-01) untuk memurnikan metanol sebesar 99,85%. Hasil atas SC-01 kemudian direcycle dan hasil bawah SC-01 dialirkan menuju Unit Pengolahan Lanjut (UPL). Untuk mendukung jalannya proses diperlukan layanan utilitas meliputi air, dowterm, udara, listrik, dan bahan bakar. Kebutuhan air saat kontinyu sebesar 6943,9448 kg/jam diolah dari sungai Bontang. Kebutuhan listrik yang dipenuhi PT. PLN berdasarkan perhitungan 268 kW, sebagai cadangan ketika terjadi pemadaman digunakan generator. Dowterm sebanyak 48.072,62 kg/jam. Kebutuhan udara tekan sebanyak 60 $m^3$/jam. Kebutuhan bahan bakar untuk furnace sebesar 269,70 kg/jam dan untuk generator sebesar 778,36 kg/bulan.*

*Hasil analisis ekonomi menunjukkan pabrik ini membutuhkan Fixed Capital Investment (FCI) sebesar Rp 383.762.523.530 dan $ 25,975,532.9 dan Working Capital Investment (WCI) sebesar Rp 561.493.896.011 dan $ 38,005,543. Analisis pabrik MTBE ini menunjukkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 50% dan ROI setelah pajak sebesar 37,25 %, nilai POT sebelum pajak adalah 1,70 tahun dan POT sesudah pajak adalah 2,10 tahun. Nilai Break Even Point (BEP) sebesar 43,00 %; Shut Down Point (SDP) sebesar 16,71 % dan Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) selama 8 tahun rata – rata sebesar 31,11%. Berdasarkan data evaluasi ekonomi tersebut, maka Pabrik MTBE layak untuk dikaji lebih lanjut.*

**Kata kunci**: *Isobutena, Metanol, Metil Tersier Butil Eter, Reaktor Fixed Bed Multitube*

**CATATAN SIDANG PENDADARAN**

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA METIL TERSIER BUTIL ETER DARI ISOBUTENA DAN METANOL KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

| | |
|---|---|
| Waktu Pelaksanaan | = Senin, 7 Desember 2020 / Ruang Sidang JTK |
| | Pukul 10.50 – 14.00 WIB |
| Nama | = Adi Pindo Breena Tarigan (121160052) |
| | Agah Khaerul Sanni (121160095) |
| Dosen Pembimbing | = Ir. Tutik Muji Setyoningrum, M.T. |
| | Ir. Sri Wahyuni Santi R, M.T. |
| Dosen Penguji | = Ir. Danang Jaya, M.T. |
| | Wibiana Wulan Nandari, S.T., M.Eng. |
| | Ir. Zubaidi Achmad, S.T., M.T. |

## A. Daftar Pertanyaan

1. Apakah kegunaan dari Metil Tersier Butil Eter (MTBE)?

Jawab:

Metil Tersier Butil Eter (MTBE) merupakan zat adiktif yang digunakan untuk menigkatkan nilai oktan pada bahan bakar sehingga dapat mencegah terjadinya cepat aus pada mesin kendaraan.

2. Mengapa dipilih kapasitas 100.000 ton/tahun untuk MTBE?

Jawab:

Pertama, melihat data ekspor – impor MTBE selama kurun 2010 – 2014 sehingga didapatkan hasil untuk kebutuhan MTBE pada tahun 2024 sebesar 7.706,840 ton/tahun.

Kedua, untuk kapasitas pabrik MTBE yang sudah didirikan di berbagai negara didapatkan kapasitas pabrik yang terkecil berada di pabrik Bangkok Syntheics Co,.Ltd yang bertepatan di Thailand dengan kapasitas 55.000 ton/tahun.

Ketiga, mengingat bahwa kebutuhan bahan bakar di Indonesia setiap tahun makin meningkat sehingga dinilai perlu untuk meningkatkan produksi MTBE sehingga menciptakan ketahanan energi. Dan produk MTBE juga selain memenuhi kebutuhan dalam negeri, produk MTBE juga direncanakan untuk diekspor ke negara yang memerlukan MTBE sehingga dapat menambah devisa negara.

3. Bagaimana cara pengiriman bahan baku untuk pabrik MTBE?

   Jawab:

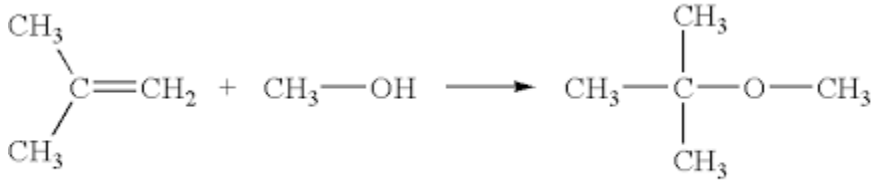
   Bahan baku metanol diperoleh dari PT. KMI (Kaltim Metanol Industri) yang berlokasi di Bontang, sehingga untuk transportasi bahan baku metanol digunakan pemipaan melalui pipa bawah tanah. Dan apabila terjadi kerusakan/*maintenance*, pengiriman bahan baku digunakan dengan menggunakan truk.

   Bahan baku isobutena diperoleh dari BASF – YPC, China untuk transportasi bahan baku menggunakan pengapalan dari China menuju Bontang.

4. Reaksi apa yang terjadi di dalam pabrik ini dan bagaimana reaksi serta rumus bangunnya?

   Jawab:

   Reaksi Eterifikasi, dimana reaktan yang bereaksi yaitu isobutena dan metanol kemudian menghasilkan produk berupa eter yaitu Metil Tersier Butil Eter.




5. Mengapa digunakan pendingin Dowtherm A di reaktor?

   Jawab:

   Reaksi pembentukan MTBE di reaktor bersifat eksotermis, sehingga diinginkan panas yang dihasilkan diserap oleh mendia pendingin untuk menjaga kondisi operasi di reaktor tetap eksotermis sehingga ada beban panas yang harus ditransfer. Digunakan Dowthrem A sebagai media pendingin, karena nilai Cp (kapasitas panas) dari Dowtherm A tinggi sehingga penyerapan panas lebih efektif dibandingkan dengan penggunaan pendingin jenis air.

6. Jenis katalis apa yang digunakan dan berapa jumlah katalis yang dibutuhkan?

   Jawab:

   Jenis katalis yang digunakan adalah Amberlyst 15 yang diperoleh dari Dow Chemical Company yang diimpor dari Amerika Serikat.

   Banyaknya katalis ditentukan dengan rumus:

$$Volume\ Katalis = \frac{1}{4}\ x\ \pi\ x\ IDt^2\ x\ Tinggi\ shell\ x\ \varepsilon$$

$$Banyak\ Katalis = Volume\ Katalis\ x\ densitas\ katalis$$

7. Jenis tangki yang digunakan pada pabrik dan alasannya?

   Jawab :

   Jenis tagki yang digunakan adalah tangki vertikal dan tangki horizontal, dengan alasan kondisi operasi masing-masing bahan. Bahan baku metanol disimpan pada kondisi atmosferik, maka digunakan tangki vertikal dan Bahan baku iso-butena disimpan pada tekanan tinggi dengan tujuan agar disimpan dalam fase cair sehingga tangki yang digunakan adalah tangki horizontal.

8. Bagaimana cara penanganan uap pada bahan baku yang menguap didalam tangki?

   Jawab :

   Cara penanganan atau pengendaliannya dengan menggunakan balon gas cap untuk menampung uap yang keluar dari tangki, dan juga untuk mengontrol atau menjaga tekanan dalam kondisi operasi tangki.

9. Sebelum terjadi penguapan pada tangki bahan baku, apakah balon gas cap dalam keadaan kosong?

   Jawab :

   Tidak, sebelum balon gas cap menampung bahan baku yang menguap, terlebih dahulu di injeksikan gas inert (Contoh : Nitrogen, N2) dengan tujuan untuk mengurangi kadar oksigen dan mencegah terjadinya reaksi pembakaran sehingga berpotensi menimbulkan ledakan.

10. Alasan memilih jenis atap Torisperical pada tangki vertikal?

    Jawab :

    Untuk pemilihan jenis atap pada tangki ditinjau dari spesifikasi bahan yang di simpan, digunakan Toris karena bahan yang disimpan mudah menguap serta bersifat kosorif, sehingga apabila bahan menguap keatas tekanan yang dihasilkan dari gas tidak mengumpul pada satu titik yang menyebabkan tangki berlubang atau merusak sambungan.

11. Apa alasan digunakannya reaktor fixed bed multitube? serta apa perbedaan dari reaktor fixed bed multitube dan singeltube?

    Jawab :

    Karena reaksi pada pembuatan MTBE bersifat eksotermis ditandai dengan nilai panas reaksi yang dihasilkan adalah negative (-), untuk itu memerlukan luas kontak yang besar antara fluida dan pendingin. Perbedaan multitube dan singeltube yaitu dari luas transfer panas yang dihasilkan, untuk singeltube luasan transfer panasnya hanya sekedar luas selimut tabung saja, tetapi untuk multitube luasan tranfer panasnya sebesar luas selimut tabung dikalikan dengan banyak nya tube yang digunakan.

12. Apa fungsi *baffle* pada reaktor ?

    Jawab :

    Fungsi *baffle* pada reaktor adalah untuk menciptakan aliran turbulen sehingga akan memperluas kontak antara fluida dan pendingin pada reaktor.

13. Bagaimana persamaan yang digunakan untuk menghitung kondisi operasi Flash Drum?

    Jawab :

    Kondisi suatu campuran dapat diketahui dengan persamaan Raoult – Dalton

    $yi = ki \times xi \; atau \; xi = \frac{yi}{ki}$

    Nilai konstanta kesetimbangan (K) dapat dihitung dengan persamaan

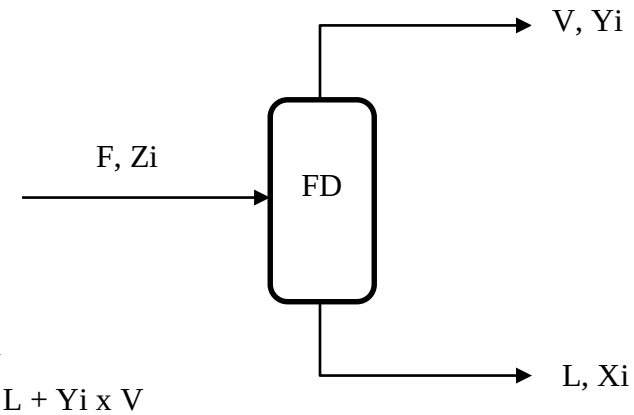
    $K = P^{sat}/P$

    Dengan:

    K = Konstanta kesetimbangan fase uap-cair

P = Tekanan operasi, mmHg

$P^{sat} = log_{10}P^{sat} = A + \frac{B}{T} + C\ log_{10}T + D\ T + E\ T^2$




L + V = 1

Zi = Xi x L + Yi x V

Dimana L = $\frac{L}{F}$ dan V = (1-$\frac{L}{F}$)

Zi = Xi . $\frac{L}{F}$ + Yi . (1-$\frac{L}{F}$)

Zi = Xi . $\frac{L}{F}$ + Ki . Xi (1-$\frac{L}{F}$)

Xi = $\frac{Zi}{\frac{L}{F}+Ki\ (1-\frac{L}{F})}$

Dengan menetapkan tekanan dan melakukan trial T (suhu) sampai didapatkan ∑Xi dan ∑Yi = 1, itu merupakan kondisi tekanan dan suhu cair jenuh suatu fluida.

14. Bagaimana cara menentukan kondisi operasi umpan Menara Distilasi ?

Jawab:

- Membuat tabel yang terdiri dari laju alir, fraksi mol cair, tekanan uap murni, harga K, faksi mol uap.
- Mencari tekanan uap murni dengan menggunakan persamaan antoine :

  $log_{10}P^{sat} = A + \frac{B}{T} + C\ log_{10}T + D\ T + E\ T^2$
- Mencari harga K dengan menggunakan K = $P^{sat}$/Poperasi
- Mencari faksi mol uap, Yi = Ki*Xi, sampai dengan sama dengan 1

  Tekanan Operasi = 1 atm

  Suhu = (Trial)

| Komponen | Laju alir mol | Xi | $P^{sat}$ | K | Yi |
|---|---|---|---|---|---|
| | | | | | $\sum Yi = 1$ |

15. Bagaimana proses terjadinya kesetimbangan pada Plate di Menara Distilasi?

Jawab :

Proses kesetimbangan antara cairan dan uap terjadi saat cairan turun kebawah melewati downcommer, gas atau uap membentuk gelembung melewati lubang perforated sehingga terjadi transfer massa dari gas ke cairan ataupun sebaliknya maka diperoleh kesetimbangan dan juga kesetimbangan diperoleh ketika kecepan cairan = kecepatan uap.

16. Apa perbedaan Menara Distilasi dan Menara Stipper?

Jawab :

Menara Distilasi meninjau 2 kondisi yaitu kondisi plate bagian atas (Enriching) dan kondisi plate bagian bawah (Stripping) sedangkan Menara Stipper hanya meninjau dari 1 kondisi saja yaitu kondisi plate bagian bawah (Stripping) dengan letak umpak berada pada bagian atas menara.

17. Apa alasan digunakannya Menara Stripper?

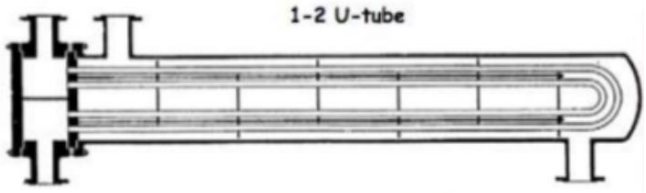
Jawab:

- Larutan Homogen
- Tidak membentuk larutan azeotrop
- Memiliki kemurnian tinggi

18. Gambarkan Shell and Tube Heat Exchanger (HE 1-2 dan HE 2-4) dan Jelaskan !

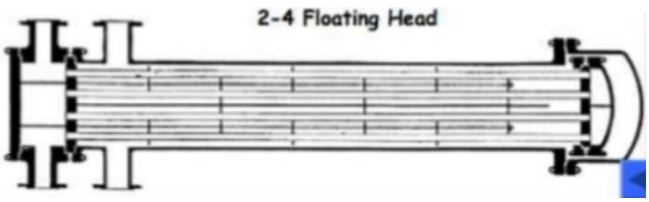
- HE 1-2

  Fluida masuk melewati 1 sisi shell dan 2 sisi tube, jadi fluida mengalir hanya 1 kali sepanjang kolom shell sedangkan tube mengalir sebanyak 2 kali lewatan.



- HE 2-4

  Fluida masuk melewati 2 sisi shell dan 4 sisi tube, jadi fluida masuk melewati kolom sebanyak 2 kali sepanjang kolom shell sedangkan tube mengalir sebanyak 4 kali lewatan pada sisi tube.




## B. Daftar Saran

1. Konsep neraca massa yang digunakan lebih diperhatikan secara keseluruhan, jika terdapat pemanfaatan ulang bahan baku dari hasil proses (Recycle), maka penentuan dalam neraca massa juga diikut sertakan dari awal agar hasil yang didapatkan benar dan sesuai dengan yang diharapkan.
2. Untuk memastikan perbandingan mol suatu reaksi dalam reaktor agar sesuai dengan apa yang sudah dipastikan, maka diperlukan Ratio Controller (RC) pada aliran sebelum masuk pada reaktor.
3. Pada unit utilitas pengolahan air mandiri itu tidak diperlukan, karena untuk kawasan industri untuk memasok kebutuhan air suatu industri sudah disepakati untuk diolah dari salah satu perusahaan saja.

# BAB I
# PENDAHULUAN

## I.1 Latar Belakang

Seiring perkembangan dan perubahan zaman, industri kendaraan bermotor ikut mengalami perkembangan. Perkembangan yang dilakukan dalam rangka meningkatkan efisiensi penggunaan bahan bakar minyak menggunakan teknologi injeksi. Sedangkan dalam produksi dan kemampuan daya beli masyarakat Indonesia terhadap kendaraan bermotor yang ikut meningkat menyebabkan kebutuhan terhadap bahan bakar minyak menjadi semakin besar. Namun, hal tersebut belum diikuti dengan perkembangan dan peningkatan oktan bahan bakar minyak sebagai pendukung dalam perkembangan kendaraan bermotor tersebut.

Penambahan nilai oktan pada bahan bakar dapat dilakukan dengan penambahan zat aditif. Penambahan zat aditif juga dapat mencegah terjadinya cepat aus pada mesin kendaraan. Zat aditif yang telah dipakai adalah Tetra Etil Lead (TEL) dan Metil Tersier Butil Eter (MTBE). Di beberapa negara maju penggunaan TEL sudah mulai dibatasi. TEL mengandung timbal yang dapat menimbulkan pencemaran udara dan akan berdampak negatif terhadap kesehatan manusia seperti peningkatan jumlah kematian orang dewasa karena penyakit radiovaskuler dan jantung koroner, hipertensi, menurunnya IQ anak-anak, dll. Oleh karena digunakan zat aditif yang tidak mengandung timbal yaitu MTBE.

MTBE memiliki angka oktan yang cukup tinggi, yaitu 116-123 RON, sehingga cukup baik digunakan sebagai bahan pencampur bensin. Selain dapat meningkatkan bilangan oktan, MTBE juga dapat menambahkan kandungan oksigen pada campuran gas di dalam mesin, yang dapat mengurangi emisi karbon monoksida (CO). Dengan kata lain, penggunaan MTBE pada bensin dapat mengurangi timbulnya gas CO yang dapat menyebabkan timbulnya *global warming*.

Selama ini kebutuhan MTBE di Indonesia diimpor dari negara negara seperti Amerika, Jerman, Korea, dan Cina. Oleh karena itu perlu didirikan pabrik MTBE di

Indonesia guna memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi ketergantungan impor, dan apabila memungkinkan dapat diekspor untuk menambah devisa negara.

## I. 2. Prospek Pasar

Prospek pasar merupakan suatu perkiraan bagaimana kondisi pasar di masa depan serta tingkat keuntungan yang akan didapatkan jika kita terjun dan masuk ke dalam pasar tersebut. Adapun prospek pasar meliputi data ekspor dan impor dan sasaran pasar

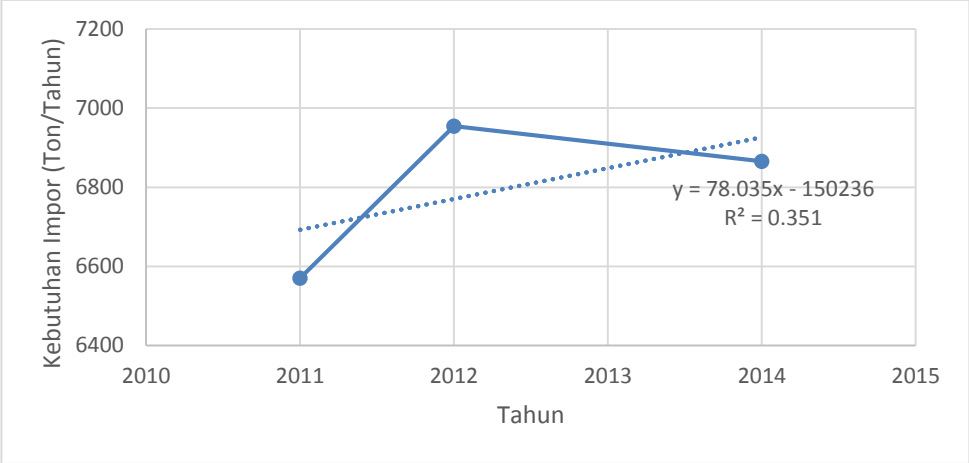
1. Data Ekspor - Impor

Metil Tersier Butil Eter (MTBE) semakin dibutuhkan di Indonesia, hal ini dapat dilihat dari kenaikan impor MTBE selama kurun waktu tahun 2010 sampai 2014 seperti ditunjukkan pada tabel sebagai berikut.

Tabel 1.1. Data Impor MTBE di Indonesia

| Tahun | Kebutuhan Impor (Ton/tahun) |
|---|---|
| 2010 | 7.008,623 |
| 2011 | 6.570,010 |
| 2012 | 6.954,347 |
| 2013 | 6.369,689 |
| 2014 | 6.865,375 |

(Badan Pusat Statistik, 2018)




Gambar 1.1. Grafik Kapasitas Impor Metil Tersier Butil Eter

Dengan metode regresi linear, didapat persamaan $Y = 78{,}035\ X - 150.236$

Pabrik ini direncanakan beroperasi pada tahun 2023. Untuk mencari kebutuhan impor MTBE digunakan persamaan $Y = 78{,}035\ X - 150.236$ dengan X = 2024 didapat 7.706,840 ton/tahun.

Di Indonesia terdapat beberapa pabrik MTBE yaitu sebagai berikut:

Tabel 1.2. Kapasitas Produksi Pabrik MTBE di berbagai negara

| No | Nama Pabrik | Negara | Kapasitas(ton/tahun) |
|---|---|---|---|
| 1 | Bangkok Syntheics Co,.Ltd | Bangkok | 55.000 |
| 2 | Petronas | Malaysia | 300.000 |
| 3 | LG Chem | Korea Selatan | 200.000 |
| 4 | India's Reliance Industries Limited | India | 144.000 |
| 5 | Taiwan's Formosa Petrochemical Crop | Taiwan | 190.000 |

(Sumber: www.icis.com)

Kebutuhan di Indonesia sebesar 7.706,840 ton/tahun. Sebagai pertimbangan penentuan kapasitas, dilihat juga dari kapasitas pabrik yang sudah berdiri di berbagai negara di Tabel 1.2. Maka karena itu ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan berkapasitas 100.000 ton/tahun.

Diharapkan pabrik MTBE akan mengurangi kegiatan impor MTBE di Indonesia dan sebagian besar produk MTBE akan diekspor ke negara lain.

Dipertimbangkan juga dari kebutuhan bahan baku dapat terpenuhi dari BASF – YPC, Cina untuk isobutena dan PT. KMI (Kaltim Metanol Industri) untuk metanol. Untuk kedepannya juga pemerintah Indonesia akan segera membangun kilang – kilang baru di Indonesia sehingga dapat memenuhi kebutuhan BBM di Indonesia. Oleh karena itu dapat disimpulkan pendirian pabrik MTBE di Indonesia dengan kapasitas 100.000 ton/tahun layak untuk dipertimbangkan.

2. Sasaran Pasar

Produksi Metil Tersier Butil Eter ditujukan untuk memenuhi kebutuhan dalam dan luar negeri, terutama di daerah Kalimantan Timur. Hal ini disebabkan banyak terdapat kilang minyak yang diperkirakan membutuhkan MTBE di Indonesia. PT. Pertamina berencana akan mendirikan 4 kilang baru di Bontang. Direncanakan kilang tersebut akan memproduksi 300.000 barel minyak per hari yang akan diolah menjadi BBM, LPG, dan *petrochemical*. Sehingga dapat diperkirakan kebutuhan MTBE di Indonesia akan terus meningkat sehingga dinilai layak untuk mendirikan pabrik MTBE di Indonesia

## I. 3. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu hal terpenting dalam pendirian pabrik karena lokasi pendirian pabrik akan berpengaruh terhadap ekonomi pabrik tersebut. Pemilihan lokasi pabrik dapat didasarkan pada *market oriented* atau *raw oriented.* Setelah mempelajari dan menimbang beberapa faktor yang mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik, maka ditetapkan lokasi pabrik MTBE tersebut di Kaltim Industrial Estate (KIE) daerah Bontang, Kalimantan Timur. Faktor-faktor yang mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik ini antara lain meliputi:

1. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku metanol diperoleh dari PT. KMI (Kaltim Metanol Industri) yang berjarak cukup dekat sehingga pemilihan lokasi pabrik dianggap sudah tepat.

2. Pemasaran

Pabrik MTBE ditujukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan luar negeri. Untuk kebutuhan dalam negeri dapat dijual ke berbagai kilang minyak yang ada di seluruh Indonesia, khusunya terdapat kilang PT. Pertamina RU-V Balikpapan yang juga terdapat di Kalimantan Timur.

3. Letak Daerah

Di Daerah Bontang, terutama dikawasan Industri Bontang masih tersedia lahan yang cukup luas, dengan fasilitas penunjang seperti pelabuhan, listrik, air, bahan bakar, dan dekat dengan jalan raya.

4. Sarana Transportasi

Bahan baku metanol diperoleh melalui jalur pipa sedangkan bahan baku isobutene dan produk MTBE didistribusikan melalui jalur laut menggunakan kapal.

5. Tenaga Kerja dan Tenaga Ahli

Untuk tenaga kerja berkualitas dan berpotensial dapat dipenuhi dari alumni universitas seluruh Indonesia, melalui kerja sama dengan universitas terbaik seluruh Indonesia, lembaga pemerintah maupun swasta atau bahkan dari luar negeri, sedangkan untuk tenaga kerja dapat dipenuhi dari daerah Bontang dan sekitarnya.

6. Iklim

Keadaan iklim dan cuaca di daerah Bontang umumnya baik, tidak terjadi gempa, angin topan, dan suhu lingkungan rata-rata 27,5 - 35°C.

**1.4. Tinjauan proses**

1. Proses Produksi

a. Tinjauan Berbagai Proses

Proses pembuatan Metil Tersier Butil Eter (MTBE) diproduksi dengan mereaksikan antara methanol dan isobutena dengan menggunakan bantuan katalis. Berbagai katalis yang pada umumnya dipakai yaitu:

1. Reaksi dengan Katalis *Ion Exchange* Bayer K-2631

   Reaksi pembentukan MTBE dapat dilakukan dengan berbagai katalis, salah satunya adalah *Ion Exchange* Bayer K-2631. Dengan menggunakan katalis ini metanol dan *isobutylene* direaksikan pada fasa *liquid.* Reaksi dijalankan di dalam *fixed bed reactor* dengan kondisi operasi 0,7 – 1,4 MPa dengan suhu antara 30 – 100$^{o}$C. Pada kondisi ini dihasilkan konversi *isobutylene* sebesar 98% dengan energi aktivasi 81,1 kJ/mol.

   (Parra et al.,1994)

2. Reaksi dengan Katalis *Macroporous Sulfonic Acid Ion Exchange Resin* (Amberlyst 15)

   Selain menggunakan katalis *Ion Exchange* Bayer K-2631 dapat juga digunakan katalis Katalis *Macroporous Sulfonic Acid Ion Exchange Resin* (Amberlyst 15). Dengan menggunakan katalis ini metanol dan *isobutylene* direaksikan pada fasa *liquid.* Reaksi dijalankan di dalam *fixed bed reactor* dengan kondisi operasi 70 – 100 $^{o}$C dengan energi aktivasi 87,9 kJ/mol. Konversi dari Metil Tersier Butil Eter mencapai 92%.

   ( Al-Jarallah, 1988 )

b. Pemilihan Proses

Pemilihan proses ditinjau dari beberapa macam segi meliputi:

1. Segi Ekonomi

Tabel 1.3 Harga Bahan Baku dan Produk

| Material | BM (kg/kgmol ) | Harga ( $/kg ) |
|---|---|---|
| $CH_2=C(CH_3)_2$ | 32 | 0,395 |
| $CH_3OH$ | 56 | 0,7275 |
| $CH_3$-O-$C(CH_3)_3$ | 88 | 1,080 |

(Badan Pusat Statistik, 2018)

Persamaan Reaksi: $CH_2=C(CH_3)_2 + CH_3OH \rightarrow CH_3\text{-}O\text{-}C(CH_3)_3$

Untuk Proses 1:

EP = (BM x Harga produk) – (BM x Harga bahan baku)

= (88,12 x 1,08) – [(56,08 x 0,7275) + (32,04 x 0,395)]

= 95,1696 – (40,7982 + 12,6558)

= 95,1696 –53,454

= $ 41,7156/kgmol

Untuk proses yang kedua, hasil potensial ekonomi sama ($ 41,7156/kgmol) karena bahan baku yang digunakan sama dengan proses pertama. Dengan demikian hasil perhitungan potensial ekonomi ini tidak bisa dijadikan perbandingan untuk memilih satu di antara kedua proses di atas karena memiliki hasil potensial ekonomi yang sama.

2. Segi Teknis

Tabel 1.4 Pemilihan Proses dari Segi Teknis

| **Kriteria** | **Bayer K-2631** | **Amberlyst 15** |
|---|---|---|
| Suhu | 30 - 100<br>*** | 70-100<br>*** |
| Konversi | > 98<br>*** | >92<br>*** |
| Energi Katalis | 81,1<br>*** | 87,9<br>*** |
| Kemudahan Katalis | Sulit diperoleh<br>* | Mudah diperoleh<br>*** |
| Ketahanan Katalis | ** | *** |
| Jumlah Bintang | 13 | 15 |

Keterangan :

*** = Baik

** = Cukup

* = Kurang Baik

Berdasarkan perbandingan pada Tabel 1.4 dapat dilihat bahwa jumlah bintang (*) pada proses menggunakan katalis Amberlyst 15 lebih banyak dibandingkan dengan prose menggunakan katalis *Ion Exchange* Bayer K-2631.

Dengan demikian, proses yang digunakan untuk prarancangan pabrik adalah proses menggunakan katalis Amberlyst 15.

a. Tinjauan Termodinamika

Pembentukan metil tersier butil eter dari isobutena dan metanol merupakan reaksi eksotermis. Untuk mengetahui apakah reaksi berjalan eksotermis atau endotermis maka perlu pembuktian dengan menghitung panas reaksi total dan arah reaksi (reversible/irreversible).

Pembentukan metil tersier butil eter merupakan reaksi homogen dalam fasa cair dan menggunakan bantuan dari katalis.

$$i\text{-}C_4H_{8\,(l)} + CH_3OH_{(l)} \leftrightarrow (CH_3)_3COCH_{3(l)}$$

Suhu : 70 - 100°C

Tekanan : 15 atm

Jika ditinjau secara termodinamika, diketahui:

Tabel 1.5. Data – Data Panas Pembentukan

| **Komponen** | **$\Delta Hf\ °_{298}$ (kJ/mol)** | **$\Delta Gf°_{298}$ (kJ/mol)** |
|---|---|---|
| Metanol | -201,17 | -162,510 |
| Isobutena | -16,900 | -58,070 |
| Metil Tersier Butil Eter | -292,880 | -125,440 |

(Yaws,1999)

Tabel 1.6 Nilai Cp untuk masing – masing komponen cair

| **Komponen** | **Cp cairan (kj/kmol K) = A + BT + $CT^2$ + $DT^3$** | | | |
|---|---|---|---|---|
| | **A** | **B** | **C** | **D** |
| i-Butena | 57.611 | 5.6251E-01 | -2.2985E-03 | 4.1773E-06 |
| Metanol | 40.152 | 3.1046E-01 | -1.0291E-03 | 1.4598E-06 |
| MTBE | 63.744 | 7.6602E-01 | -2.6132E-03 | 3.9171E-06 |

(Yaws, 1999)

Maka,

$$\Delta Hf_{(298\,K)} = \Sigma\Delta H°_{f(produk)} - \Sigma\Delta H°_{f(Reaktan)}$$

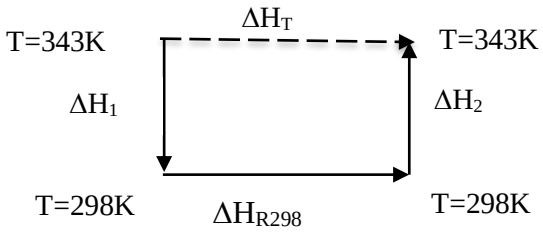
$$= \left(\Delta H°_f C_5H_{12}O\right) - \left(\Delta H°_f CH_3OH + \Delta H°_f C_4H_8\right)$$

$$= (-292{,}880) - \left((-201{,}17) + (-16{,}900)\right) kJ/mol$$

$$= -74{,}81\ kJ/mol$$

Karena harga $\Delta Hf_{(298\,K)}$ bernilai negatif, maka reaksi bersifat eksotermis.

- Menentukan harga $\Delta H_T$ (Diamsusikan pada kondisi isothermal)




$$\Delta H_T = \Delta H_1 + \Delta H_{R298} + \Delta H_2$$

$$\Delta H_1 = \int_{343}^{298} \sum n * Cp * dT$$

$$\Delta H_1 = \int_{343}^{298} (1\ x Cp\ i\text{-}C4H8 + 1\ x\ Cp\ CH_3OH)\ dT$$

$$\Delta H_1 = -9.978{,}61\ J/mol$$

$$\Delta H_1 = -9{,}9786\ KJ/mol$$

$$\Delta H_2 = \int_{298}^{343} \sum n * Cp * dT$$

$$\Delta H_2 = \int_{298}^{343} (Cp\ C_5H_{12}O)\ dT$$

$$\Delta H_2 = 7.651{,}02 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_2 = 7{,}6510 \text{ KJ/mol}$$

$\Delta H_T = \Delta H_1 + \Delta H_{R298} + \Delta H_2$

$\Delta H_T$ = (-9,9786 – 74,81 + 7,6510 ) KJ/mol

$\Delta H_T$ = -77,1376 KJ/mol

Dari perhitungan $\Delta H_T$ diatas didapatkan nilai $\Delta H_T$ negatif sehingga dapat disimpulkan bahwa reaksi pembentukan MTBE bersifat eksotermis.

- Menentukan harga $\Delta G^o$ dan $K_{298}$ (Konstanta Kesetimbangan)

$$\begin{aligned}\Delta Gf_{(298\,K)} &= \Sigma\Delta G^\circ_{f(produk)} - \Sigma\Delta G^\circ_{f(Reaktan)}\\ &= \left(\Delta G^\circ_f C_5H_{12}O\right) - \left(\Delta G^\circ_f CH_3OH + \Delta G^\circ_f C_4H_8\right)\\ &= (-125{,}440) - \left((-162{,}510) + (58{,}070)\right) k\,J/mol\\ &= -21\ kJ/mol\end{aligned}$$

$\Delta G^o$ bernilai negatif, reaksi berlangsung secara spontan sehingga reaksi tidak membutuhkan panas.

Mencari nilai K298:

$\Delta G^o$ = -RT ln K298

$$\ln K298 = \frac{-21\ \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}}{-0{,}008314\ \frac{\text{kJ}}{\text{mol K}}\ \text{x298 K}}$$

$$\ln K298 = 8{,}4760$$

$$K298 = 4798{,}4117$$

$$K298 = 4{,}80 \text{ x } 10^3$$

Reaksi dapat balik (*reversible*) atau searah (*irreversible*) dapat ditentukan secara termodinamika yaitu berdasarkan Persamaan Van Hoff :

$$\frac{\Delta G/RT}{dT} = \frac{-\Delta H_R}{RT^2}$$

Jika ΔH merupakan entalpi standar (panas reaksi) dan dapat diasumsikan konstan terhadap temperatur, persamaan di atas dapat diintegrasikan menjadi :

$$\ln \frac{K}{K_1} = \frac{\Delta H_R}{R}\left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_1}\right)$$

$$\ln \frac{K_{343}}{K_{298}} = \frac{-\Delta H}{R} \text{ x } (\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1})$$

$$\ln \frac{K_{343}}{4{,}80 \text{ x } 10^3} = \frac{74{,}81}{0{,}008314} \text{ x } (\frac{1}{343} - \frac{1}{298})$$

$$\ln K_{343} - \ln 4{,}80 \text{ x } 10^3 = -3{,}96143$$

$$\ln K_{343} - 8{,}4760 = -3{,}96143$$

$$\ln K_{343} = 4{,}5146$$

$$K_{343} = 91{,}3421$$

$\Delta G_{343}$ = $-RT\ln K_{343}$

$\Delta G_{343}$ = $-8{,}314.10^{-3}$ kJ/(mol K) x 343 K x 91,3421

$\Delta G_{343}$ = -260,4806 kJ/mol

Sehingga dapat disimpulkan reaksi spontan ($\Delta G_{343}$ bernilai negatif) dan reaksi bersifat eksotermis ($\Delta H_T$ bernilai negatif) serta reaksi yang terjadi adalah *irreversible* (tidak dapat balik) karena didapatkan harga K yang sangat besar.

b. Tinjauan Kinetika

$$i\text{-}C_4H_{4\,(l)} + CH_3OH_{\,(l)} \longrightarrow (CH_3)_3COCH_{3\,(l)}$$

Reaksi diatas merupakan reaksi isobutena dengan metanol menghasilkan produk metil tersier butil eter (MTBE) yang berlangsung pada fase cair pada suhu 70 – 100 °C dan tekanan 15 atm.

Pada kasus ini metanol akan diadsorbsi dan direaksikan dengan isobutena dalam bentuk larutan. Digunakan perbandingan mol antara isobutena dan metanol dengan rasio 1:1 yang akan menghasilkan konversi yang lebih besar. Berikut merupakan laju reaksi dari isobutena dan metanol:

$$ra = ks.KA^a\left(\frac{CA^a.CB^b - CC^c/K}{(1 + KA.CA + KC.CC)\text{^}a}\right)$$

K = 38, a = 1, b = 0.5, c = 1.5

$$ks = 1.2\ x\ 10^{13}\ \exp(-\frac{87900}{RT})$$

$$KA = 5.1\ x\ 10^{-13}\ \exp(-\frac{97500}{RT})$$

$$Kc = 1.6\ x\ 10^{-16}\ \exp(-\frac{119000}{RT})$$

(Al-Jarallah etc, 1988)

Dimana:

K = Konstanta kesetimbangan reaksi overall ($L^2$/kg katalis-kmol/jam)

$K_A$ = Konstanta kesetimbangan adsorpsi Isobutena (g cat/mol)

$K_c$ = Konstanta kesetimbangan adsorpsi MTBE (g cat/mol)

$K_s$ = Konstanta laju reaksi (mol/g cat)$^{1.5}$/jam

$C_A$ = Konsentrasi bulk Isobutena (mol /g cat)

$C_B$ = Konsentrasi bulk Metanol (mol /g cat)

$C_C$ = Konsentrasi bulk MTBE (mol /g cat)

T = Temperatur fluida cair sepanjang reaktor (K)

$-r_A$ = Laju reaksi Isobutena (kmol/jam-kg katalis)

a,b,c = Orde reaksi

c. Pemilihan Reaktor

Jenis proses : Reaktor Isothermal ,Non Adiabatis

Tipe reactor : Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Pada reaktor terjadi reaksi antara isobutena dan metanol yang menggunakan bantuan katalis *Amberlyst 15* padat yang berlangsung pada fase cair. Pada reaksi ini berlangsung secara eksotermis sehingga memerlukan pendingin untuk menjaga kondisi operasi di reaktor.

# BAB II

# PROSES PRODUKSI

## II.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

a. Spesifikasi Bahan Baku

- Metanol
  - Rumus kimia : $CH_3OH$
  - Fase : Cair
  - Kemurnian : 99,85%
  - Impurities : 0,15% $H_2O$
  - Berat Molekul ` : 32 gram/gmol
  - Suhu Didih Normal : 337,80 K = 64,8 °C
  - Suhu Kritis : 512,58 K = 239,58 °C
  - Suhu Beku : 175,47 K = -97,53 °C
  - Tekanan Kritis : 80,96 bar
  - Kapasitas Panas (Cp) : 79,93 Joule/mol.K (25°C)
  - Tegangan antar muka : 23,55 dynes/cm (25°C)
  - Konduktivitas gas : 0,6760 W/m.K (25°C)
  - Konduktivitas cair : 0,2011 W/m.K (25°C)
  - Rapat Massa cair : 0,787 gram/ml (25°C)
  - Viskositas cair : 0,539 centipoise (25°C)
  - Panas pembentukan : -201,17 kJ/mol (25°C)
  - Energi Gibbs : -162,51 kJ/mol (25°C)
  - *Hazard* : Cairan mudah menguap dan mudah untuk terbakar. Sangat berbahaya jika terhirup oleh hidung dan terkena kulit. Dapat menyebabkan iritasi pada mata, kulit dan saluran pernapasan. Dapat menyebabkan saraf terganggu.

    (Yaws, 1999)

- Isobutena

- Rumus Kimia : $CH_2=C(CH_2)_2$
- Fase : Gas
- Kemurnian : 99,00%
- Impurities : 1% n-butena (1-butena)
- Berat Molekul : 56 gram/gmol
- Suhu Didih Normal : 266,25 K = -6,75 °C
- Suhu Kritis : 417,90 K = 144,90 °C
- Suhu Beku : 132,81 K = -140,19
- Tekanan Kritis : 39,99 bar
- Kapasitas panas (Cp) : 131,72 Joule/mol.K (25°C)
- Tegangan antar muka : 11,69 dynes/cm (25°C)
- Konduktivitas gas : 0,11288 W/m.K (25°C)
- Konduktivitas cair : 0,1270 W/m.K (25°C)
- Rapat Massa cair : 0,589 gram/ml (25°C)
- Viskositas cair : 0,157 centipoise (25°C)
- Panas pembentukan : 16,90 kJ/mol (25°C)
- Energi Gibbs : 58,07 kJ/mol (25°C)
- *Hazard* : Dapat menyebabkan iritasi dan mudah terbakar. Konsentrasi yang tinggi pada fase gas akan menyebabkan lingkungan kekurangan oksigen. Jika terhirup dapat menimbulkan gejala sepertikepala pusing, telinga berdengung, perasaan mengantuk.

(Yaws, 1999)

b. Bahan pembantu

- Katalis Amberlyst 15
  - Wujud : Padat
  - Bentuk : Pellet

- Diameter : 0,00074
- Porositas : 0,32
- *Bulk Density* : 1012 Kg/$m^3$

(PT. Dow Chemical)

c. Produk

- Metil Tersier Butil Eter (MTBE)
  - Rumus Kimia : $CH_3OC(CH_3)_3$
  - Fase : Cair
  - Berat Molekul : 88 gram/gmol
  - Suhu Didih Normal : 328,35 K = 55,35 °C
  - Suhu Kritis : 497,10 K = 224,10 °C
  - Suhu Beku : 164,55 K = -108,45 °C
  - Tekanan Kritis : 34,30 bar
  - Kapasitas panas (Cp) : 183,66 Joule/mol.K (25°C)
  - Tegangan antar muka : 19,09 dynes/cm (25°C)
  - Konduktivitas gas : 0,11071 W/m.K (25°C)
  - Konduktivitas cair : 0,1164 W/m.K (25°C)
  - Rapat Massa cair : 0,735 gram/ml (25°C)
  - Viscositas cair : 0,333 centipoise (25°C)
  - Panas pembentukan : -292.88 kJ/mol (25°C)
  - Energi Gibbs : -125,44 kJ/mol (25°C)
  - *Hazard* : Dapat menyebabkan iritasi dan mudah terbakar. Konsentrasi yang tinggi pada fase gas akan menyebabkan lingkungan kekkurangan oksigen. Jika terhirup dapat menimbulkan gejala seperti kepala pusing, telinga berdengung, dan perasaan mengantuk

(Yaws, 1999)

## II.2. Proses Pembuatan Produk dan Pemurnian Hasil

Pada pembuatan produk metil tersier butil eter (MTBE) dibagi menjadi 3 tahap yaitu persiapan bahan baku, tahap reaksi dan kemudian tahap pemisahan untuk mencapai persen produk yang diingkan.

a. Persiapan Bahan Baku

1. Isobutena

Isobutena segar yang berwujud cair dengan kemurnian 99,00% dialirkan ke dalam tangki penyimpanan bahan baku (T-01) menggunakan pompa sentrifugal (P-06) pada 30℃ dan tekanan 6,4 atm. Isobutena yang berwujud cair disimpan dalam tangki penyimpanan isobutena (T-01) pada kondisi suhu 30℃ dan ditekanan 6,4 atm. Dari tangki penyimpanan isobutena, isobutena segar dialirkan dan dinaikan tekanannya menjadi 15 atm dengan pompa sentrifugal (P-01) kemudian bercampur dengan isobutena hasil recycle dari hasil atas *flashdrum* (FD-01) yang terlebih dahulu dialirkan dan dinaikkan dengan pompa sentrifugal (P-05) menjadi 15 atm pada suhu 32℃. Setelah bercampur kemudian dipanaskan untuk menaikkan suhu dari 30,1℃ nya menjadi 70℃ dengan *heater* (HE-01). Kemudian dipanaskan untuk dinaikan suhunya menjadi 70℃. Isobutena cair yang keluar pada kondisi suhu 70℃ dan tekanan 15 atm siap diumpankan ke dalam dalam reaktor (R-01) untuk direaksikan dengan metanol.

2. Metanol

Metanol segar dari PT. KMI dialirkan ke dalam tangki penyimpan bahan baku (T-02) menggunakan pompa sentrifugal (P-07) pada suhu 30℃ dan tekanan 1 atm. Metanol yang berwujud cair dengan kemurnian 99,85% berat disimpan dalam tangki penyimpanan metanol (T-02) pada kondisi suhu 30℃ dan tekanan 1 atm. Dari tangki penyimpanan metanol, metanol segar yang berwujud cair tersebut dialirkan dan dinaikan tekanannya dari 1 atm menjadi 15 atm dengan pompa sentrifugal (P-02) kemudian bercampur dengan metanol hasil recycle dari menara stripper (SC-01) yang terlebih dahulu dialirkan dan dinaikkan tekanannya dengan pompa sentrifugal (P-04) menjadi 15 atm pada suhu 64℃. Setelah bercampur kemudian dipanaskan untuk menaikkan suhu dari 30,9℃ nya menjadi 70℃ dengan

*heater* (HE-02). Kemudian metanol pada kondisi suhu 70℃ dan tekanan 15 atm siap diumpankan ke dalam reaktor (R-01) untuk direaksikan dengan isobutena.

3. Tahap Reaksi

Tahap reaksi ini bertujuan untuk mereaksikan isobutena dan alkohol (metanol) membentuk produk metil tersier butil eter (MTBE). Umpan masuk menuju reactor fixed bed multitubular (R-01) yang berisi katalis padat Amberlyst 15 yang ditempatkan di dalam *tube* yang disusun secara *triangular pitch*. Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi eksotermis, sehingga membutuhkan pendingin untuk menjaga suhu reaksi. Media pendingin yang digunakan yaitu Dowtherm A bersuhu 30℃, pendingin disuplai dari utilitias yang dialirkan ke dalam *shell* reactor. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

$$i\text{-}C_4H_{8(l)} + CH_3OH_{(l)} \longrightarrow (CH_3)_3COCH_{3(l)}$$

Isobutena Metanol Metil Tersier Butil Eter

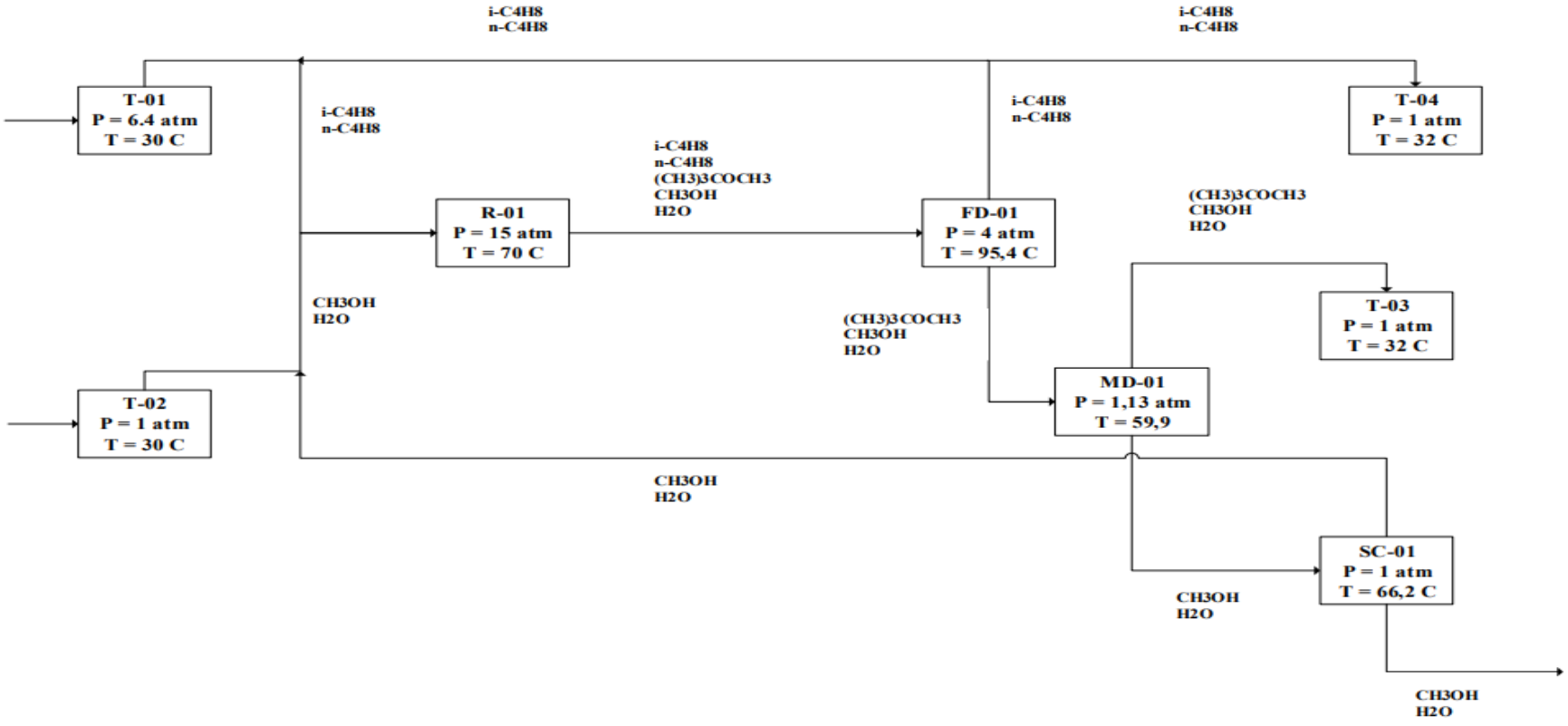
Reaksi pembentuk MTBE berlangsung pada suhu 70℃ dan tekanan 15 atm. Konversi optimum yang bisa dicapai yaitu 92%. Produk keluaran dari bawah reaktor berupa campuran cairan dengan suhu 76,1℃ dan tekanan 14,9 atm.

4. Tahap Pemisahan

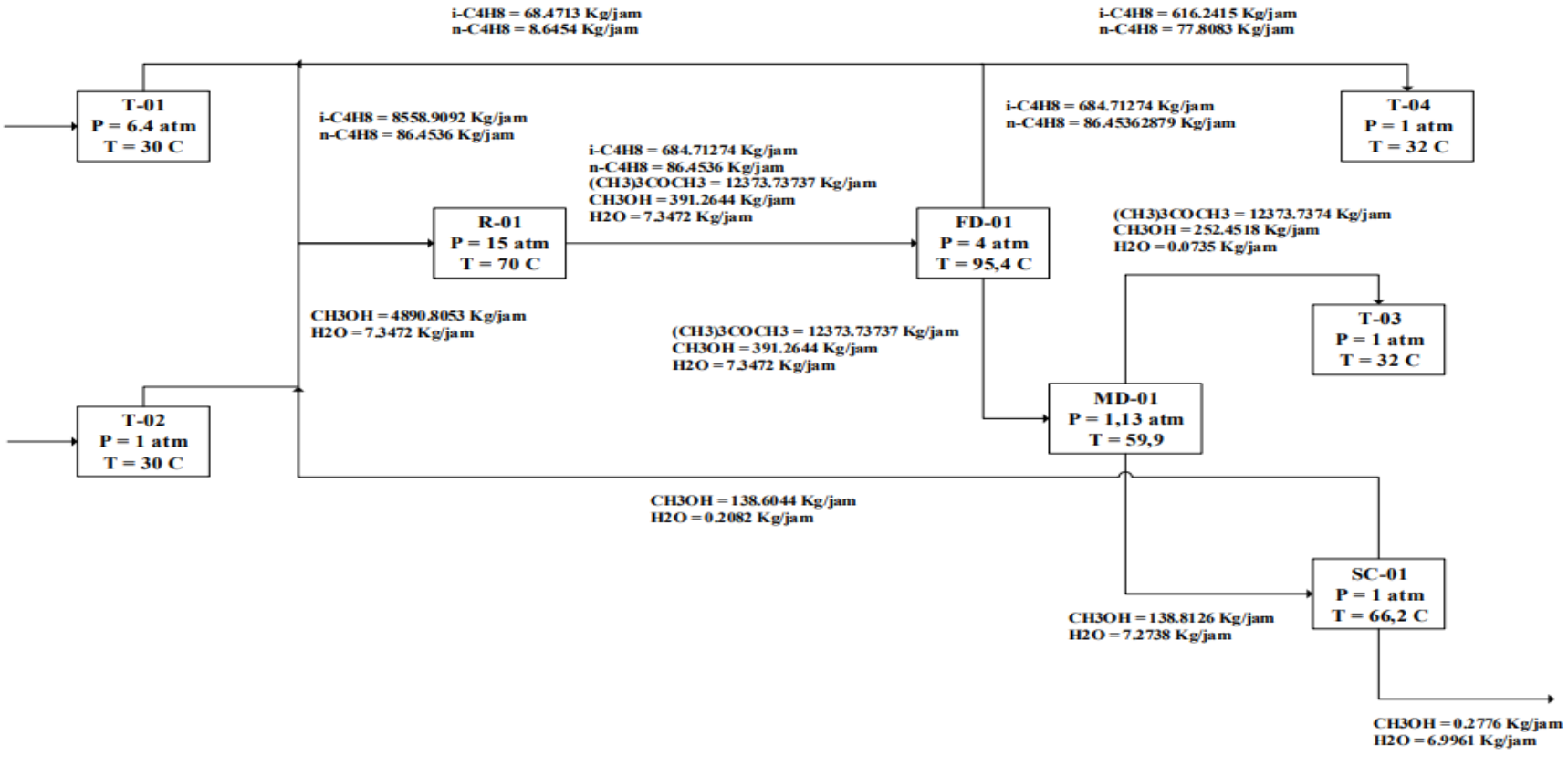
Produk keluaran reactor (R-01) beruapa cairan campuran sisa isobutena, n-butena, metanol, air dan produk metil tersier butil eter. Campuran hasil keluar reaktor tersebut kemudian dipanaskan sampai 95,40℃ dengan menggunakan *heater* (HE-03) .Campuran tersebut masuk ke dalam *flashdrum* (FD-01), kemudian aliran melewati *throttling vale* sehingga terjadi penurunan tekanan dari 14,9 atm menjadi 4 atm. Hasil atas *flasdrum* (FD-01) merupakan campuran gas isobutena dan n-butena yang kemudian diembunkan dengan menggunakankondesnor (CD-01) dan selanjutnya sebagian kecil diumpankan kembali ke reaktor (R-01) dan sebagian besar *purging* disimpan di tangki penyimpan isobutena (T-04) untuk dijual kembali. Hasil bawah dari *flashdrum* (FD-01) merupakan campuran cairan metanol, air, dan produk metil tersier butil eter diturunkan suhu menggunakan *cooler* (CL-01) menjadi 59,9$^{o}$C dan tekanan menjadi 1,13 atm menggunakan

*pressure reducer* (PR-01) yang kemudian dialirkan menuju menara distilasi (MD-01). Hasil atas menara distilasi (MD-01) berupa uap metil tersier butil eter dengan kemurnian 98% dieumbunkan pada kondensor (CD-02) dengan media pendingin air. Hasil distilat kemudian ditampung sementara di akumulator (AC-01) yang selanjutnya di*spllit* menjadi dua arus, satu arus sebagai *reflukx* yang diumpankan kembali ke menara disitilasi (MD-01), sedangkan arus lain dialirkan keluar sebagai produk. Produk metil tersier butil eter didinginkan menggunakan *cooler* (CL-03) kemudian dialirkan ke tangki produk (T-03) yang disimpan pada suhu 32$^{o}$C. Hasil bawah menara distilasi (MD-01) berupa campuran metanol dan air didingkan menggunakan *cooler* (CL-02) kemudian diumpan ke menara stripper (SC-01). Hasil atas menara stripper (SC-01) berupa larutan metanol 99,85% yang kemudian diumpan kembali menuju ke reaktor (R-01). Hasil bawah menara stripper (SC-01) kemudian dialirkan ke Unit Pengolahan Limbah (UPL).

## II. 3. Diagram Alir



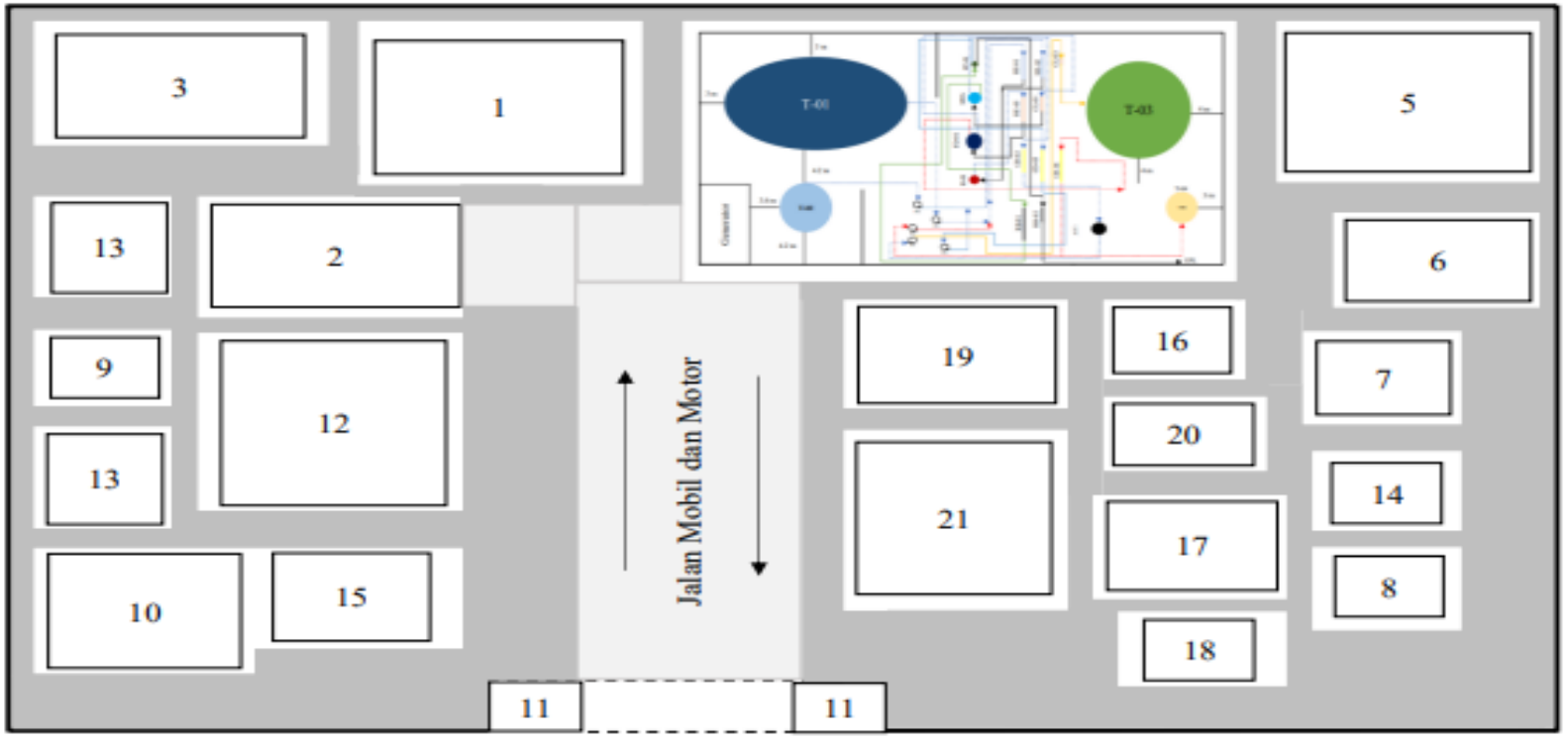

Gambar 2.1. Diagram alir Kualitatif pabrik Metil Tersier Butil Eter




Gambar 2.2. Diagram alir Kuantitatif pabrik Metil Tersier Butil Eter

## II.4 Tata Letak

1. Tata Letak Pabrik




Gambar 2.3. Tata Letak Pabrik Metil Tersier Butil Eter

Skala 1:900

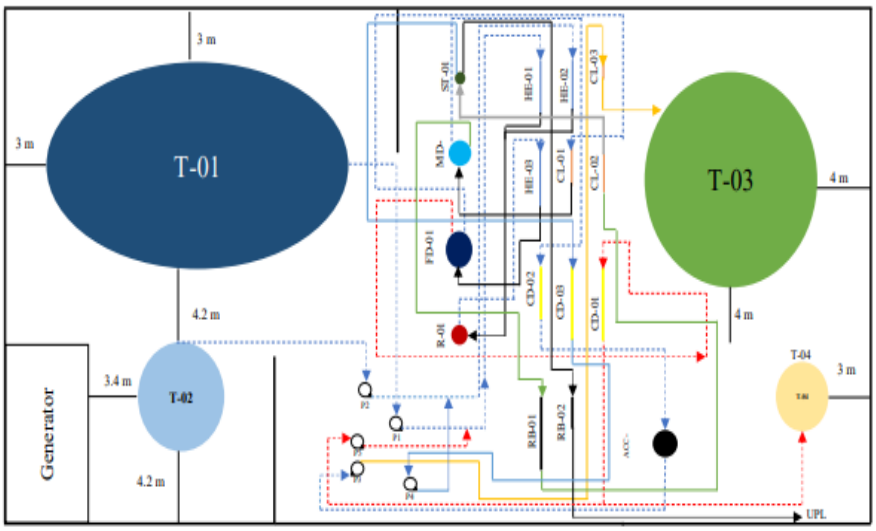
P = 995 m, L = 665 m

Keterangan :

1 : Area bahan baku
2 : Area Parkir
3 : Area Perluasan Pabrik
4 : Area Proses Produksi
5 : Utilitas
6 : Area UPL
7 : Bengkel
8 : Gudang Alat
9 : Kantin
10 : Masjid
11 : Pos Satpam
12 : Kantor Pusat
13 : Koperasi
14 : Laboratorium
15 : Lapangan
16 : Pemadam Kebakaran
17 : Perpustakaan
18 : Poliklinik
19 : Raung Kontrol
20 : Taman
21 : Auditorium

2. Tata Letak Alat

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak alat antara lain, penyusunan alat proses harus saling berurutan sesuai dengan urutan kerja dan fungsinya. Selain itu, faktor kemudahan dalam pengecekan dan keselamatan kerja harus dipertimbangkan. Kondisi operasi masing-masing alat harus diperhatikan. Untuk alat proses yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi ditempatkan terpisah dari alat proses lainnya serta harus mudah dijangkau oleh pemadam kebakaran. Setiap alat harus ditempatkan ditempat yang cukup, artinya tidak terlalu besar dan tidak terlalu sempit, sehingga mudah untuk pemeriksaan, perbaikan, dan pemindahan alat guna menjamin keselamatan kerja.




Gambar 2.4. Tata Letak Alat

Skala 1:500

Keterangan :

T-01 : Tangki bahan baku isobutena

T-02 : Tangki bahan baku metanol

T-03 : Tangki produk MTBE

T-04 : Tangki sisa isobutena

HE-01 : *Heat Exchanger* isobutena

HE-02 : *Heat Exchanger* metanol

HE-03 : *Heat Exchanger* MTBE

CL-01 : *Cooler* MTBE

CL-02 : *Cooler* metanol

CL-03 : *Cooler* MTBE Produk

R-01 : Reaktor

FD-01 : *Flash Drum*

MD-01: Menara Distilasi

AC-01 : Akumulator

SC-01 : Menara Stipper

CD-01 : Condensor isobutena

CD-02 : Condensor MTBE

CD-03 : Condensor metanol

RB-01 : Reboiler MD-01

RB-02 : Reboiler SC-01

P-01 : Pompa isobutena

P-02 : Pompa metanol

P-03 : Pompa produk MTBE

P-04 : Pompa metanol recycle

P-05 : Pompa isobutena recycle

## II.5 Spesifikasi Alat Proses

### 1. Reaktor (R-01)

| | |
|---|---|
| Fungsi | : Mereaksikan isobutena (i-$C_4H_8$) sebanyak 8.645,36 kg/jam dan Metanol sebanyak 4.898,15 kg/jam ($CH_3OH$) menjadi Metil Tersier Butil Eter $(CH_3)_3COCH_3$ sebanyak 12.373,74 kg/jam |
| Kondisi Operasi | : T = 70° C, P = 15 atm |
| Tipe | : *Fixed Bed Reactor* |
| Bahan tube | : *Stainless Steel SA-336 Type 316* |
| Bahan shell | : *Carbon Steel SA – 53 Grade A* |
| Jumlah Tube | : 3000 |
| Fase reaksi | : Reaksi cair dengan katalis padat |
| Katalis | : *Amberlyst 15 Wet* |
| Diameter reactor | : 40 inchi = 1,1016 m |
| Pendingin | : *Dowtherm A* |
| Massa Dowtherm | : 20.000 kg/jam |
| Tinggi reaktor total | : 6,94 m |
| Volume reaktor | : 5,1959 $m^3$ |
| Luas reaktor | : 23,5342 $m^2$ |
| Tebal shell | : 7/8 inchi |
| Head | : *Elliptical Head* |

Tebal Head : 1,25

Tinggi Head : 0,42

Bahan Isolasi : *Asbestos*

Tebal Isolasi : 0,1037 m = 4,0826 inchi

Harga : USD 53,039.90

**2. *Flash Drum* (FD-01)**

Fungsi : Mereaksikan isobutena (i-$C_4H_8$) dan n-butena (n - $C_4H_8$) sebanyak 771,17 kg/jam dari hasil keluaran reaktor

Kondisi Operasi : T = 95,45$^0$C, P = 4,0 atm

Tipe : *Flash Drum Isotermal*

Bentuk : Silinder Vertikal dengan atap *(head) torispherical*

Kapasitas : 311,64 liter

Waktu Tinggal : 4 menit

Dimensi

| | | |
|---|---|---|
| Diameter *shell* (D) | : | 0,36 m |
| Tinggi *shell* (Hs) | : | 3,0 m |
| Tebal *shell* ($t_s$) | : | 0,3125 in |
| Tinggi *head* | : | 0,12 m |
| Tebal *head* | : | 0,3125 in |
| Tinggi total | : | 3,24 m |
| Diameter inlet nozzle (OD) | : | 0,034 m |

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-336 Type 316*

Harga : USD 6,306.9

***3. Menara Distilasi (MD-01)***

Fungsi : Untuk memurnikan $(CH_3)_3COCH_3$ sampai dengan kemurnian 98% dengan laju alir masuk sebanyak 12.772,3490 kg/jam

Jenis : *Sieve tray Distilation Tower*

Kondisi Operasi Pucak Menara

- Suhu Operasi : 55,75 °C
- Tekanan Operasi : 1 atm

Kondisi Operasi Umpan Menara

- Suhu Operasi : 59,888 °C
- Tekanan Operasi : 1,1336 atm

Kondisi Operasi Dasar Menara

- Suhu Operasi : 69,623 °C
- Tekanan Operasi : 1,1393 atm

Refluks

- Refluks minimum : 0,1824
- Refluks operasi : 0,2006

Jumlah Plate

- *Plate Rectifiying* : 23 *plate*
- *Plate Stripping* : 2 *plate*

Diameter Menara Distilasi

- Diameter Menara Atas : 2,5803 m
- Diameter Menara Bawah : 1,5512 m
- Diameter Menara Koreksi : 2,5908 m
- Tinggi Menara Distilasi : 8,0031 m

Tebal Diameter Menara Disitilasi

- Tebal *Head* : 0,1875 inchi
- Tebal *Shell* : 0,1875 inchi

Perancangan *Plate*

- Panjang *Weir* : 1,9876 m
- Tinggi *Weir* : 0,05 m
- Diameter lubang : 0,005 m
- Tebal *Plate* : 0,003 m

Ukuran Pipa

- Pipa pemasukan umpan : 3 inchi

- Pipa pemasukan refluks : 1,25 inchi
- Pipa pengeeluaran uap reboiler : 16 inchi
- Pipa pengeluaran uap puncak : 18 inchi
- Pipa pengeluaran cairan dasar menara : 2,5 inchi

Bahan Konstruksi : *Stainless steel SA-167* Tipe 304-3

Harga : USD 6,971.40

***4. Menara Stripper (SC-01)***

Fungsi : Untuk memurnikan metanol ($CH_3OH$) sampai dengan kemurnian 99,85% dengan laju alir masuk umpan sebanyak 146,086 kg/jam

Kondisi Operasi Pucak Menara

- Suhu Operasi : 64,59 °C
- Tekanan Operasi : 1 atm

Kondisi Operasi Umpan Menara

- Suhu Operasi : 66,24 °C
- Tekanan Operasi : 1 atm

Kondisi Operasi Dasar Menara

- Suhu Operasi : 99,81 °C
- Tekanan Operasi : 1,072 atm

Jumlah *Plate* : 12

Diameter Menara Distilasi

- Tinggi Menara : 5,54 m
- Diameter Menara : 0,9144 m

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 283* Grade C

Harga : USD 3,802.60

### 5. Alat Penyimpanan

| Nama Alat | Waktu penyimpanan | Jenis | Ukuran | P (atm) | Suhu (°C) | Bahan Konstruksi | Harga (USD) | Jumlah |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| T. Isobutena (T-01) | 15 hari | Tangki Silinder Horizontal | D = 15,24 m<br>L = 36,576 m | 6,4 | 30 | *Carbon Steel SA-212 Grade B* | 378,400.31 | 1 |
| T. Metanol (T-02) | 7 hari | Tangki Silinder Vertikal | D = 10,668 m<br>H = 14,630 m | 1 | 30 | *Carbon Steel SA-283 Grade C* | 142,596,49 | 1 |
| T. MTBE (T-03) | 7 hari | Tangki Silinder Vertikal | D = 21,336 m<br>H = 10,9782 m | 1 | 32 | *Carbon Steel SA-283 Grade C* | 262,738.05 | 1 |
| T. Isobutena (T-04) | 15 hari | Tangki Silinder Horizontal | D = 6,096 m<br>L = 18,288 m | 3,52 | 30 | *Carbon Steel SA-212 Grade B* | 38,025.73 | 1 |
| Akumulator (AC-01) | 4 menit | Tangki Silinder Horizontal | D = 1,240 m<br>L = 4,4732 m | 1 | 55,75 | *Carbon Steel SA-283 Grade C* | 8,271.32 | 1 |

### 6. Alat Penukar Panas

| Nama Alat | Fungsi | Jenis | Ukuran | | P (atm) | T in ($^oC$) | Tout ($^oC$) | Bahan Konstruksi | Harga (USD) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | *Anulus* | *Inner pipe* | | | | | |
| *Heat Exhanger (HE-01)* | Memanaskan umpan isobutnea | *Double pipe Heat Exchanger* | ID = 2,469 in | ID = 1,38 in | 6,4 | 30 | 70 | *Stainess steel* | 1,654.26 |
| *Heat Exchanger* (HE-02) | Memanaskan umpan metanol | *Double pipe Heat Exchanger* | ID = 4,026 in | ID = 3,068 in | 1 | 30 | 70 | *Stainess steel* | 1,447.48 |
| *Heat Exchanger* (HE-03) | Memanaskan keluaran reaktor | *Double pipe Heat Exchanger* | ID = 6,065 in | ID = 3,068 in | 14,93 | 76,39 | 95,40 | *Stainess steel* | 1,861.05 |
| *Cooler (CL-01)* | Mendingkan keluaran *flashdrum* | *Double pipe Heat Exchanger* | ID = 3,068 in | ID = 1,049 in | 4 | 61,812 | 59,023 | *Stainess steel* | 1,033.92 |
| *Cooler (CL-02)* | Mendingkan hasil bawah menara distilasi | *Double pipe Heat Exchanger* | ID = 1,049 in | ID = 0,269 in | 1 | 69,60 | 66,20 | *Stainess steel* | 1,033.92 |
| *Cooler (CL-03)* | Mendingkinkan produk MTBE | *Shell & Tube Heat Exchanger* | ID = 32,25 in | ID = 1,15 in | 1 | 55,75 | 32 | *Stainess steel* | 1.964,44 |

**7. Pompa**

| Nama Alat | Fungsi | Jenis | Q (gpm) | Head pompa (m) | Daya (Hp) | Bahan Konstruksi | Harga (USD) | Jumlah |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Pompa (P-01) | Mengalirkan & menaikkan tekanan isobutena | *Single State Pump* | 66,8843 | 161,7647 | 10 | *Stainless steel* | 2,535.05 | 2 |
| Pompa (P-02) | Mengalirkan dan menaikkan tekanan metanol | *Single State Pump* | 37,8929 | 258,1006 | 10 | *Stainless steel* | 2,218.17 | 2 |
| Pompa (P-03) | Mengalirkan produk MTBE | *Single State Pump* | 86,6594 | 6,5629 | 0,75 | *Stainless steel* | 3,395.56 | 2 |
| Pompa (P-04) | Mengalirkan & menaikkan tekanan metanol recycle | *Single State Pump* | 1,0739 | 263,6128 | 0,5 | *Stainless steel* | 603.37 | 2 |
| Pompa (P-05) | Mengalirkan & menaikkan tekanan isobutena recycle | *Single State Pump* | 0,5996 | 201,3073 | 0,5 | *Stainless steel* | 603.37 | 2 |
| Pompa (P-06) | Mengalirkan bahan baku isobutena | *Single State Pump* | 108,11 | 9,03 | 0,75 | *Stainless steel* | - | 2 |
| Pompa (P-07) | Mengalirkan bahan baku methanol | *Single State Pump* | 108,11 | 9,71 | 1,5 | *Stainless steel* | - | 2 |
| Pompa (P-08) | Mengalirkan produk MTBE | *Single State Pump* | 73,58 | 5,02 | 0,5 | *Stainless steel* | - | 2 |
| Pompa (P-09) | Mengalirkan produk isobutena | *Single State Pump* | 0,5996 | 5,002 | 0,5 | *Stainless steel* | - | 2 |

# BAB III

# NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

## III.1. Neraca Massa

1. Reaktor (R-01)

Tabel 3.1. Neraca Massa Reaktor (R-01)

| Komponen | Inlet aliran 5 | | Outlet aliran 6 | |
|---|---|---|---|---|
| | kg/jam | %wt | kg/jam | %wt |
| i-$C_4H_8$ (l) | 8.558,91 | 63,20 | 684,71 | 5,06 |
| n-$C_4H_8$ (l) | 86,45 | 0,64 | 86,45 | 0,64 |
| $(CH_3)_3COCH_3$ (l) | | | 12.373,74 | 91,36 |
| $CH_3OH$ (l) | 4.890,81 | 36,11 | 391,26 | 2,89 |
| $H_2O$ (l) | 7,35 | 0,05 | 7,35 | 0,05 |
| Total arus | 13.543,52 | 100,00 | 13.543,52 | 100,00 |

2. *Flash Drum* (FD-01)

Tabel 3.2. Neraca Massa *Flash Drum* (FD-01)

| Komponen | Input aliran 6 | | Outlet gas aliran 8 | | Outlet liq aliran 7 | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | kg/jam | %wt | kg/jam | %wt | kg/jam | %wt |
| i-$C_4H_8$ (l) | 684,71 | 5,06 | 684,71 | 88,79 | | |
| n-$C_4H_8$ (l) | 86,45 | 0,64 | 86,45 | 11,21 | | |
| $(CH_3)_3COCH_3$ (l) | 12.373,74 | 91,36 | | | 12.373,74 | 96,88 |
| $CH_3OH$ (l) | 391,26 | 2,89 | | | 391,26 | 3,06 |
| $H_2O$ (l) | 7,35 | 0,05 | | | 7,35 | 0,06 |
| Total arus | 13.543,52 | 100,00 | 771,17 | 100,00 | 12.772,35 | 100,00 |
| Total | 13.543,52 | | 13.543,52 | | | |

3. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.3. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

| Komponen | Input Aliran 7 | | Output Aliran 11 | | Output Aliran 12 | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | kg/jam | %wt | kg/jam | %wt | kg/jam | %wt |
| $i\text{-}C_4H_8$ (l) | | | | | | |
| $n\text{-}C_4H_8$ (l) | | | | | | |
| $(CH_3)_3COCH_3$ (l) | 12.373,74 | 96,88 | 12.373,74 | 98,00 | | |
| $CH_3OH$ (l) | 391,26 | 3,06 | 252,45 | 2,00 | 138,81 | 95,02 |
| $H_2O$ (l) | 7,35 | 0,06 | 0,07 | 0,0006 | 7,27 | 4,98 |
| Total arus | 12.772,35 | 100,00 | 12.626,26 | 100,00 | 146,09 | 100,00 |
| Total | 12.772,35 | | 12.772,35 | | | |

4. Menara Stripper (SC-01)

Tabel 3.4 Neraca Massa Menara Stripper (SC-01)

| Komponen | Input Aliran 7 | | Output Aliran 11 | | Output Aliran 12 | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | kg/jam | %wt | kg/jam | %wt | kg/jam | %wt |
| $i\text{-}C_4H_8$ (l) | | | | | | |
| $n\text{-}C_4H_8$ (l) | | | | | | |
| $(CH_3)_3COCH_3$ (l) | | | | | | |
| $CH_3OH$ (l) | 138,81 | 95,02 | 138,60 | 99.85 | 0,28 | 3,82 |
| $H_2O$ (l) | 7,27 | 4,98 | 0,21 | 0.15 | 7,00 | 96,18 |
| Total arus | 146,09 | 100,00 | 138,10 | 100,00 | 7,27 | 100,00 |
| Total | 146,09 | | 146,09 | | | |

## III.2. Neraca Panas

8. *Heat Exchanger* (HE-01)

Tabel 3.5. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-01)

| Komponen | Panas masuk (kJ/jam) | Panas keluar (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Sensible input | 44.681,4830 | |
| Sensible output | | 402.194,6071 |
| Beban Pemanas | 357.513,124 | |
| Total | 402.194,6071 | 402.194,6071 |

9. *Heat Exchanger* (HE-02)

Tabel 3.6. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-02)

| Komponen | Panas masuk (kJ/jam) | Panas keluar (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Sensible input | 30.908,1350 | |
| Sensible output | | 278.173,7088 |
| Beban Pemanas | 247.265,5738 | |
| Total | 278.173,7088 | 278.173,7088 |

10. Reaktor (R-01)

Tabel 3.7. Neraca Panas Reaktor (R-01)

| Komponen | Panas Masuk (kg/jam) | Panas Keluar (kg/jam) |
|---|---|---|
| Umpan | 1.687.731,307 | |
| Panas Reaksi | | 10.733.758,03 |
| Produk | | 1.409.237,299 |
| Beban Pendingin | 10.455.264,03 | |
| Total | 12.142.995,30 | 12.142.995,30 |

11. *Heat Exchanger* (HE-03)

Tabel 3.8. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-03)

| Komponen | Panas masuk (kJ/jam) | Panas keluar (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Sensible input | 530.948,8019 | |

| | | |
|---|---|---|
| Sensible output | | 727.349,3515 |
| Beban Pemanas | 196.400,5495 | |
| Total | 727.349,3515 | 727.349,3515 |

12. *Flash Drum* (FD-01)

Tabel 3.9. Neraca Panas *Flash Drum* (FD-01)

| Komponen | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Umpan liq | 1.801.335,93 | |
| Umpan gas | 97.587,03 | |
| Keluar liq | | 1.801.335,93 |
| Keluar gas | | 97.587,03 |
| Total | 1.898.922,96 | 1.898.922,96 |

*13. Condensor* (CD-01)

Tabel 3.10. Neraca Panas *Condensor* (CD-01)

| Komponen | Panas masuk (kJ/jam) | Panas keluar (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Latent | 722.937,4369 | |
| Beban Pendingin | | 722.937,4369 |
| Total | 722.937,4369 | 722.937,4369 |

14. *Cooler* (CL-01)

Tabel 3.11. Neraca Panas *Cooler* (CL-01)

| Komponen | Panas masuk (kJ/jam) | Panas keluar (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Sensible input | 350.079,4153 | |
| Sensible output | | 323.555,2270 |
| Beban Pendingin | | 26.524,1883 |
| Total | 350.079,4153 | 350.079,4153 |

*15.* Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.12. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

| Komponen | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Umpan | 862.258,6931 | |
| Distilat | | 745.460,2426 |
| Bottom | | 17.298,1363 |
| Reboiler | 4.094.411,5372 | |
| Kondensor | | 4.193.911,85 |
| Total | 4.956.670,23 | 4.956.670,23 |

*16. Reboiler (*RB-01)

Tabel 3.13. Neraca Panas *Reboiler* (RB-01)

| Komponen | Panas masuk (kJ/jam) | Panas keluar (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Sensible | | 70.924,2682 |
| Latent | | 6.222.429,5741 |
| Beban Pemanas | 6.293.353,8424 | |
| Total | 6.293.353,8424 | 6.293.353,8424 |

*17. Condensor* (CD-02)

Tabel 3.14. Neraca Panas *Condensor* (CD-02)

| Komponen | Panas masuk (kJ/jam) | Panas keluar (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Latent | 6.723.275,2784 | |
| Beban Pendingin | | 6.723.275,2784 |
| Total | 6.723.275,2784 | 6.723.275,2784 |

18. *Cooler* (CL-02)

Tabel 3.15. Neraca Panas *Cooler* (CL-02)

| Komponen | Panas masuk (kJ/jam) | Panas keluar (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Sensible input | 9.436,1166 | |
| Sensible output | | 8.716,7591 |
| Beban Pendingin | | 719,3576 |
| Total | 9.436,1166 | 9.436,1166 |

*19.* Menara Stripper (SC-01)

Tabel 3.16. Neraca Panas Menara Stripper (SC-01)

| Komponen | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Umpan | 13.300,76 | |
| Distilat | | 11.666,4570 |
| Bottom | | 2.039,161 |
| Reboiler | 404,8583 | |
| Total | 13.705,6190 | 13.705,6190 |

*20. Reboiler (*RB-02)

Tabel 3.17. Neraca Panas *Reboiler* (RB-02)

| Komponen | Panas masuk (kJ/jam) | Panas keluar (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Sensible | | 281,9966 |
| Latent | | 169.708,8796 |
| Beban Pemanas | 169.990,8763 | |
| Total | 169.990,8763 | 169.990,8763 |

*21. Condensor* (CD-03)

Tabel 3.18. Neraca Panas *Condensor* (CD-03)

| Komponen | Panas masuk (kJ/jam) | Panas keluar (kJ/jam) |
|---|---|---|

| | | |
|---|---|---|
| Latent | 228.419,7817 | |
| Beban Pendingin | | 228.419,7817 |
| Total | 228.419,7817 | 228.419,7817 |

22. *Cooler* (CL-03)

Tabel 3.19. Neraca Panas *Cooler* (CL-03)

| Komponen | Panas masuk (kJ/jam) | Panas keluar (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Sensible input | 285.922,5444 | |
| Sensible output | | 65.087,0851 |
| Beban Pendingin | | 220.835,4592 |
| Total | 285.922,5444 | 285.922,5444 |

# BAB IV
# UTILITAS

Utilitas merupakan unit penunjang utama untuk memperlancar proses prduksi. Oleh karena itu, agar proses produksi dapat terus berlangsung secara berkesinambungan, maka harus didukung oleh sarana dan prasarana utilitas yang baik. Berdasarkan kebutuhannya, unit-unit utilitas pada pabrik metil tersier butil eter ini terdiri atas :

1. Unit Penyedia Air
2. Unit Penyedia Dowterm
3. Unit Penyedia Udara
4. Unit Penyedia Tenaga Listrik
5. Unit Penyedia Bahan Bakar
6. Pompa Utilitas

## IV. 1. Unit Penyedia Air

Dalam proses produksi air memegang peranan penting, baik untuk kebutuhan proses maupun kebutuhan domestik. Air diperoleh dari sungai Bontang yang membentang dari Kelurahan Bontang Kuala, Api-api, Kanaan, Gunug Elai, dan Gunung Elai, dan Gunung Telihan. Air sungai tersebut nantinya akan di proses menggunakan metode pengolahan air yang telah dirancang dengan tujuan untuk memenuhi kebutuhan air (air servis, air domestik, dan air proses).

### a. Kebutuhan air total ketika start-up

Tabel 4.1 Total kebutuhan air pabrik saat start-up

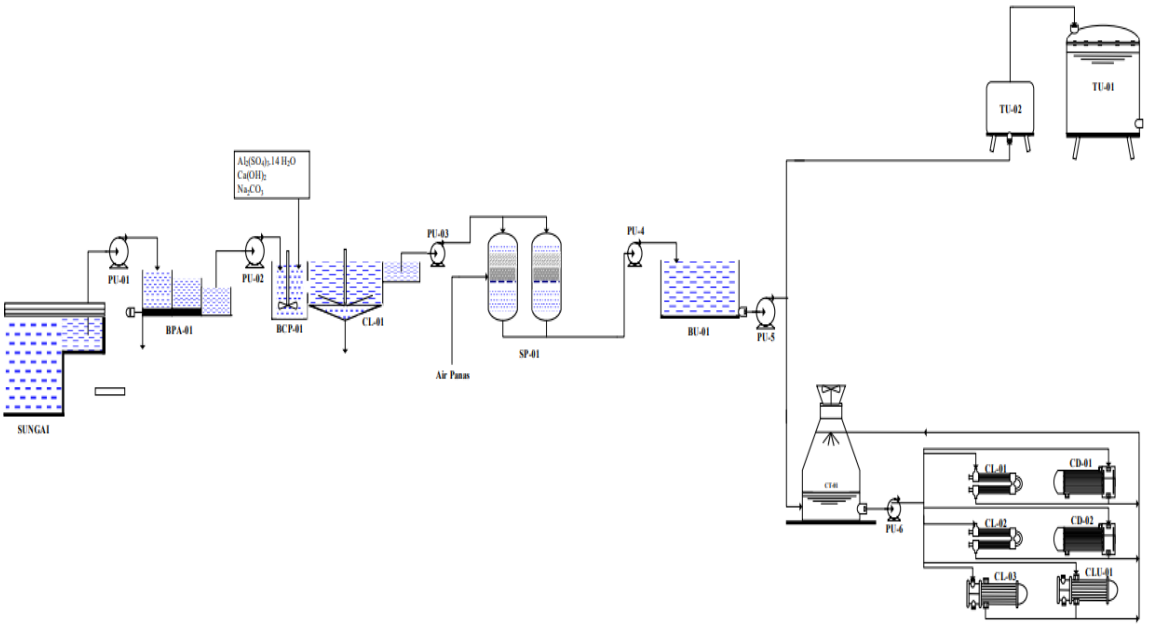
| Kebutuhan Air | Jumlah (kg/jam) |
|---|---|
| Air pendingin | 127.624,4810 |
| Air kantor | 297,9167 |
| Air laboratorium | 29,7916 |
| Air bengkel | 29,7916 |
| Air poliklinik | 50 |

| | |
|---|---|
| Air masjid | 47,6667 |
| Air kantin | 72 |
| Total | 128.151,6477 |

**c. Kebutuhan air make up ketika Kontinyu**

Tabel 4.2. Kebutuhan air pabrik kontinyu

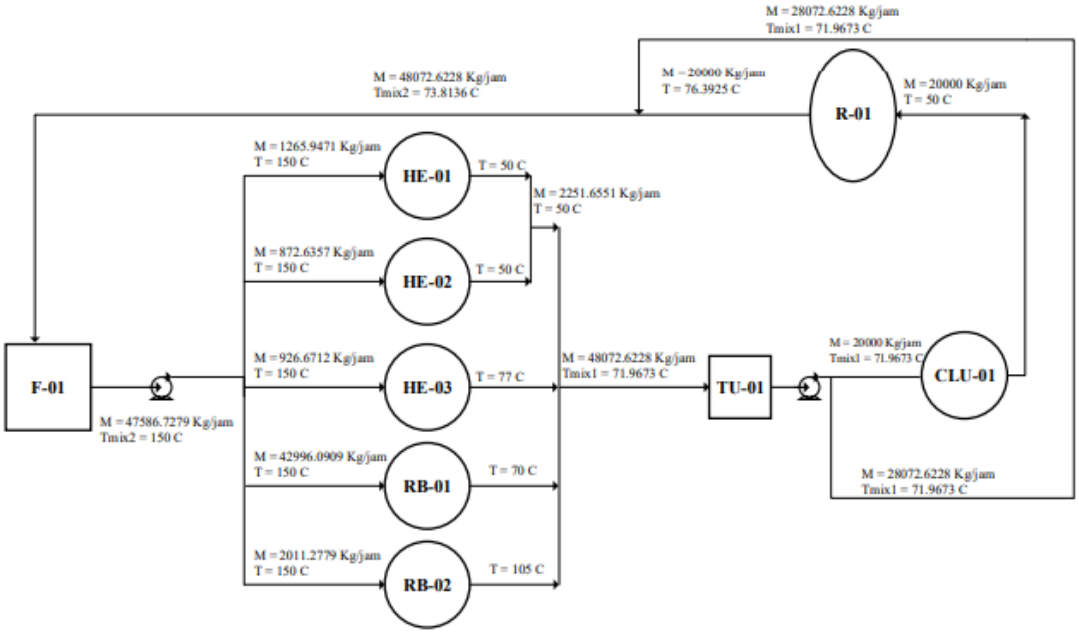
| Kebutuhan Air | Jumlah (kg/jam) |
|---|---|
| Air pendingin | 5.779,2782 |
| Air kantor | 297,91667 |
| Air pemadam kebakaran | 187,5 |
| Air laboratorium | 29,7916 |
| Air bengkel | 29,7916 |
| Air poliklinik | 50 |
| Air kantin | 72 |
| Air masjid | 47,6667 |
| Total | 6.493,9448 |




Gambar 4.1. Skema Kebutuhan Air

## IV. 2. Unit Penyedia Dowterm

Selain air yang digunakan untuk pendingin arus keluar reaktor, digunakan Dowterm A sebagai media pendingin di dalam reactor sebanyak 20.000 kg/jam, lalu panas reaktor ini dimanfaatkan untuk memanaskan alat alat penukar panas. Kebutuhan dowterm sebanyak 48.072,62 kg/jam sediakan oleh unit dowterm




Gambar 4.2. Skema Distribusi Dowterm

## IV. 3. Kebutuhan Udara

### a. Udara Instrument

Udara tekan digunakan untuk alat-alat instrument (alat control) di dalam pabrik sebanyak 60 $m^3$/jam dengan tekanan 4 bar. Dalam pabrik terdapat 20 alat kontrol.

## IV. 4. Kebutuhan Listrik

Listrik digunakan untuk menggerakkan alat alat proses seperti pompa, kompresor, blower, dan alat- alat lainnya.

Total kebutuhan listrik = 214,1184 kW

Effisiensi daya diperkirakan sebesar 80%, maka listrik yg disediakan sebesar 267,648 kW

= 570 kW

Kebutuhan tenaga listrik pada pabrik MTBE ini dapat diperoleh dari :

- Suplai dari pembangkit listrik negara (PLN)
- Pembangkit tenaga listrik sendiri (*generator set*) sebagai cadangan apabila terjadi pemadaman atau hal lain

### IV.5. Bahan Bakar

Kebutuhan bahan bakar *fuel oil* digunakan untuk keperluan bahan bakar *furnace* sebanyak 194.182,54 kg/bulan dan untuk menggerakkan generator sebagai pembangkit listrik sebanyak 778,36 kg/bulan. Kebutuhan bahan bakar total 194.960,91 kg/bulan diperoleh dari PT. Pertamina.

### IV.6. Spesifikasi Alat Utilitas

**1. *Cooling Tower* (CT-01)**

Fungsi : Mendinginkan air pendingin yang telah digunakan oleh peralatan proses dengan menggunakan media pendingin udara.
Tipe : *Inducted Draft Cooling Tower*
Sistem : Kontak langsung dengan udara di dalam *Cooling Tower* (fan)
Lebar : 5,4815 m
Tinggi Menara : 7,6 m
Power motor : 20 hp
Jumlah : 1
Harga : $ 95,064.32

**2. *Furnace* (F-01)**

Fungsi : Memanaskan Dowterm A dari 73,81$^{o}$C menjadi 150$^{o}$C sebanyak 48.072,6228 kg/jam
Jenis : *Fire Tube*
OD : 1,66 in = 0,0422 m
ID : 1,25 in = 0,03175 m
Jumlah tube : 82
Harga : $ 476,118.02

### 3. Tangki dan Bak

| Nama Alat | Fungsi | Jenis | Ukuran (m) | P (atm) | T | Bahan Konstruksi | Harga (USD) | Jumlah |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Bak Pengendap Awal (BPA-01) | Menyimpan air sebanyak 781.932,4 kg selama 1 hari | Tangki silinder vertikal | L = 35<br>P = 105 | 1 | 30 | *Bata ringan* | 2,235.27 | 3 |
| Bak Pencampur Cepat (BPC-01) | Menyimpan air sebanyak 643.147,80 kg selama 1 menit | Tangki silinder vertikal | D = 2,3 | 1 | 30 | *Stainless stell SA-167* | 0.425 | 1 |
| Klarifier (CL-01) | Menyimpan air sebanyak 643.147,4 kg selama 5 jam | Tangki silinder vertikal | L = 20,93 | 1 | 30 | *Stainless stell SA-167* | 50,000 | 1 |
| Saringan Pasir (SP-01) | Menyimpan air sebanyak 595.715,7 kg | Tangki silinder Horizontal | P = 9,76 | 1 | 30 | *Stainless stell SA-167* | 2,000 | 2 |
| Bak Air Utama (BU-01) | Menyimpan air sebanyak 595.715,6781 kg selama 3 hari | Tangki silinder vertikal | L = 26,4 | 1 | 30 | *Bata ringan* | 23.28 | 1 |
| T. Air *Service* (TU-01) | Menyimpan air untuk kebutuhan *service* sebanyak 1.429,3333 kg/jam selama 2 jam | Tangki silinder vertikal | D =1,2<br>H =1,8 | 1 | 30 | *Stainless stell SA-167* | 6,654.5 | 1 |
| Tangki chlorinasi (TU-02) | Mensterilkan air dari kuman yang terdapat didalam air *service* | Tangki silinder vertikal | D = 1,1<br>H = 1,1 | 1 | 30 | *Stainless stell SA-167* | 5,386.98 | 1 |

| | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | sebesar 714,6667 kg/jam selama 1 jam | | | | | | | |
| Tangki Dowterm (TU-03) | Menampung sementara dowterm yang akan di dinginkan dengan kapasitas 213.056,72 Kg/Jam | Tangki silinder vertikal | D = 25 ft<br>H = 42 ft | 1 | 101 | *Stainless stell SA-167* | 47,532.16 | 1 |
| Tangki Bahan Bakar (TB-01) | Menyimpan bahan bakar untuk furnace dan generator selama 1 bulan | Tangki Silinder Horizontal | D = 15 ft<br>H = 24 ft | 1 | 30 | *Stainless stell SA-167* | 63,376.21 | 1 |

**4. *Blower Furnace* (BF-01)**

Tugas : Mengalirkan udara ke dalam Furnace (F-01)

Jenis : *Single stage*, sentrifugal blower

Suhu masuk : 30$^{o}$C

Tekanan : 1 atm

Kebutuhan Udara: : 171.726,28 $\frac{kg\ udara}{jam}$

Daya Blower : 30 hp

Jumlah : 1

Harga : $ 7,650.97

**5. *Cooler* Utilitas (CLU-01)**

Fungsi : Mendingin Dowtherm A menggunakan pendingin Air dari suhu 71,98°C hingga 50 $^{o}$C

Tipe alat : *Shell & Tube Heat Exchanger*

Dimensi tube

*Tube Outside Diameter* (OD) = 1,25 in = 0,03175 m

*Birmingham wire gage* (BWG) = 18

*Wall thickness* = 0,049 in = 0,00124 m

*Inside Diameter* (ID) = 0,1,15 in = 0,0292 m

*Flow Area/tube* (a't) = 1,04 $in^2$ = 0,0264 $m^2$

*Surface per lin* (a"t) = 0,3721 $ft^2$/ft

L *tube* = 8 ft = 0,2032 m

Jumlah tube = 160

Dimensi Shell

*Pitch* = 1,5625 in *square pitch*

Jumlah lewatan tube = 2 lewatan

*Shell Inside Diameter* (IDs) = 27 in = 0,6858 m

Jenis Material : *Stainless Stell*

Harga : $ 24,813.97

**6. *Blower* (BL-01)**

Fungsi : Mengalirkan udara ke dalam *prilling tower* (PT-01)

Jenis : *Single stage, sentrifugal blower*

Suhu : 30 $^oC$

Tekanan : 1,02 atm

Daya : 20 hp

Harga : $ 7,650.97

**7. Kompresor (KU-01)**

Tugas : Menekan udara sebanyak 60 $m^3$/jam dari 1 atm hingga 4 atm

Jenis alat : Kompresor sentrifugal

Daya : 5 Hp

Harga : $ 7,444.19

**8. Tangki *Silika Gel* (TS-01)**

Fungsi : Menyerap uap air yang terbawa oleh udara tekan

Jenis : Tangki silinder vertikal yang terisi silika gel

Tinggi : 6,3291 m

Diameter : 6,3291 m

Bahan : Stainless steel

Harga : $ 31,688.11

**9. Tangki Udara Tekan (TUD-01)**

Tugas : Menampung udara tekan selama 2 jam

Jenis : Tangki silinder horizontal

D = 3,3121 m

L = 9,9363 m

Bahan : *Stainless steel*

Harga : $ 25,984.25

**10. Generator (G-01)**

Tugas : Membangkitkan listrik sebagai cadangan untuk keperluan proses, utilitas, dan umum

Jenis : Generator bahan bakar fuel oil

Daya : 267,6480 kW

Harga : $ 10,000

**11. Pompa Utilitas**

| Nama | Fungsi | Jenis | Q (gpm) | Head pompa (m) | Daya (hp) | Bahan | Harga (USD) | Jumlah |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Pompa Utilitas (PU-01) | Mengalirkan air dari sungai ke BPA | *Single State Pump* | 3.443,45 | 6,19 | 25 | *Stainless steel* | 12,675.24 | 2 |
| Pompa Utilitas (PU-02) | Mengalirkan air dari BPA ke BPC | *Single State Pump* | 2.832,27 | 4,72 | 20 | *Stainless steel* | 9,506.43 | 2 |
| Pompa Utilitas (PU-03) | Mengalirkan air dari Klarifier ke Saringan Pasir | *Single State Pump* | 2.690,66 | 4,92 | 20 | *Stainless steel* | 9,506.43 | 2 |
| Pompa Utilitas (PU-04) | Mengalirkan air dari Saringan Pasir ke Bak Penampung | *Single State Pump* | 2.623,4 | 4,86 | 15 | *Stainless steel* | 9,506.43 | 2 |
| Pompa Utilitas (PU-05) | Mengalirkan air dari Bak Penampung ke Air servis dan basin CT | *Single State Pump* | 592,95 | 9,42 | 7,5 | *Stainless steel* | 5,703.86 | 2 |

| | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Pompa Utilitas (PU-06) | Mengalirkan air dari CT ke CL dan CD proses | *Single State Pump* | 557,26 | 9,87 | 7,5 | *Stainless steel* | 5,703.86 | 2 |
| Pompa Utilitas (PU-07) | Mengalirkan air dari furnce ke HE dan RB proses | *Single State Pump* | 220,86 | 13,1 | 5 | *Stainless steel* | 5,386.98 | 2 |
| Pompa Utilitas (PU-08) | Mengalirkan air dari TU ke CLU | *Single State Pump* | 216,54 | 16,04 | 7,5 | *Stainless steel* | 5,386.98 | 2 |

# BAB V

# MANAJEMEN PERUSAHAAN

## V.1. Bentuk Usaha

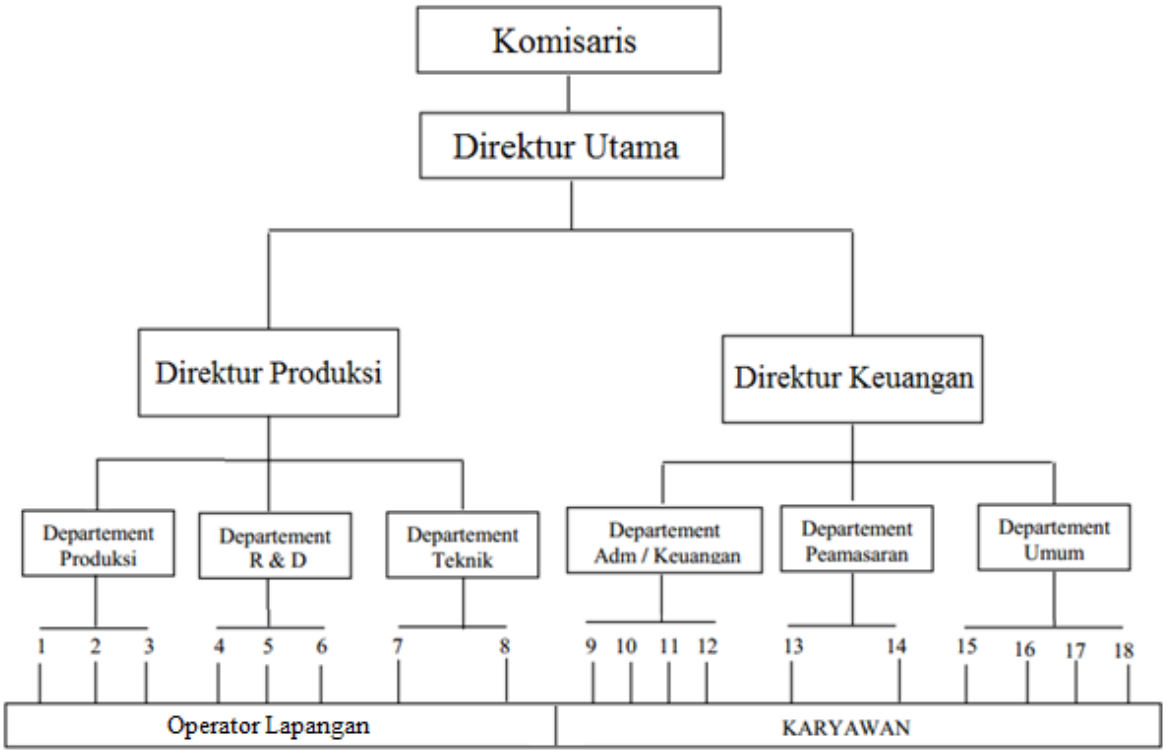
Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yang berbentuk badan hukum. Perseroan terbatas harus didirikan memakai akte autentik berdasarkan aturan Kementerian Perindustrian dan Kementerian Hukum dan HAM Republik Indonesia. Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh dewan direksi yang terdiri dari seorang direktur utama dibantu oleh direktur lainnya.

Pekerjaan direksi sehari-hari diawasi oleh rapat umum para pemilik saham (Komisaris). Direktur dipilih oleh secara aklamasi oleh dewan komisaris. Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu oleh akuntan dan auditor secara external bila dalam perusahaan terdapat sesuatu yang berjalan tidak sesuai keputusan. Komisaris dipilih kembali oleh rapat umum pemilik saham apabila mereka bersedia setelah masa jabatannya habis. Kekuasaan tertinggi dalam perseroan terbatas adalah rapat umum para pemilik saham (dewan komisaris) yang biasanya diadakan setahun sekali.

Modal perusahaan diperoleh dari penjualan saham-saham, dan bila perusahaan rugi maka pemilik saham hanya akan kehilangan modalnya saja dan tidak menyinggung harta kekayaan pribadi untuk melunasi hutang-hutangnya.

## V.2. Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan suatu perusahaan adalah organisasi yang digunakan, karena berhubungan dengan kelancaran komunikasi, yang pada akhirnya akan mempengaruhi kinerja perusahaan. Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu sistem garis dan staff. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi dan kemudian ke kepala bagian, diteruskan ke karyawan-karyawan dibawahnya dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberi saran kepada direktur. Berikut Merupakan struktur organisasi perusahaan :




Gambar 5.1. Struktur Organisasi Perusahaan

Keterangan :

- Departement Produksi
  1. Seksi Proses
  2. Seksi Utilitas
  3. Seksi Packing & Gudang
- Departement Penelitian dan Pengembangan ( R&D)
  4. Seksi Penelitian & Pengembangan
  5. Seksi Laboratorium
  6. Seksi Quality Control
- Departement Teknik
  7. Seksi Perawatan &Listrik
  8. Seksi Bengkel & Mesin
- Departement Administrasi / Keuangan

9. Seksi Administrasi
10. Seksi Keuangan
11. Seksi Hubungan masyarakat dan antar lembaga
12. Seksi Akuntan

- Departement Pemasaran

13. Seksi Pembelian &Pengadaan
14. Seksi Pemasaran

- Departement Umum

15. Seksi Kesehatan
16. Seksi HRD
17. Seksi Keamanan
18. Seksi Logistik

Masing- masing bagian mempunyai tugas dan wewenang yang berbeda-beda sesuai dengan bidangnya. Adapun tugas masing-masing menurut UU Ketenagakerjaan No. 40 Tahun 2017 adalah sebagai berikut :

1. Dewan Komisaris

   Dewan komsaris bertugas untuk melakukan pengawasan atas kebijakan perusahaan, jalannya perushaan pada umumnya serta memberikan nasihat kepada dewan direksi.

2. Direktur Utama

   Direktur Utama bertugas memimpin dan mengorganisir jalannya perusahaan secara keseluruhan dan berkewajiban penuh atas pengurusan perseroan sesuai dengan kepentingan perseroan dan bertanggung jawab kepada dewan komisaris perusahaan.

3. Direktur Produksi

   Merupakan perpanjangan tangan dari direktur utama yang menaungi departemen yang bersifat teknis dalam perusahaan.

4. Direktur Keuangan

   Merupakan perpanjangan tangan dari direktur utama yang menaungi departemen yang bersifat non-teknis dalam perusahaan.

5. Departemen Produksi

   Departemen produksi dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi *supervisior* seksi proses, utilitas, *packing* dan gudang serta bertanggung jawab secara langsung kepada direktur produksi. Tugas manager adalah memastikan departemen produksi berjalan sesuai desain, aman dan menghasilkan produk yang optimal.

6. Departemen Penelitian dan Pengembangan

   Departemen penelitian dan pengembangan dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi *supervisior* seksi pengembangan, laboratorium dan *Qualiy Control* serta bertanggung jawab secara langsung kepada direktur produksi. Tugas manager melakukan pengambilan sample pada alat tertentu untuk mengetahui massa, suhu dan tekanan, menjamin kualitas produk akhir, melakukan uji coba produk untuk diterapkan.

7. Departemen Pemeliharaan

   Departemen produksi dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi *supervisior* seksi perawatan, listrik dan bengkel serta bertanggung jawab secara langsung kepada direktur produksi. Tugas manager adalah menjamin ketersediaanlistrik pabrik saat beroperasi dan darurat, melakukan perawatan seluruh alat pabrik, inspeksi berkala, serta perbaikan alat dan ketersediaan suku cadang alat.

8. Departemen Administrasi dan Keuangan

   Departemen administrasi dan keuangan dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi *supervisior* seksi tata usaha perushaan, keuangan perusahaan, hubungan perusahaan, dan akuntan perusahaan serta bertanggung jawab secara langsung kepada direktur keuangan. Tugas manager adalah mengurus administrasi resmi perushaan, mengatur *cash flow* perusahaan, serta melakukan audit terhadap aset produk dan perusahaan.

9. Departemen Pemasaran

   Departemen administrasi dan keuangan dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi *supervisior* seksi pembelian dan pemasaran perusahaan serta bertanggung jawab secara langsung kepada direktur keuangan. Tugas manager adalah mengurus pembelian dan penjualan seluruh barang atas nama perusahaan dan bertanggung jawab atas distribusi produk.

10. Departemen Umum

    Departemen administrasi dan keuangan dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi *supervisior* seksi kesehatan, SDM, logistik dan keamanan perusahaan serta bertanggung jawab secara langsung kepada direktur keuangan. Tugas manager adalah kesehatan seluruh karyawan, peningkatan SDA, logistik perusahaan serta keamanan.

11. Operator Lapangan

    Operator lapangan bertugas untuk memantau alat baik secara langsung atau melalui *control room.* Bertujuan memastikan kondisi operasi di setiap alat di lapangan.

## V.3. Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Diambil dari Tabel. 21 Peter, M.S., K.D., Timmerhaus, and R.E. West., "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", Ed. 4th, 2003. Jumlah tenaga kerja yang direncanakan untuk pabrik MTBE adalah 143 orang. Berikut Perincian jumlah karyawan

a. Karyawan Shift

Tabel 5.1. Tenaga Kerja di Bagian Produksi

| No | Alat | Jumlah Alat | Koefisien | Jumlah Tenaga Kerja |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Tangki Penyimpan | 4 | 0.25 | 1 |
| 2 | Expansion Valve | 1 | 0.1 | 0.1 |
| 3 | Reaktor | 1 | 1 | 1 |
| 4 | Flashdrum | 1 | 0.5 | 0.5 |
| 5 | Menara Distilasi | 1 | 0.5 | 0.5 |
| 6 | Menara Stripper | 1 | 0.5 | 0.5 |
| 7 | Heater | 3 | 0.25 | 0.75 |
| 8 | Cooler | 3 | 0.25 | 0.75 |
| 9 | Pompa | 5 | 0.25 | 1.25 |
| 10 | Condensor | 3 | 0.25 | 0.75 |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| 11 | Reboiler | 2 | 0.25 | 0.5 |
| 12 | Accumulator | 1 | 0.1 | 0.1 |
| Jumlah | | | | 7.7 |
| Jumlah Tenaga Kerja Bagian Produksi | | | | 30.8 |

Tabel 5.2. Tenaga Kerja di Bagian Utilitas

| No | Alat | Jumlah Alat | Koefisien | Jumlah Tenaga Kerja |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Bak Pengendap Awal | 1 | 0.2 | 0.2 |
| 2 | Bak Pengendap Cepat | 1 | 0.2 | 0.2 |
| 3 | Klarifier | 1 | 0.2 | 0.2 |
| 4 | Saringan Pasir | 1 | 0.5 | 0.5 |
| 5 | Bak air bersih | 1 | 0.2 | 0.2 |
| 6 | Tangki klorinasi | 1 | 0.2 | 0.2 |
| 7 | Tangki air service | 1 | 0.2 | 0.2 |
| 8 | Cooling Tower | 1 | 0.5 | 0.5 |
| 9 | Tangki Dowterm | 1 | 0.25 | 0.25 |
| 10 | Furnace | 1 | 0.5 | 0.5 |
| 11 | Blower Furnace | 1 | 0.1 | 0.1 |
| 12 | Cooler utilitas | 1 | 0.25 | 0.25 |
| 13 | Blower-01 | 1 | 0.1 | 0.1 |
| 14 | Tangki silica | 6 | 0.25 | 1.5 |
| 15 | Kompressor | 1 | 0.25 | 0.25 |
| 16 | Tangki Udara tekan | 1 | 0.25 | 0.25 |
| 17 | Generator | 1 | 0.5 | 0.5 |
| 18 | Tangki bahan bakar | 1 | 0.2 | 0.2 |
| 19 | Pompa Utilitas | 8 | 0.25 | 1 |
| Jumlah | | | | 7,8 |
| Jumlah Tenaga Kerja Bagian Produksi | | | | 31 |

Tabel 5.3. Tenaga Kerja di Bagian RnD

| No | Bagian | Jumlah | Jumlah Regu | Total |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Quality Control | 2 | 4 | 8 |
| 2 | Laboratorium | 2 | 3 | 6 |
| Jumlah | | | | 14 |

Tabel 5.4. Tenaga Kerja Keamanan

| No | Bagian | Jumlah | Jumlah Regu | Total |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Satpam | 4 | 3 | 12 |
| Jumlah | | | | 12 |

Total Karyawan shift = 88

b. Karyawan Non Shift

Tabel 5.5. Jumlah Tenaga Kerja Non-shift

| No | Jabatan | Jumlah Orang |
|---|---|---|
| 1 | Komisaris | 1 |
| A | Direktur | |
| 1 | Direktur Utama | 1 |
| 2 | Direktur Ptoduksi | 1 |
| 3 | Direktur Keuangan | 1 |
| B | Kepala Departemen | |
| 1 | Manager Produksi | 1 |
| 2 | Manager RnD | 1 |
| 3 | Manager Teknik | 1 |
| 4 | Manager Administrasi | 1 |
| 5 | Manager Pemasaran | 1 |
| 6 | Manager Umum | 1 |
| C | Kepala Seksi | |
| 1 | Kasi Proses | 1 |
| 2 | Kasi Utilitas | 1 |
| 3 | Kasi Packaging &Gudang | 1 |
| 4 | Kasi Penelitian & Pengembangan | 1 |
| 5 | Kasi Laboratorium | 1 |

| | | |
|---|---|---|
| 6 | Kasi Quality Control | 1 |
| 7 | Kasi Perawatan & Listrik | 1 |
| 8 | Kasi Bengkel & Mesin | 1 |
| 9 | Kasi Administrasi | 1 |
| 10 | Kasi Keuangan | 1 |
| 11 | Kasi Humas | 1 |
| 12 | Kasi Akuntan | 1 |
| 13 | Kasi Pembelian &Pengadaan | 1 |
| 14 | Kasi Pemasaran | 1 |
| 15 | Kasi Kesehatan | 1 |
| 16 | Kasi HRD | 1 |
| 17 | Kasi Keamanan | 1 |
| 18 | Kasi Logistik | 1 |
| D | Staff | |
| 1 | Staff Packing & Gudang | 2 |
| 2 | Staff Penelitian & Pengembangan | 2 |
| 3 | Staff Perawatan & Listrik | 2 |
| 4 | Staff Bengkel & Mesin | 2 |
| 5 | Staff Administrasi | 2 |
| 6 | Staff Keuangan | 2 |
| 7 | Staff Humas | 1 |
| 8 | Staff Akuntan | 1 |
| 9 | Staff Pembelian & Pengadaan | 1 |
| 10 | Staff Pemasaran | 1 |
| 11 | Staff HRD | 1 |
| 12 | Staff Keamanan | 1 |
| 13 | Staff Logistik | 1 |
| E | Kesehatan | |
| 1 | Dokter | 2 |
| 2 | Perawat | 3 |
| F | Driver | 4 |
| Jumlah Karyawan Non-Shift | | 55 |

Total Karyawan = Karyawan Shift + Karyawan non Shift

= 88+ 55 = 143

## V.4. Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik Metil Tersier Butil Eter direncanakan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja selama setahun 330 hari. Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu karyawan shift dan non shift.

I. Karyawan non-*Shift*

Karyawan non shift berlaku 5 hari kerja dalam seminggu dan libur pada hari sabtu minggu dan hari-hari libur nasional. Jam kerja karyawan non shift adalah sebagai berikut :

Senin – Kamis : Pukul 07.30 – 16.30 WIB
Istirahat : Pukul 12.00 – 13.00 WIB
Jumat : Pukul 07.30 – 17.00 WIB
Istirahat : Pukul 11.30 – 13.00 WIB
Sabtu – Minggu : Libur

II. Karyawan *Shift*

Karyawan Shift dikelompokkan menjadi 4 kelompok yaitu: A, B, C, dan D, yang bekerja secara bergiliran. Masing-masing kelompok bekerja selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian shift setiap 5 hari kerja sekali dengan pengaturan tugas shift diatur sebagai berikut :

*Shift* I : Pukul 07.00 – 15.00 WIB
*Shift* II : Pukul 15.00 – 23.00 WIB
*Shift* III : Pukul 23.00 – 07.00 WIB

Pengaturan tugas shift :

a. Grup A: enam hari kerja dan satu hari libur
b. Grup B: enam hari kerja dan satu hari libur
c. Grup C: enam hari kerja dan satu hari libur
d. Grup D: enam hari kerja dan satu hari libur

Selama 1 hari kerja hanya 3 *shift* yang masuk, sedangkan *shift* yang keempat libur.

Tabel 5.6. Pembagian Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

| Grup | Hari | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | Senin | Selasa | Rabu | Kamis | Jumat | Sabtu | Minggu |
| A | Pagi | Pagi | Sore | Sore | Malam | Malam | Libur |
| B | Sore | Sore | Malam | Malam | Libur | Pagi | Pagi |
| C | Malam | Malam | Libur | Pagi | Pagi | Sore | Sore |
| D | Libur | Pagi | Pagi | Sore | Sore | Malam | Malam |

## V.5. Jenjang Pendidikan

Jenjang pendidikan yang akan dibutuhkan untuk menjalankan keperluan pabrik. Oleh karena itu, perusahaan membuka kriteria bagi putra-putri terbaik se-Indonesia sesuai ketentuan dibawah ini.

Tabel 5.7. Jenjang pendidikan yang diperlukan di setiap jabatan

| No | Jabatan | Jenjang Pendidikan |
|---|---|---|
| 1 | Komisaris | S2-S3 |
| 2 | Direktur | S2-S4 |
| 3 | Kepala Departemen | S1 |
| 4 | Kepala Seksi | S1 |
| 5 | Laboran | S1 |
| 6 | Operator | D3-S1 |
| 7 | Staff | SMK-D3 |
| 8 | Dokter | S1 |
| 9 | Perawat | D3-S1 |
| 10 | Driver | SMA |
| 11 | satpam | SMA |

## V.6. Sistem Gaji Karyawan

A. Gaji Pokok

Perusahaan menetapkan gaji pokok karyawan berdasarkan jabatan masing-masing karyawan mengacu pada UU No. 90 Tahun 2003 tentang Ketenagakerjaan dan upah minimum regional daerah berdasarkan SK Gubernur Kaltim No. 561/K.583/2019. Gaji pokok karyawan secara rinci disajikan pada tabel dibawah ini:

Tabel 5.8 Gaji Pokok Karyawan

| No | Jabatan | Jumlah | Gaji per bulan (rupiah) | Jumlah |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Direktur Utama | 1 | Rp 50.000.000 | Rp 50.000.000 |
| 2 | Direktur | 2 | Rp 38.000.000 | Rp 76.000.000 |
| 3 | Kepala Departemen | 6 | Rp 20.000.000 | Rp 120.000.000 |
| 4 | Kepala Seksi | 18 | Rp 15.000.000 | Rp 270.000.000 |
| 5 | Laboran | 6 | Rp 10.000.000 | Rp 60.000.000 |
| 6 | Quality Control | 8 | Rp 12.000.000 | Rp 96.000.000 |
| 7 | Operator | 62 | Rp 8.000.000 | Rp 496.000.000 |
| 8 | Staff | 19 | Rp 7.000.000 | Rp 133.000.000 |
| 9 | Dokter | 2 | Rp 10.000.000 | Rp 20.000.000 |
| 10 | Perawat | 3 | Rp 6.500.000 | Rp 19.500.000 |
| 11 | Driver | 4 | Rp 4.000.000 | Rp 16.000.000 |
| 12 | Satpam | 12 | Rp 4.000.000 | Rp 48.000.000 |
| Total | | | | Rp 1.404.500.000 |

B. Jaminan Sosial

Jaminan sosial adalah jaminan yang diberikan oleh perusahaan kepada seluruh karyawan aktif. Jaminan saat kerja meliputi tunjangan kesehatan, tunjangan hari raya dan tunjangan kematian akibat kecelakaan dan atau sakit saat masih menjadi karyawan aktif. Jaminan pensiun ditentukan oleh kebijakan dewan direksi. Berikut ini merupakan daftar tabel jaminan sosial.

Tabel 5.9 Tunjangan Hari Raya Karyawan ( 1 kali gaji pokok)

| No | Jabatan | Jumlah | Gaji per bulan (rupiah) | Jumlah |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Direktur Utama | 1 | Rp 50.000.000 | Rp 50.000.000 |
| 2 | Direktur | 2 | Rp 38.000.000 | Rp 76.000.000 |
| 3 | Kepala Departemen | 6 | Rp 20.000.000 | Rp 120.000.000 |
| 4 | Kepala Seksi | 18 | Rp 15.000.000 | Rp 270.000.000 |
| 5 | Laboran | 6 | Rp 10.000.000 | Rp 60.000.000 |
| 6 | Quality Control | 8 | Rp 12.000.000 | Rp 96.000.000 |
| 7 | Operator | 62 | Rp 8.000.000 | Rp 496.000.000 |
| 8 | Staff | 19 | Rp 7.000.000 | Rp 133.000.000 |
| 9 | Dokter | 2 | Rp 10.000.000 | Rp 20.000.000 |
| 10 | Perawat | 3 | Rp 6.500.000 | Rp 19.500.000 |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| 11 | Driver | 4 | Rp 4.000.000 | Rp 16.000.000 |
| 12 | Satpam | 12 | Rp 4.000.000 | Rp 48.000.000 |
| Total | | | | Rp 1.404.500.000 |

Tabel 5.10. Tunjangan Kematian (3 kali gaji pokok)

| No | Jabatan | Jumlah | Gaji per bulan (rupiah) | Jumlah |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Direktur Utama | 1 | Rp 150.000.000 | Rp 150.000.000 |
| 2 | Direktur | 2 | Rp 114.000.000 | Rp 228.000.000 |
| 3 | Kepala Departemen | 6 | Rp 60.000.000 | Rp 360.000.000 |
| 4 | Kepala Seksi | 18 | Rp 45.000.000 | Rp 810.000.000 |
| 5 | Laboran | 6 | Rp 30.000.000 | Rp 180.000.000 |
| 6 | Quality Control | 8 | Rp 36.000.000 | Rp 240.000.000 |
| 7 | Operator | 52 | Rp 24.000.000 | Rp 1.488.000.000 |
| 8 | Staff | 19 | Rp 21.000.000 | Rp 399.000.000 |
| 9 | Dokter | 2 | Rp 30.000.000 | Rp 60.000.000 |
| 10 | Perawat | 3 | Rp 19.500.000 | Rp 58.500.000 |
| 11 | Driver | 4 | Rp 12.000.000 | Rp 48.000.000 |
| 12 | Satpam | 12 | Rp 12.000.000 | Rp 144.000.000 |
| Total | | | | Rp 4.213.500.000 |

## V.7. Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi pabrik untuk mengevaluasi kelayakan dari suatu pabrik dan tingkat pendapatannya, Suatu rancangan pabrik dianggap layak untuk didirikan jika dapat beroperasi dalam kondisi yang memberikan keuntungan. Berbagai parameter ekonomi dapat digunakan sebagai pedoman untuk menentukan layak tidaknya suatu pabrik untuk didirikan dan besarnya tingkat pendapatan yang diterima dari segi ekonomi. Selain dari itu untuk mengetahui apakah modal yang ditanamkan dapat kembali pada jangka waktu tertentu atau tidak. Dengan demikian dapat diketahui apakah pabrik ini menarik atau tidak bagi investor. Parameter-parameter ekonomi tersebut antara lain sebagai berikut:

A. Investasi pabrik

Modal investasi adalah jumlah biaya keseluruhan yang harus dikeluarkan agar suatu pabrik berdiri dan dapat beroperasi. Sejumlah modal dipelukan untuk membeli dan

memasang mesin dan peralatan, lahan, serta sistem perpipaan dan instrumen kontrol. Selain itu, perlu disediakan uang untuk pembayaran biaya yang terlibat dalam operasi pabrik (Peters dan Timmerhaus, 1991).

Secara garis besar modal investasi terbagi dua, yaitu:

1. *Fixed Capital Investment* (FCI)

   adalah biaya yang harus dikeluarkan untuk pembelian dan pemasangan seluruh proses dan alat penunjang lainnya. Dari hasil perhitungan diperoleh modal investasi tetap (FCI) sebesar Rp 383.762.253.530 dan $ 25,975,532.

2. *Working Capital Investment* (WCI)

   adalah biaya yang harus dikeluarkan setelah pabrik berdiri. Biaya ini dimaksudkan untuk pembiayaan pabrik pada awal operasi yang meliputi biaya permulaan, atau modal kerja. Dari hasil perhitungan diperoleh modal investasi kerja sebesar Rp 561.493.896.011 dan $ 38,055,543.

B. Biaya Operasi

Biaya produksi adalah biaya yang harus dikeluarkan untuk mengoperasikan pabrik sehingga menghasilkan produk. Biaya ini terdiri dari :

1. *Total Manufacturing Cost*

   yaitu biaya yang berhubungan dengan biaya produksi langsung. Dari hasil perhitungan di Lampiran diperoleh Total *Manufacturing Cost* sebesar Rp 1.060.863.679.900,-

2. *Total General Expense*

   yaitu biaya yang dikeluarkan untuk keperluan umum yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi seperti biaya administrasi, distribusi dan pemasaran, serta penelitian dan pengembangan (*Reseach And Development*). Dari hasil perhitungan pada lampiran diperoleh Total *General Expense* sebesar Rp Rp 209.938.401.341,-

C. Analisis keuntungan (Laba)

Laba bersih dapat diperoleh dari selisih antara total penjualan terhadap total biaya produksi dan pajak. Laba yang diperoleh sebelum dikurangi pajak penghasilan disebut laba kotor. Jika nilai selisih tersebut positif, maka nilai tersebut sebagai keuntungan

pabrik. Namun jika nilai yang diperoleh negatif maka itu merupakan nilai kerugian bagi pabrik. Besarnya laba bersih yang dicapaiakan menjadi ukuran sukses suatu pabrik. Dari hasil perhitungan diperoleh hasil penjualan sebesar Rp 1.461.422.393.428,97. Sehingga menghasilkan laba sebelum pajak atau laba kotor Rp 190.620.312.186,39 dan laba setelah pajak atau laba bersih sebesar Rp 142.965.234.139,79.

D. Analisa kelayakan Ekonomi

1. *Return of Investment (ROI)*

   *Return of investment* adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan kecepatan pengembalian modal yang diinvestasikan

   ROI sebelum pajak: 50 %

   ROI sesudah pajak: 37%

2. *Pay Out Time (POT)*

   *Pay Out Time* adalah waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal yang telah digunakan oleh suatu pabrik. Waktu pengembalian modal ini diperoleh dari perbandingan antara modal investasi total terhadap jumlah laba dan depresiasi. Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh *Pay Out Time* (POT) diperoleh

   POT sebelum pajak: 1,70 tahun

   POT sesudah pajak: 2,10 tahun

3. *Break Even Point (BEP)*

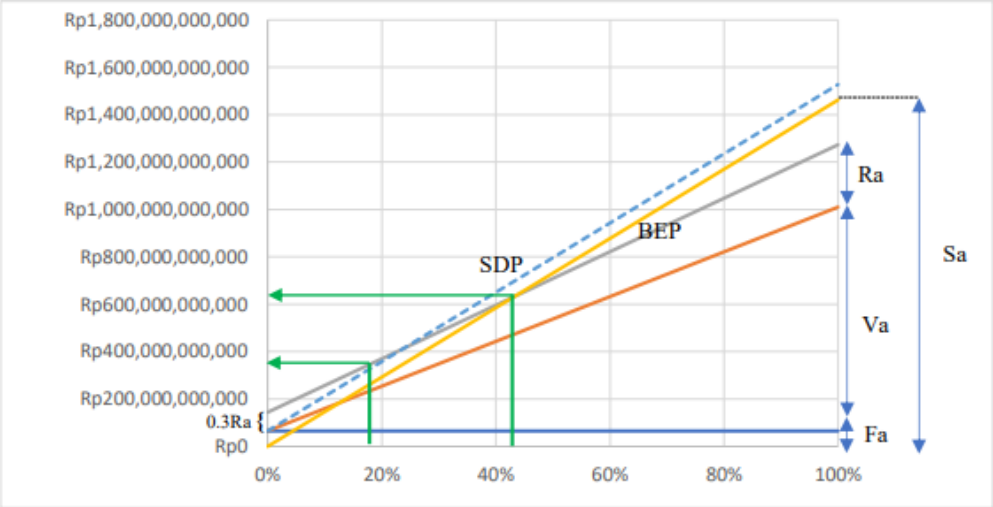
   *Break Even Point* adalah kondisi di mana perusahaan hanya mampu menjual (%) kapasitas produk yang dimaksud dan hasil penjualannya hanya mampu untuk membayar biaya pengeluaran total sehingga pabrik dikatakan tidak untung maupun tidak rugi. BEP diperoleh pada 43,00 % kapasitas produksi.

4. *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 tutup. SDP terjadi pada 16,71 % kapasitas produksi.

5. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

   *Discounted Cash Flow Rate* merupakan sistem perhitungan tingkat suku bunga usaha dari penerimaan berupa cash flow yang dihitung secara periodik per 1 tahun dengan sistem bunga berganda selama masa servis (8 tahun umur pabrik) secara future to present dari modal yang ditanamkan. Dari hasil analisis, DCFR yang diperoleh sebesar 31,11 %.




Gambar 4.2. Grafik BEP dan SDP Pabrik Metil Tersier Butil Eter

# BAB VI

# KESIMPULAN

1. Dengan meninjau segi teknik, prarancangan pabrik kimia Metil Tersier Butil Eter (MTBE) dari isobutena dan metanol meliputi pengadaan alat-alat produksi, penerapan teknologi, bahan baku, proses produksi, lokasi, dan hasil produksi. Maka pabrik MTBE dengan kapasitas 100.000 ton/tahun di Kawasan Industri Bontang layak untuk dipertimbangkan lebih lanjut.

2. Berdasarkan tinjauan ekonomi, pabrik ini membutuhkan *Fixed Capital Investment* (FCI) sebesar Rp 383.762.523.530. *Working Capital Investment* (WCI) sebesar Rp 561.493.896.011. Analisis pabrik Metil Tersier Butil Eter ini menunjukkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 50,00 % dan ROI setelah pajak sebesar 37,00 %. Nilai POT sebelum pajak adalah 1,70 tahun dan POT sesudah pajak adalah 2,10 tahun. Nilai *Break Even Point* (BEP) sebesar 43,00 %; Shut Down Point (SDP) sebesar 16,71 % dan *Discounted Cash Flow* (DCF) sebesar 31,11 %. Berdasarkan data analisis ekonomi tersebut maka pabrik Metil Tersier Butil Eter layak untuk dikaji lebih lanjut.

3. Berdasarkan pertimbangan teknik dan ekonomi, pabrik Metil Tersier Butil Eter (MTBE) dapat dipertimbangkan lebih lanjut.

## DAFTAR PUSTAKA

Al – Jarallah, A. M., Mohammed A. B. Siddiqui., and A. K. K. Lee, 1998, "*Kinetics of Methyl Tertiary Butyl Ether Synthesis Catalyzed by Ion Exchange Resin".* Departemen of Chemical Engineering and Research Institute, King Fahd University of Petroleum & Minerals, Dhahran. Arab Saudi

Aries, R.S and Newton, RD., 1955 "*Chemical Engineering Cost Estimation*", Mc Graw – Hill Book Company, New York.

Badan Pusat Statistik Indonesia Republik Indonesia, 2018, " Data Impor Metil Tersier Butil Eter ", Indonesia.

Brown, G.G., 1978, "*Unit Operation*", 3rd edition, Mc Graw – Hill Book Company, Tokyo.

Brownell, L. E andYoung, E.H.,1959, "*Proscess Equipment Vessel Design*", 1st edition , John Wiley and Sons, New Delhi, India.

Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1993, "Chemical Engineering" 2 nd ed, vol.6, Pergamon Press, Japan.

Kern, D.Q., 1950, "*Process Heat Transfer*" 24 th ed., Mc Grow - Hill International Editions, Singapore.

Kirk, R.E. and Othmer, V.F.,1978, "*Encyclopedia of Chemical Technology*", vol.8, John Willey and Sons, New York.

Kister, Henry Z. "*Distilation Operations".* C.F. Braun., Inc. New York.

Ludwig, Ernest E. 2001. Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 3, 3rd edition. London: Gulf Professional Publishing.

Mc Ketta, J.J., & W. Cunningham,1984, "*Encyclopedia of Chemical Processing and Design*", Vol. 21, Marcell Dekker, New York.

Parra, D., Tejero, J., Cunill, F., Ibbora, M., and Izquierdo, J.F., 1994, "*Kinetic Study of MTBE Liquid – Phase Synthesis Using C4 Olefinic Cut".* Chemical Engineering Science, Vol. 49, No 24 A, pp 4563 – 4578.

Perry, R.H., and Green, D.W., 1984, "*Perry's Chemical Engineers Handbook*", 6 th ed., Mc Graw-Hill Book Co.,International Student Edition, Singapore.

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1991, "*Plant Design and Economics forChemical Engineers*", 4 th ed, Mc Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo.

Rase, F. H., 1997, "*Chemical Reactor Design for Process Plant vol .2*", John Wiley & Sons, New York.

Smith, J. M., and van Ness, H.C., 2001, "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*", 6th ed., Mc Graw – Hill Book Co., Inc., New York.

Sularso, and Haruo Tahara, 2000, Pompa & Kompresor, Pemilihan Pemakaian dan Pemeliharaan. Jakarta: PT Pradnya Paramita.

Treyball,R.E., 1981,"Mass Transfer Operation", 3 th ed,Mc Graw Hill International Book Company, Tokyo.

Towler, Gavin., and Ray Sinnot, 2008, *Chemical Enginnering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design.* Elsevier Inc, London.

Wallas, Stanley M. 1990. *"Chemical Process Equipment – Selection and Design.* Butterworth – Heinemaan, Newton.

World Bank, 2020, " *Indonesia Data Overview Import of Explotion material for miningIndustry "* .https://www.worldbank.org/en/country/indonesia/overview

Yaws, C. L., 1999, " *Thermodinamic and Physical Properties Data*", McGraw Hill Co., Singapore.

https://www.alibaba.com .Diakses pada 13 Oktober 2020 Pukul 10.15 WIB.

https://matche.com .Diakses pada 15 Oktober 2020 Pukul 13.35 WIB.

https://www.jualbataringanmurah.com/harga-bata-ringan-bontang, Diakses pada 25 Oktober 2020 Pukul 10.30 WIB.

# ALAT BESAR

## REAKTOR
## (R-01)

**Tugas** : Mereaksikan Isobutena (i-$C_4H_8$) dan Metanol ($CH_3OH$) menjadi Metil Tersier Butil Eter ($(CH_3)_3COCH_3$).

**Jenis** : Reaktor *Fixed Bed Multitube*

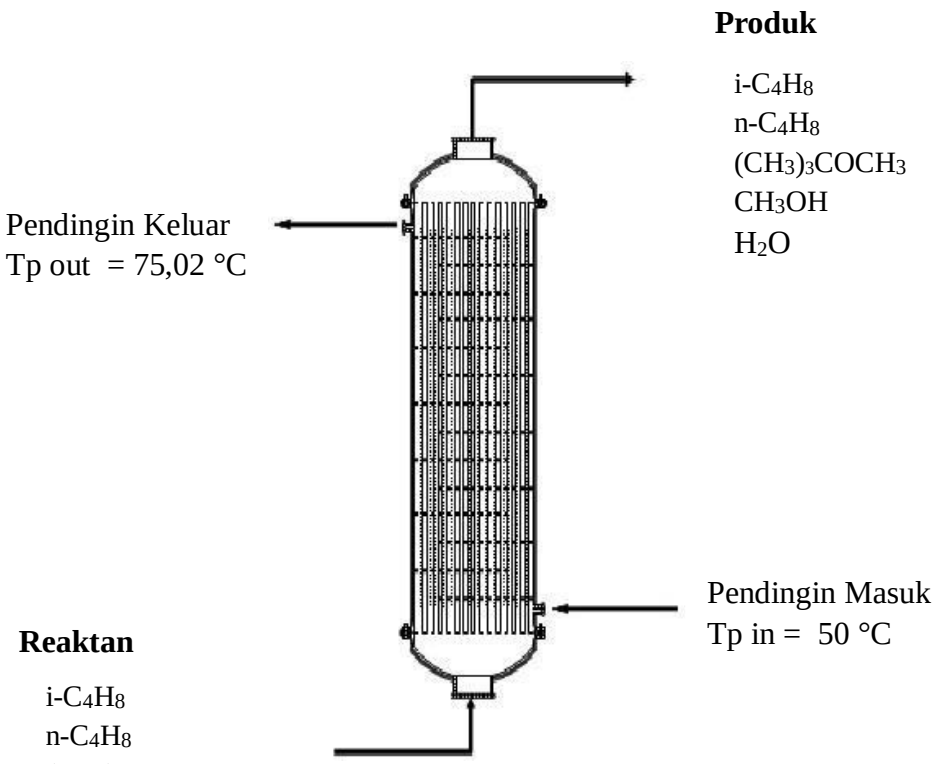
**Kondisi operasi** : Suhu (T) = 70 - 100 $^oC$

Tekanan (P) = 15 atm

**Fase** : Cair

**Pendingin** : Dowtherm A

**Katalisator** : *Amberlyst-15*



Reaksi :

$$i\text{-}C_4H_{8\,(l)} + CH_3OH_{\,(l)} \xrightarrow{X} (CH_3)_3COCH_{3\,(l)}$$

Komposisi Umpan Masuk Reaktor

| **Komponen** | | **BM** | **Masuk Reaktor** | |
|---|---|---|---|---|
| **Senyawa** | **Simbol** | **(Kg/Kmol)** | **Kg/Jam** | **Kmol/Jam** |
| i-Butene | A | 56 | 8.733,58 | 155,96 |
| n-Butene | n-$C_4H_8$ | 56 | 87,34 | 1,56 |
| MTBE | C | 88 | - | - |
| Metanol | B | 32 | 4.990,62 | 155,96 |
| Air | D | 18 | 4,21 | 0,23 |

Tabel Stoikiometri

| **Komponen** | **Masuk Reaktor** | **Terbentuk** | **Keluar Reaktor** |
|---|---|---|---|
| A | FA0 | -FA0,$X_A$ | FA=FA0 (1-$X_A$) |
| n-$C_4H_8$ | Fn-$C_4H_8$0 | -- | Fn-$C_4H_8$ = Fn-$C_4H_8$0 |
| C | FC0 | + FA0,$X_A$ | FC = FC0 + FA0, $X_A$ |
| B | FB0 = FA0 | - FA0,$X_A$ | FB=FA0 (1- $X_A$) |
| D | FD0 | -- | FD=FD0 |
| Total | FT0 | -FA0,$X_A$ | FT=FT0 - FA0,$X_A$ |

Perbandingan mol B (Metanol) terhadap A (Isobutena) pada umpan reaktor (Al-Jarallah etc, 1988) adalah 1.

**LANGKAH PENYUSUNAN REAKTOR**

1. Perhitungan neraca panas overall
2. Menentukan jumlah pipa dalam reaktor sebagai data pendukung
3. Penyusunan model matematis
4. Penyelesaian persamaan matematis
5. Perhitungan pelengkap

## 1. PENYUSUNAN NERACA PANAS OVERALL

Panas Masuk - Panas Keluar + Panas Reaksi + Panas Pendingin = 0

$$\sum ni \int_{298,15}^{343,15} Cp\ dT \mid_{in} - \sum ni \int_{298,15}^{349,29} Cp\ dT \mid_{out} + \Delta H_R + Q_{cooler} = 0$$

Diketahui koefesien Cp rata-rata untuk masing masing komponen adalah sebagai berikut dengan satuan kJ/kmol-K

Kapasitas panas fase cair :

$Cp = A + BT + CT^2 + DT^3$

Dimana :

Cp : Kapasitas Panas (J/mol K)

A,B,C,D, E : Konstanta

T : Suhu Operasi (K)

| Komponen | Cpcair | | | |
|---|---|---|---|---|
| | A | B | C | D |
| i-Butene | 57,611 | 5,6251E-01 | -2,2985E-03 | 4,1773E-06 |
| n-Butene | 74,597 | 3,3434E-01 | -1,3914E-03 | 3,0241E-06 |
| MTBE | 63,744 | 7,6602E-01 | -2,6132E-03 | 3,9171E-06 |
| Metanol | 40,152 | 3,1046E-01 | -1,0291E-03 | 1,4598E-06 |
| Air | 92,053 | -0,03995 | -2,11E-04 | 5,35E-07 |

(Yaws, 1999)

$T_{in}$ = 70 °C = 343,15 K

$T_{out}$ = 76,13437 °C = 349,29 K

$T_{ref}$ = 25 °C = 298,15 K

Persamaan entalpi dihitung dengan persamaan:

$$Q = \sum ni \int_{Tr}^{T} Cp\, dT$$

$$Q = \sum ni \int_{Tr}^{T} A + BT + CT^2 + DT^3\, dT$$

$$Q = \sum ni \left[ A\,(T - T_r) + \frac{B}{2}\left(T^2 - {T_r}^2\right) + \frac{C}{3}\left(T^3 - {T_r}^3\right) + \frac{D}{4}\left(T^4 - {T_r}^4\right) \right]$$

Persamaan entalpi dapat disederhanakan menjadi:

$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5$

| **Komponen** | | **$F_{in}$ (kmol/jam)** | **$F_{out}$ (kmol/jam)** |
|---|---|---|---|
| i-$C_4H_8$ | i-Butene | 155,96 | 12,48 |
| n-$C_4H_8$ | n-Butene | 1,56 | 1,56 |
| $(CH_3)_3COCH_3$ | MTBE | - | 143,58 |
| $CH_3OH$ | Metanol | 155,96 | 12,48 |
| $H_2O$ | Air | 0,23 | 0,23 |

Dengan menggunakan persamaan entalpi diatas, diperoleh hasil berikut:

| **Variabel** | **$Q_{in}$ (kJ/jam)** | **$Q_{out}$ (kJ/jam)** |
|---|---|---|
| $Q_1$ | 9,80E+05 | 8,99E+04 |
| $Q_2$ | 8,5E+03 | 1,12E+04 |
| $Q_3$ | - | 1,25E+06 |
| $Q_4$ | 6,99E+05 | 5,26E+04 |
| $Q_5$ | 4,29E+02 | 9,00E+02 |
| **Total** | 1,69E+06 | 1,41E+06 |

Menghitung Panas Reaksi ($\Delta H_{R\ 298}$):

| **Komponen** | | $\Delta H_f$ 298 K (kJ/mol) |
|---|---|---|
| i-$C_4H_8$ | i-Butene | -16,9 |
| $CH_3OH$ | Metanol | -201,17 |
| $(CH_3)_3COCH_3$ | MTBE | -292,880 |

$\Delta H_{R\ 298} = \Delta H_{F\ 298}$ produk – $\Delta H_{F\ 298}$ reaktan

$\Delta H_{R\ 298}$ = (-292,880 + 16,9 + 201,17) kJ/mol

$\Delta H_{R\ 298}$ = -74,81 kJ/mol x 1000 mol/kmol x (155,96-12,48) kmol/jam

$\Delta H_{R\ 298}$ = -10.733.758,03 kJ/jam

Menghitung beban pendingin reaktor:

$Q_{in} - Q_{out} + \Delta H_{R\ 298} + Q_{pendingin} = 0$

$Q_{pendingin} = Q_{out} - ,Q_{in} - \Delta H_{R\ 298}$

$Q_{pendingin}$ = 1.409.237,299 kJ/jam – 1.687.731,307 kJ/jam + 10.733.758,03 kJ/jam

$Q_{pendingin}$ = 10.455.264,03 kJ/jam

## 2. MENENTUKAN JUMLAH PIPA DALAM REAKTOR

Ukuran tube:

Diameter dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik, Pengaruh rasio Dp/Dt terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi katalisator dan pipa kosong, telah diteliti oleh Colburn's (Smith, 1981).

| Dp/Dt | 0,05 | 0,10 | 0,15 | 0,20 | 0,25 | 0,30 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| hw/h | 5,50 | 7,00 | 7,80 | 7,50 | 7,00 | 6,60 |

Dipilih Dp/Dt = 0,15 karena memberikan nilai hw/h yang paling besar (transfer panas yang tinggi), Perbandingan diameter katalisator dan diameter pipa Dp/Dt =0,15. diameter katalis = 0,074 cm sehingga diperoleh diameter pipa = 0,4933 cm (0,194212598 in).

Dari Tabel 11 (Kern, 1950: Hal 844) diambil spesifikasi pipa sebagai berikut:

Schedule number = 40

Nominal pipe size, IPS = 0,125 in (0,003175 m)

Diameter dalam, ID = 0,269 in (0,0068326 m)

Diameter luar, OD = 0,405 in (0,010287 m)

Luas aliran per pipa, at = 0,058 $in^2$

Berat per panjang pipa = 0,25 lb baja/ft

Jumlah tube:

Jumlah tube yang diperlukan dihitung berdasarkan bilangan reynold yang digunakan:

$$Re_t = \frac{ID_t \, G_t}{\mu_L}$$

Dimana:

$G_t$ = Fluks massa aliran dalam pipa (kg/s-$m^2$)

$ID_t$ = Diameter dalam pipa (m)

$Re_t$ = Bilangan Reynold

$\mu_L$ = Viskositas campuran (kg/m-s)

Fluks massa dihitung dengan persamaan:

$$G_t = \frac{\dot{m}t}{nt \; at}$$

Dimana:

$\dot{m}t$ = Laju alir massa total (kg/s)

$nt$ = Jumlah pipa

$at$ = Luas aliran pada pipa ($m^2$)

Disubsitusikan ke persamaan reynold diperoleh:

$$Re_t = \frac{ID_t\, \dot{m}t}{\mu_L\, nt\, at}$$

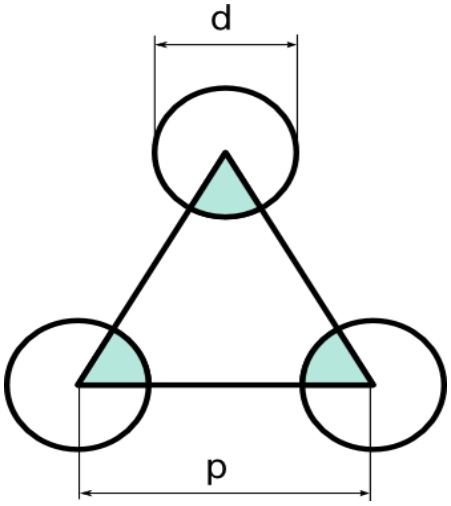
$$nt = \frac{ID_t\, \dot{m}t}{\mu_L\, Re_t\, at}$$

$$nt = \frac{0{,}0068326\, m \times 13.815{,}75\, kg/jam\ x\ 1.000}{0{,}0605152 \frac{kg}{m,jam} \times 3.859{,}9639 \times 0{,}0000374\, m^2 x 3600}$$

$$nt = 3000\ buah$$

**a. Menghitung diameter dalam *shell* (IDs)**

Susunan tube: *Triangular pitch*




Pitch ($P_T$) = 1,25 × ODt = 1,25 × 0,405 in = 0,50625 in

Clearance (C') = $P_T$ – ODt = 0,50625 – 0,405 = 0,10125 in

Diameter *bundle shell* (IDb) untuk *triangular pitch* ditentukan dengan persamaan berikut:

$$ID_b = OD_t \left(\frac{nt}{K_1}\right)^{1/n1}$$

(Coulson Richardson, 1959: Hal 648)

Dimana $K_1$ dan $n_1$ merupakan konstanta yang ditentukan oleh bentuk *pitch* dan jumlah *pass* yang akan digunakan, *Pitch* yang digunakan adalah tipe *triangular* dan jumlah *pass* sebanyak satu, Diperoleh nilai $K_1$ = 0,319 dan $n_1$ = 2,142.

(Coulson Richardson, 1959: Hal 649)

$$ID_b = 0{,}405\left(\frac{3.000}{0{,}319}\right)^{1/2{,}142} = 29{,}0013 \text{ in}$$

Sehingga Didapatkan diameter *shell*:

$$ID_s = ID_b + \frac{28{,}571 ID_b + 44{,}256}{100} = 37{,}73 \text{ in}$$

**b. Menghitung densitas**

Densitas cairan dapat dihitung dengan persamaan:

$$\rho = A \times B^{-(1-T/Tc)^n}\left(\frac{Kg}{L}\right)$$

Dimana Tc merupakan temperatur kritis sedangkan A, B, dan n merupakan koefisien regresi tiap senyawa, (Yaws, 1999),

| **Komponen** | | A | B | n | Tc |
|---|---|---|---|---|---|
| i-$C_4H_8$ | i-Butena | 0,23181 | 0,26660 | 0,27964 | 417,90 |
| n-$C_4H_8$ | n-Butena | 0,23224 | 0,26630 | 0,28530 | 419,59 |
| $CH_3OH$ | Metanol | 0,27197 | 0,27192 | 0,23310 | 512,58 |
| $(CH_3)_3COCH_3$ | MTBE | 0,26791 | 0,27032 | 0,28290 | 497,10 |
| $H_2O$ | Air | 0,3471 | 0,274 | 0,28571 | 647,13 |

**c. Menghitung viskositas**

$$log_{10}\,\mu_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Dimana :

μ : Viskositas Fase Cair

A, B, C,D,E : Konstanta

T : Suhu Operasi (K)

| **Komponen** | **$\mu_{cair}$** | | | |
|---|---|---|---|---|
| | **A** | **B** | **C** | **D** |
| i-Butena | -5,1190 | 3,4126E+02 | 1,9693E-02 | -3,1057E-05 |
| n-Butena | -4,9218 | 4,9503E+02 | 1,4390E-02 | -2,0853E-05 |
| MTBE | -9,7896 | 1,2002E+03 | 2,6168E-02 | -2,8297E-05 |
| Metanol | -9,9062 | 1,2542E+03 | 2,2385E-02 | -2,2538E-05 |
| Air | -10,2158 | 1,7925E+03 | 1,773E-02 | -1,2631E-05 |

(Yaws, 1999)

**d. Menghitung konduktivitas termal**

Untuk senyawa organik, korelasi antara konduktivitas termal cairan sebagai fungsi temperatur dapat dihitung dengan persamaan (Yaws, 1999):

$\log (k) = A + B (1 - T/C)^{2/7}$ (W/m-K)

Untuk senyawa non-organik (air), dapat dihitung menggunakan persamaan:

$k = A + BT + CT^2$ (W/m-K)

| **Komponen** | | A | B | C |
|---|---|---|---|---|
| $i\text{-}C_4H_8$ | i-Butena | -1,6539 | 0,9786 | 419,59 |
| $n\text{-}C_4H_8$ | n-Butena | -1,4902 | 0,8491 | 417,90 |
| $CH_3OH$ | Metanol | -1,1793 | 0,6191 | 512,58 |
| $(CH_3)_3COCH_3$ | MTBE | -1,3554 | 0,5475 | 497,10 |
| $H_2O$ | Air | -0,2758 | 4,6120E-03 | -5,5391E-06 |

**e. Menghitung koefisien perpindahan panas pada *tube* dan *shell side***

a. Kecepatan transfer panas bagian *tube* ($h_{io}$)

Persamaan untuk menghitung koefisien perpindahan panas pada bagian *tube* ($h_{io}$) adalah:

$$h_{io} = h_i \frac{ID_t}{OD_t}$$

Untuk mengevaluasi nilai $h_i$, digunakan persamaan:

$$h_i = \frac{k_L}{ID_t \; 0{,}027 (Re_t)^{0,8} (Pr_t)^{1/3}}$$

Dengan:

$$Pr_t = \frac{Cp_L \, \mu_L}{k_L}$$

$$G_t = \frac{\dot{m}t}{at \times 3.600}$$

Dimana:

$h_{io}$ = Koefisien transfer panas di *tube* (kJ/m$^2$-jam-K)

$k_L$ = Konduktivitas panas campuran (kJ/m-jam-K)

$Cp_L$ = Kapasitas panas campuran (kJ/kmol-K)

$\mu_L$ = Viskositas campuran (kg/m-s)

$Re_t$ = Bilangan Reynold di *tube*

$Pr_t$ = Bilangan Prandtl di *tube*

ODt = Diameter luar *tube* (m)

IDt = Diameter dalam *tube* (m)

b. Kecepatan transfer panas bagian *shell* ($h_o$)

Pada bagian *shell* akan dialirkan pendingin berupa Downterm Tipe - A dengan spesifikasi viskositas, dan konduktivitas termalnya sebagai berikut pada suhu 30 $^oC$ diambil dari Produk Technical Data dari Dow Chemical Company dan kapasitas panas diperoleh dari CHEMCAD:

$Cp_C$ = (143.437 + 372,894*Tc + 0,111497*Tc^2)/1.000 kJ/kmol-K

$\mu_C$ = 3,5 mPa-detik

$k_C$ = 0,1371 W/m-K

$F_C$ = 120,481 kmol/jam

B = Baffle spacing yang direncanakan = 0,3 x IDs = 20,142 in

Persamaan untuk menghitung koefisien transfer panas pada bagian *shell* ($h_o$) adalah:

$$h_o = \left(\frac{k_c}{D_e}\right) 0{,}36 (Re_s)^{0{,}55} (Pr_s)^{1/3}$$

Dengan:

$$Re_s = \frac{D_e \, G_s}{\mu_c}$$

$$Pr_s = \frac{Cp_c \, \mu_c}{k_c}$$

$$a_s = \frac{IDs \; C' \; B}{P_T}$$

$$G_s = \frac{F_c \; BM_c}{a_s \times 3.600}$$

$$D_e = \frac{4\left(0{,}866 \; {P_T}^2 - \frac{1}{4}\pi \; {OD_t}^2\right)}{\pi \; OD_t}$$

(Coulson Richardson, 1959: Hal 672)

Dimana:

$h_o$ = koefisien transfer panas di *shell* (kJ/$m^2$-jam-K)

$k_C$ = konduktivitas panas pendingin (kJ/m-jam-K)

$G_S$ = fluks massa pendingin (kg/$m^2$-s)

$\mu_C$ = viskositas pendingin (Kg/m-s)

as = luas aliran dalam shell ($m^2$)

$P_T$, C', B = lebar *pitch*, *clearance*, dan *baffle size* (m)

De, IDs= Diameter ekuivalen dan diameter dalam *shell* (m)

**f. Menghitung koefisien transfer panas overall (Ud)**

Dipilih berdasarkan Coulsoun & Ricardson's Chemical Engineering,Vol,6, Chemical Engineering Design, $4^{th}$ Ed untuk koefisien transfer panas overall untuk downterm berkisar antara 50 – 300 W/$m^2$-°C, Diambil koefisien transfer panas overall 60 W/$m^2$-°C = 216 Kj/ $m^2$-K-jam.

**g. Menghitung panjang tube (z)**

Panjang tube didapat dari persamaan-persamaan differensial untuk:

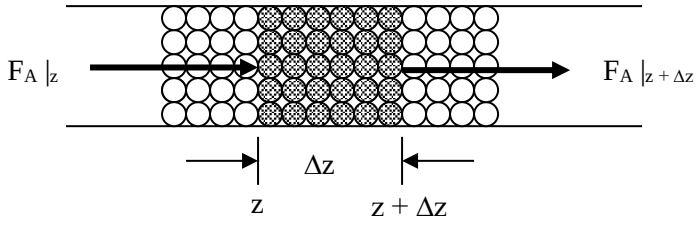
- Profil konversi sepanjang reaktor
- Profil temperatur sepanjang reaktor
- Profil temperatur pemanas sepanjang reactor
- Profil pressure drop sepanjang reactor

## 3. PENYUSUNAN MODEL MATEMATIKA

Asumsi :

- *Steady state*
- Aliran plug flow, tidak ada gradient konsentrasi ke arah radial
- Perpindahan kalor berlangsung dari dalam pipa ke arah luar
- Fluida mengalir di dalam reaktor dengan kecepatan sama dan tetap

## A. Menentukan persamaan differensial profil konversi terhadap panjang reaktor




**Gambar 1. Neraca Massa di Elemen Volume**

Asumsi yang diambil dalam menyusun neraca massa adalah:

1. Kondisi proses dalam keadaan *steady*
2. Tidak ada gradien konsentrasi ke arah radial

Neraca massa A untuk seluruh tube ditinjau pada elemen volume sepanjang Δz:

Rate of mass input – Rate of mass output – Rate of reaction = Rate of accumulation

$$F_A\big|_z - F_A\big|_{z+\Delta z} - (-r_A).\Delta V.\rho_B = 0$$

$$F_A\big|_z - F_A\big|_{z+\Delta z} - (-r_A).\frac{\pi}{4}ID^2.\Delta z.Nt.\rho_B = 0$$

$$\lim\ \Delta z \to 0 \quad \frac{F_A\big|_{z+\Delta z} - F_A\big|_z}{\Delta z} = -(-r_A).\frac{\pi}{4}.ID^2.Nt.\rho_B$$

$$\frac{dF_A}{dz} = -(-r_A).\frac{\pi}{4}.ID^2.Nt.\rho_B$$

$$-F_{A0}.\frac{dX_A}{dz} = -(-r_A).\frac{\pi}{4}.ID^2.Nt.\rho_B$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{\pi.ID^2.Nt.\rho_B}{4.F_{A0}}(-r_A)$$

Dengan:

$$ra = ks, KA^a\left(\frac{CA^a, CB^b - CC^c/K}{(1 + KA, CA + KC, CC)\text{^}a}\right)$$

K = 38, a = 1, b = 0,5, c = 1,5

$$ks = 1{,}2\ x\ 10^{13}\ \exp(-\frac{87900}{RT})$$

$$KA = 5{,}1\ x\ 10^{-13}\ \exp(-\frac{97500}{RT})$$

$$Kc = 1{,}6\ x\ 10^{-16}\ \exp(-\frac{119000}{RT})$$

(Al-Jarallah etc, 1988)

Dimana:

$X_A$ = Konversi isobutena

z = Panjang tube (m)

K = Konstanta kesetimbangan reaksi overall ($L^2$/kg katalis-kmol/jam)

$K_A$ = Konstanta kesetimbangan adsorpsi Isobutena (g cat/mol)

$K_c$ = Konstanta kesetimbangan adsorpsi MTBE (g cat/mol)

$K_s$ = Konstanta laju reaksi (mol/g cat)$^{1,5}$/jam

$C_A$ = Konsentrasi bulk Isobutena (mol /g cat)

$C_B$ = Konsentrasi bulk Metanol (mol /g cat)

$C_C$ = Konsentrasi bulk MTBE (mol /g cat)

T = Temperatur fluida cair sepanjang reaktor (K)

$\rho_B$ = Densitas bulk katalis (kg/$m^3$)

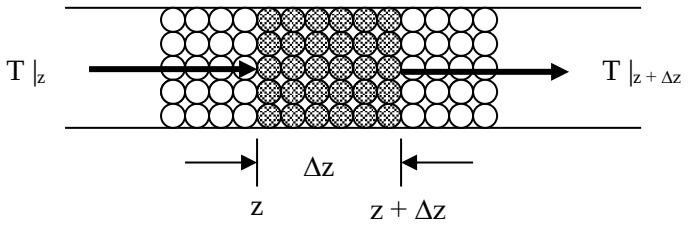
$F_{A0}$ = Laju alir masuk Isobutena (kmol/jam)

$-r_A$ = Laju reaksi Isobutena (kmol/jam-kg katalis)

Nt = Banyaknya tube

a,b,c = Orde reaksi

**B. Menentukan persamaan differensial profil temperatur fluida cair terhadap panjang tube**




**Gambar 2. Neraca Panas di Elemen Volume**

Asumsi yang diambil dalam menyusun neraca panas adalah:

1. Kondisi proses dalam keadaan *steady*
2. Tidak ada gradien temperatur ke arah radial

Neraca panas A untuk seluruh tube ditinjau pada elemen volume sepanjang Δz, relatif terhadap suhu referensi ($T_r$) 25 °C:

Rate of heat input – Rate of heat output – Rate of heat generation + Rate of reaction = Rate of accumulation

$$\Sigma F_i.H_i\big|_z - \Sigma F_i.H_i\big|_{z+\Delta z} - U_D.\pi.OD.\Delta z.Nt.(T - Tc) + (-\Delta H_R)(-r_A).\Delta V.\rho_B = 0$$

$$\Sigma F_i.H_i\big|_{z+\Delta z} - \Sigma F_i.H_i\big|_z = -U_D.\pi.OD.\Delta z.Nt.(T - T_C) + (-\Delta H_R).(-r_A)\rho_B Nt.OD\frac{\pi}{4}$$

---

$$\Sigma F_i \frac{\Delta H_i}{\Delta z} = -U_D.\pi.ID.Nt.(T - T_C) + (-\Delta H_R)..(-r_A)\rho_B Nt.OD\frac{\pi}{4}$$

$$\lim\ \Delta z \to 0 \quad \Sigma F_i Cp_i \frac{\Delta T}{\Delta z} = \lim\ \Delta z \to 0 \quad (-\Delta H_R).(-r_A)\rho_B Nt.OD\frac{\pi}{4} - U_D.\pi.ID.Nt.(T - T_c)$$

$$\Sigma F_i Cp_i \frac{dT}{dz} = (-\Delta H_R).F_{A0}.\frac{dX_A}{dz} - U_D.\pi.ID.Nt.(T - T_c)$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{(-\Delta H_R)..(-r_A)\rho_B Nt.ID^2.\frac{\pi}{4}. - U_D.\pi.ID.Nt.(T - T_c)}{\Sigma F_i Cp_i}$$

Dimana:

Ud = Koefisien transfer panas *overall* (kJ/m$^2$-K-jam)

$\Delta H_R$ = Panas reaksi (kJ/kmol)

$T_C$ = Suhu pendingin, (K)

$Cp_i$ = Kapasitas panas tiap komponen (kJ/kmol-K)

**C. Menentukan persamaan differensial profil temperatur pendingin sepanjang reaktor**

Neraca panas pemanas relatif terhadap suhu referensi 25 °C pada elemen volume Δz:

Rate of heat input – Rate of heat output + Rate of heat generation = Rate of accumulation

$$H_C\big|_z - H_C\big|_{z+\Delta z} + OD.\pi.ID.Nt.(T - T_C).\Delta z = 0$$

$$\lim\ \Delta z \to 0 \quad \frac{H_C\big|_{z+\Delta z} - H_C\big|_z}{\Delta z} = U_D.\pi.OD.Nt.(T - T_C) = 0$$

$$\frac{dH_C}{dz} = U_D.\pi.OD.Nt.(T - T_C)$$

$$F_C.Cp_C.\frac{dT_C}{dz} = U_D.\pi.ID.Nt.(T - T_C)$$

$$\frac{dT_C}{dz} = \frac{U_D.\pi.OD.Nt.(T - T_C)}{F_C.Cp_C}$$

Dimana:

$m_c$ = massa pendingin (kg/jam)

$Cp_c$ = kapasitas panas pendingin (kJ/kg,K)

**D. Menentukan persamaan differensial profil penurunan tekanan di sepanjang tube:**

Persamaan pressure drop pada *fixed bed catalytic reactor* (Howard F, Rase) menggunakan persamaan Ergun:

$$\frac{dP}{dz} = \frac{f_k\, G^2}{D_p\, \rho_T\, g_c}\left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3}\right)$$

$$f_k = 1{,}75 + 150\left(\frac{1-\varepsilon}{D_p \frac{G}{\mu}}\right)$$

Dimana:

$f_k$ = faktor friksi

G = fluks aliran massa cairan dalam reactor (kg/m$^2$-s)

$D_p$ = diameter katalis (m)

$\mu$ = viskositas campuran (kg/m-s)

$\varepsilon$ = porositas katalis

**E. PERSMAAN MODEL MATEMATIS:**

Persamaan-persamaan untuk perancangan reaktor fixed bed multitube :

1. Neraca Massa

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{\pi.ID^2.Nt.\rho_B}{4.F_{A0}}(-r_A)$$

2. Neraca Panas Fluida

$$\frac{dT}{dz} = \frac{(-\Delta H_R)..(-r_A)\rho_B Nt.ID^2.\frac{\pi}{4}.-U_D.\pi.ID.Nt.(T-T_c)}{\Sigma F_i Cp_i}$$

3. Neraca Panas Pendingin

$$\frac{dT_C}{dz} = \frac{U_D.\pi.OD.Nt.(T-T_C)}{F_C.Cp_C}$$

4. Neraca Momentum (*Pressure Drop)*

$$\frac{dP}{dz} = \frac{f_k\, G^2}{D_p\, \rho_T\, g_c}\left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3}\right)$$

**Data katalis**

Sebagai katalis digunakan *Zink Asetat*

Diameter : 0,00074 m

Porositas : 0,32

*Bulk Density* : 1.012 Kg/$m^3$

(PT,Dow Chemical)

## 4. PENYELESAIAN PERSAMAAN MATEMATIS

Persamaan differensial yang diperoleh dari neraca massa, neraca panas, dan neraca panas pemanas, dan pressure drop diselesaikan secara simultan dengan menggunakan software simulasi SCILAB dengan Metode Numeris Runge Kutta.

```
// Perhitungan Reactor Fixed Bed Reaksi Eksotermis
// Metode Runge-Kutta
// Non-Isothermal Non Adiabatis
clear;clc;clf;

// Komponen
   // A       = i-Butilen
   // nC4H8   = n-Butilen
   // B       = Metanol
   // C       = MTBE
   // D       = Air

// Initial Condition
dz = 0.1;
phi= 22/7;          //phi
z = (0:dz:10)';       // panjang katalis, (m)
n = length(z);
Y(1,1) = 0;          // Konversi
Y(1,2) = 70+273.15;  // Temperatur Reaktor, (K)
Y(1,3) = 50+273.15;  // Temperatur Pendingin, (K)
Y(1,4) = 15;         // Tekanan awal, (atm)

function D=GEGE(z, xa, T, Tc, P)
// Berat Molekul
BMA    = 56;     //kg/kmol
BMnC4H8 = 56;     //kg/kmol
BMB    = 32;     //kg/kmol
BMC    = 88;     //kg/kmol
BMD    = 18;     //kg/kmol

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

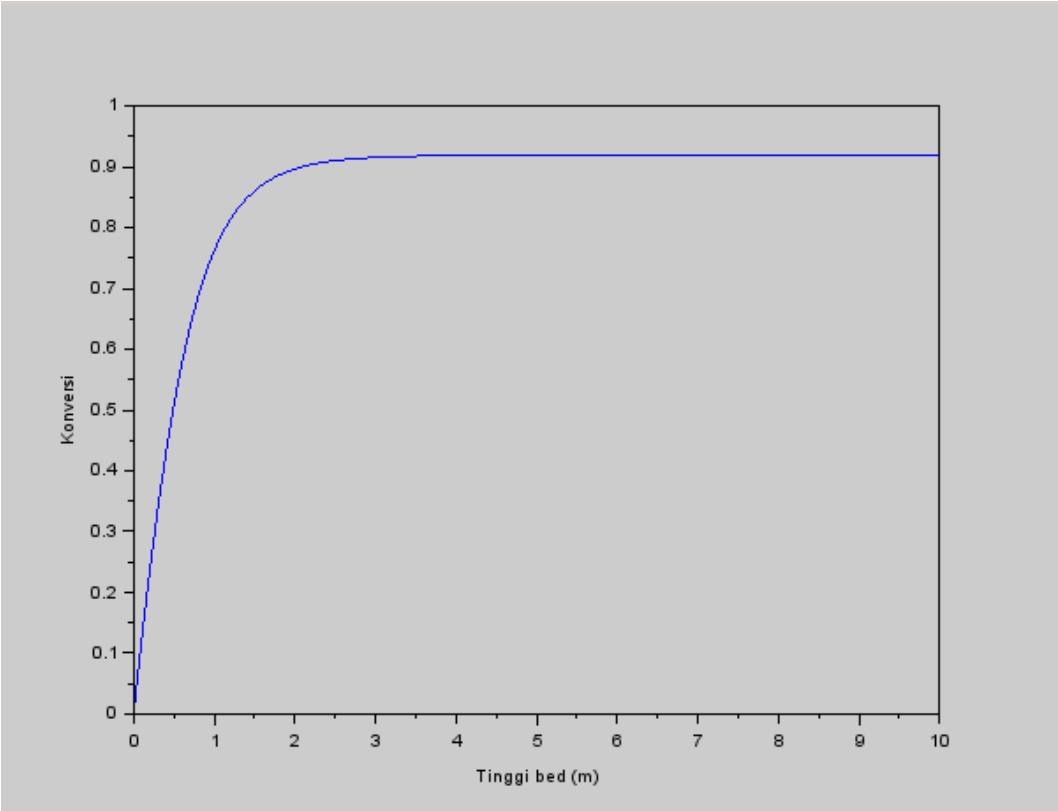
```
mA0       = 8558.9093   // laju alir massa iso
mnC4H80   = 86.4536     // laju alir massa normal
mB0       = 4890.8053   // laju alir massa Methanol
mC0       = 0           // laju alir massa MTBE
mD0       = 7.3472      // laju alir massa air
mT0       = mA0 + mnC4H80 + mB0 + mC0 + mD0 ;  // Total Massa Masuk Reactor

// Data Laju alir Mol Masuk (kmol/jam)
FA0    = mA0/BMA;
FnC4H80 = mnC4H80/BMA;
FB0    = mB0/BMB;
FC0    = mC0/BMC;
FD0    = mD0/BMD
FT0    = FA0 + FnC4H80 + FB0 + FC0 + FD0;

// Data laju alir Mol Keluar (kmol/jam)
FA     = FA0*(1-xa)
FnC4H8  = FnC4H80
FB     = FA0*(1-xa)
FC     = FA0*xa
FD     = FD0
FT     = FA + FnC4H8 + FB + FC + FD

// Data fraksi Mol Keluar
yA     = FA/FT;      // fraksi isobutilen
ynC4H8  = FnC4H8/FT;   // fraksi normalbutilen
yB     = FB/FT;      // fraksi metanol
yC     = FC/FT;      // fraksi MTBE
yD     = FD/FT;      // fraksi air

// BM Campuran (kg/kmol)
BMT = yA*BMA + ynC4H8*BMnC4H8 + yB*BMB + yC*BMC + yD*BMD

// Data Neraca Massa Keluar (kg/jam)
mA     = FA*BMA;                  // iso
mnC4H8  = FnC4H8*BMnC4H8;              // normal
mB     = FB*BMB ;                 // methanol
mC     = FC*BMC ;                 // MTBE
mD     = FD*BMD ;                 // Air
mT     = mA + mnC4H8 + mB + mC + mD;       // laju alir massa total setelah
reaksi

// Data Fraksi Massa keluar
ymA    = mA/mT;
ymnC4H8 = mnC4H8/mT;
```

```
ymB    = mB/mT;
ymC    = mC/mT;
ymD    = mD/mT;

//Menghitung koefisien transfer panas overall
//Data dimensi multitube:
ID  = 0.0068326;      // m
OD  = 0.010287;       // m
nt  = 3000;          // jumlah tube
at1 = 0.058*0.00064516

//Data Katalis Ukuran Katalis Amberlyst - 15
Rhob   = 1012;         // Kg/m3
Dp     = 0.00074;      // m
eps    = 0.32          // Porositas katalis
wk     = 12.4          // Berat Katalis (g kat)

//Triangular pitch:
Pt = 1.25*OD;                    // m
IDb = OD*(nt/0.319)^(1/2.142);          // m, Coulson 523
IDs = IDb + (28.571*IDb + 44.256)/100;
Cl = Pt - OD;                    // m (clearance
De = 4*(0.866*Pt^2 - phi/4*OD^2)/(phi*OD);  // m
B = 0.3*IDs;                     // m
at = at1*nt;                     // m^2
Gt = mT/at/3600;                      // kg/m^2/s
as = IDs*Cl*B/Pt;                    // m^2
Ws  = 20000                         // kg/jam
Ws1 = Ws/166                         // kmol/jam
Gs = Ws/as/3600;                      // kg/m^2/s
R  = 0.082;                     // (atm.m3/kmol.K)

//// Data kapasitas panas (Cp = A + B*T + C*T^2 + D*T^3, kJ/kmol/K)
CpA    =(57.611 + 5.6251e-1*T - 2.2985e-3*T^2 + 4.1773e-6*T^3 ); // i-Butene
CpnC4H8 =(74.597 + 3.3434e-1*T - 1.3914e-3*T^2 + 3.0241e-6*T^3);  // n-
Butene
CpB    =(40.152 + 3.1046e-1*T - 1.0291e-3*T^2 + 1.4598e-6*T^3);  // Methanol
CpC    =(63.744 + 7.6602e-1*T - 2.6132e-3*T^2 + 3.9171e-6*T^3 ); // MTBE
CpD    =(92.053 - 0.03995*T - 2.11e-4*T^2 + 5.35e-7*T^3 );      // Air
CpT    = yA*CpA + ynC4H8*CpnC4H8 + yB*CpB + yC*CpC + yD*CpD     //
Kapasitas Panas Campuran

// Data Konduktivitas Termal (log(k) = A + B*(1-T/C)^(2/7)), W/m/K
kA     = 10^(-1.6539 + 0.9786*(1-T/419.59)^(2/7));       // Iso
knC4H8  = 10^(-1.4902 + 0.8491*(1-T/417.90)^(2/7));       // Normal
```

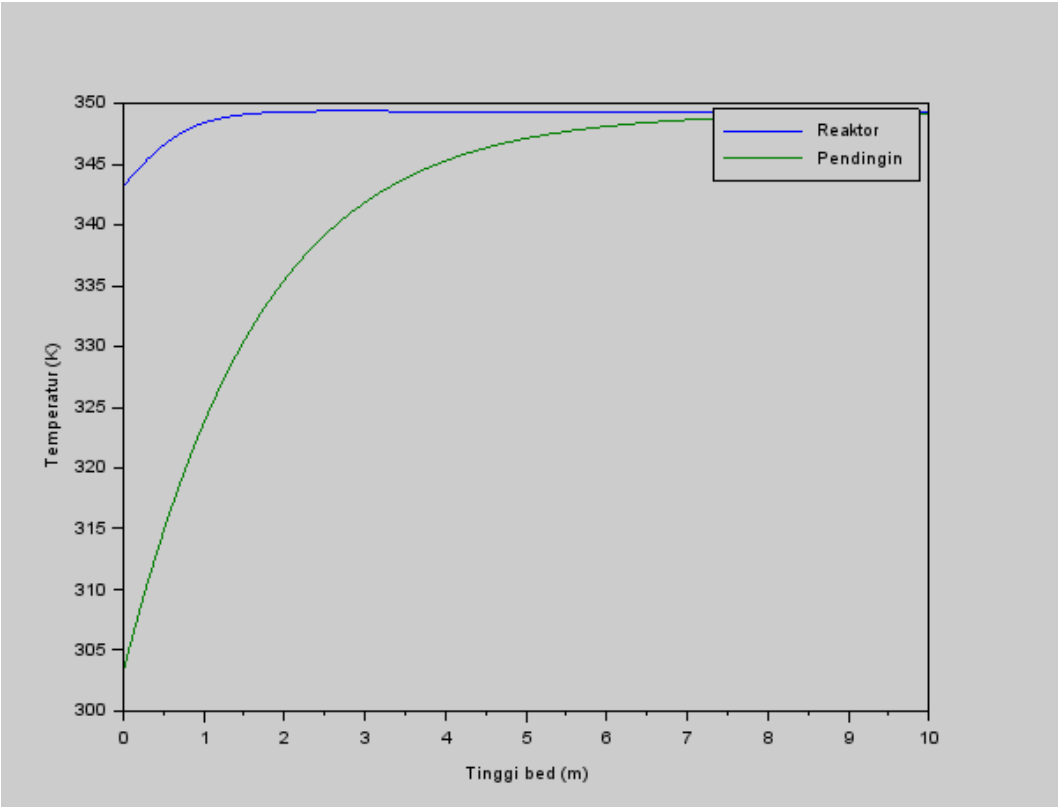
```
kB     = 10^(-1.1793 + 0.6191*(1-T/512.58)^(2/7));       // Methanol
kC     = 10^(-1.3554 + 0.5475*(1-T/497.10)^(2/7));       // MTBE
kD     = -0.2758 + 4.612e-3*T - 5.5391e-6*T^2;          // Air (non-organik, k = A +
BT + CT^2)
kT     = ymA*kA + ynC4H8*knC4H8 + ymB*kB + ymC*kC + ymD*kD; //
Konduktivitas termal campuran

// Data Pendingin dalam Shell
BMP = 166         // kg/kmol
CpP = (143437 + 372.894*Tc + 0.111497*Tc^2)/1000       // (kJ/Kmol/K)
miuP = 3.25*10^-3   //kg/m.s
kP = 0.1371       // W/m.K
Ph   = 1;        // Tekanan air di dalam shell, atm
rhoP = 1051.7      // kg/m^3

// Sigma Fi*Cpi (kJ/jam/K)
FiCpi = 50*(FA*CpA + FnC4H8*CpnC4H8 + FB*CpB + FC*CpC + FD*CpD);

// Data Neraca Panas Reaksi Utama
sigA = -57.611 - 40.152 + 63.744;
sigB = -5.6351e-1 - 3.1046e-1 + 7.6602e-1 ;
sigC = 2.2985e-3 + 1.0291e-3 - 2.6132e-3 ;
sigD = -4.1773e-6 - 1.4598e-6 + 3.9171e-6;
sigCpdT = sigA*(T-298.15) + sigB/2*(T^2-298.15^2) + sigC/3*(T^3-298.15^3) +
sigD/4*(T^4-298.15^4) ; // kj/kmol
dHr0 = -74810 ;       // kJ/kmol (data diperoleh dari turton)
dHr1 = dHr0 + sigCpdT;  // kJ/kmol

//Data densitas, viskositas, Cp, dan konduktivitas fluida dalam tube:
// Data Densitas (rho = A*B^(-(1-T/Tc)^n), kg/L) Carl Yaws Handbook
rhoA      = 0.23181*0.26660^(-(1-T/417.90)^0.27964);       // Iso
rhonC4H8   = 0.23224*0.26630^(-(1-T/419.59)^0.28530);       // Normal
rhoB      = 0.27197*0.27192^(-(1-T/512.58)^0.23310);       // Methanol
rhoC      = 0.26791*0.27032^(-(1-T/497.10)^0.28290);       // MTBE
rhoD      = 0.3471*0.274^(-(1-T/647.13)^0.28571);          // Air
rhoT = ymA*rhoA + ynC4H8*rhonC4H8+ ymB*rhoB + ymC*rhoC + ymD*rhoD;//
Densitas campuran

// Data Viskositas (log(miu) = A + B/T + C*T + D*T^2), centipoise
miuA    = 10^(-5.1190 + 3.4126e+2/T + 1.9693e-2*T - 3.1057e-5*T^2); // Iso
miunC4H8 = 10^(-4.9218 + 4.9503e+2/T + 1.4390e-2*T - 2.0853e-5*T^2); //
Normal
miuB    = 10^(-9.7896 + 1.2002e+2/T + 2.6168e-2*T - 2.8297e-5*T^2); //
Metanol
miuC    = 10^(-9.9062 + 1.2542e+3/T + 2.2385e-2*T - 2.2538e-5*T^2); // MTBE
```

```
miuD    = 10^(-10.2158 + 1.7925e+3/T + 1.773e-2*T - 1.2631e-5*T^2);  // Air
miuT    = ymA*miuA + ynC4H8*miunC4H8 + ymB*miuB + ymC*miuC +
ymD*miuD; // Viskosita campuran

// Reynold di dalam shell dan tube
Ret = Dp*Gt*1000/miuT
Res = De*Gs*10e+7/miuP

// Bilangan Prandtl
Prt = CpT*miuT/kT/BMT;
Prs = CpP*miuP/kP/BMP;

// Mencari Nilai hio
hi = kT/(ID*0.027*Ret^0.8*Prt^(1/3))*3.6;      // kJ/m^2/K/h
hi = 0.027*kT/ID*Ret^0.8*Prt^0.33*3.6;         // kJ/m^2/K/h
hio = hi*ID/OD;                          // kJ/m^2/K/h

// Mencari nilai ho
ho = 0.36*kP/De*Res^0.55*Prs^(1/3);          // kJ/m^2/K/h

// Uc dan Ud
Uc = hio*ho/(hio+ho);  // kJ/m^2/K/h
Ud = 60*3.6          // kJ/m^2/K/h

// Data Kinetika Reaksi
Rg = 8.314           // J/mol*K
Ka = 5.1*1e-13*exp(97500/(Rg*T))              // g mol-1
Kc = 1.6*1e-16*exp(119000/(Rg*T))             // g mol-1
Ks = 1.2*1e+13*exp(-87900/(Rg*T))             // mol g-1 s-1
K  = 38
Ca = FA/12.4        // bluk konsentrasi A (kmol A/g katalis)
Cb = FB/12.4
Cc = FC/12.4
ra=Ks*Ka^1*((Ca^1*Cb^0.5-((Cc^1.5)/K)))/((1+Ka*Ca+Kc*Cc)^1)

/// Fluks massa per tube (kg/jam/m^2)
G = mT/at/nt;
gc = 12973050 //[kg.m/jam^2/N]

  // Persamaan Differensial
  dxadz = ((ra*phi*ID^2*nt*Rhob)/(4*FA0));
  dTdz  = (((-dHr1*FA0*dxadz) - (Ud*nt*phi*ID*(T-Tc)))/FiCpi);
  dTcdz = (Ud*phi*OD*nt*(T-Tc))/(Ws1*CpP);
```

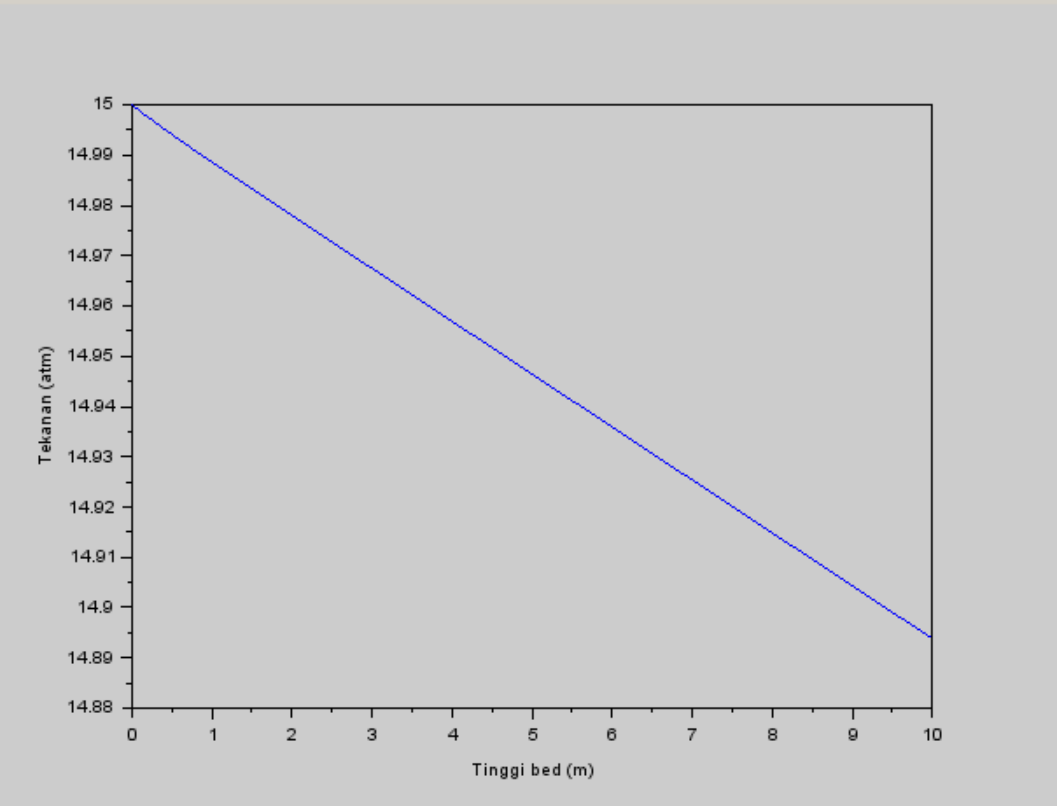
```
   dPdz  = ((-G*(1-eps))/((rhoT*Dp*gc*eps^3)))*((150*(1-
eps)*miuT/Dp)+(1.75*G))*1e-5 // profil tekanan terhadap panjang reaktor
(atm/m)
D = [dxadz,dTdz,dTcdz,dPdz];

endfunction

//Metode RK-4
function k=EZ(z, xa, T, Tc, P)
   k1 = GEGE(z,xa,T,Tc,P);
   k2 =
GEGE(z+dz/2,xa+k1(1)*dz/2,T+k1(2)*dz/2,Tc+k1(3)*dz/2,P+k1(4)*dz/2);
   k3 =
GEGE(z+dz/2,xa+k2(1)*dz/2,T+k2(2)*dz/2,Tc+k2(3)*dz/2,P+k2(4)*dz/2);
   k4 = GEGE(z+dz,xa+k3(1)*dz,T+k3(2)*dz,Tc+k3(3)*dz,P+k3(4)*dz);
   k  = k1 + 2*(k2 + k3) + k4;
endfunction
for i=1:n-1
   Y(i+1,1:4) = Y(i,1:4) + EZ(z(i),Y(i,1),Y(i,2),Y(i,3),Y(i,4))*dz/6;
end

disp('     z          xa          T          Tp          P')
printf('%10.2f %15.5f %15.5f %15.5f %15.5f \n',z,Y)

figure(1)
plot(z,Y(:,1)); xlabel('Tinggi bed (m)'); ylabel('Konversi');
figure(2)
plot(z,[Y(:,2),Y(:,3)]); xlabel('Tinggi bed (m)'); ylabel('Temperatur (K)');
legend('Reaktor','Pendingin');
figure (3)
plot(z,Y(:,4)); xlabel('Tinggi bed (m)'); ylabel('Tekanan (atm)');
figure(4)
plot(Y(:,2),Y(:,1)); xlabel('Temperatur (K)'); ylabel('Konversi');
```



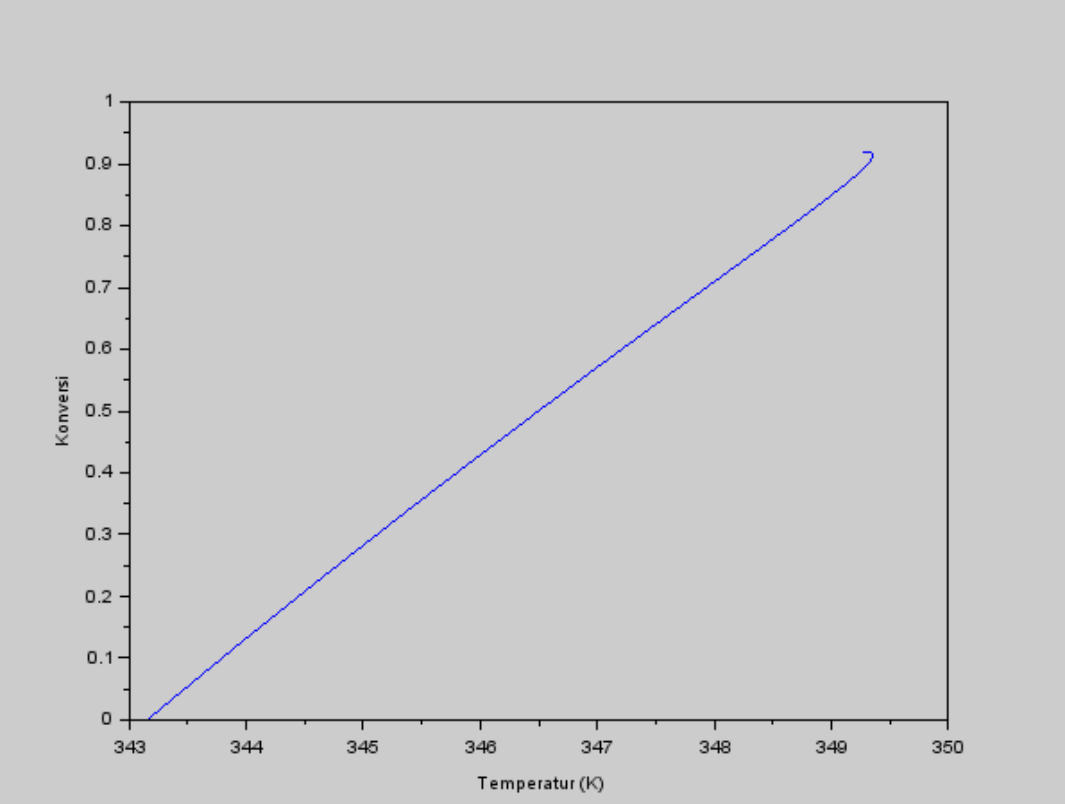

**Gambar 3. Profil Hubungan Antara Konversi dan Temperatur**




**Gambar 4. Profil Hubungan Antara Temperature dan Tinggi Bed**




**Gambar 5. Profil Hubungan Antara Tekanan dan Tinggi Bed**




**Gambar 6. Profil Hubungan Antara Konversi dan Tinggi Bed**

| Z | Xa | T | Tc | P |
|---|---|---|---|---|
| 0,00 | 0,00000 | 343,15000 | 303,15000 | 15,00000 |
| 0,10 | 0,12205 | 343,93315 | 305,69447 | 14,99878 |
| 0,20 | 0,23460 | 344,67439 | 308,11713 | 14,99758 |
| 0,30 | 0,33674 | 345,36342 | 310,42401 | 14,99641 |
| 0,40 | 0,42794 | 345,99179 | 312,62004 | 14,99526 |
| 0,50 | 0,50805 | 346,55373 | 314,70928 | 14,99412 |
| 0,60 | 0,57731 | 347,04673 | 316,69518 | 14,99301 |
| 0,70 | 0,63636 | 347,47151 | 318,58081 | 14,99190 |
| 0,80 | 0,68607 | 347,83162 | 320,36913 | 14,99080 |
| 0,90 | 0,72751 | 348,13265 | 322,06312 | 14,98972 |
| 1,00 | 0,76179 | 348,38135 | 323,66586 | 14,98864 |
| 1,10 | 0,78999 | 348,58485 | 325,18065 | 14,98756 |
| 1,20 | 0,81311 | 348,75009 | 326,61091 | 14,98649 |
| 1,30 | 0,83202 | 348,88339 | 327,96021 | 14,98542 |
| 1,40 | 0,84749 | 348,99035 | 329,23220 | 14,98436 |
| 1,50 | 0,86013 | 349,07575 | 330,43056 | 14,98330 |
| 1,60 | 0,87048 | 349,14360 | 331,55899 | 14,98224 |
| 1,70 | 0,87895 | 349,19720 | 332,62109 | 14,98118 |
| 1,80 | 0,88590 | 349,23928 | 333,62042 | 14,98012 |
| 1,90 | 0,89161 | 349,27206 | 334,56041 | 14,97907 |
| 2,00 | 0,89630 | 349,29733 | 335,44438 | 14,97801 |
| 2,10 | 0,90017 | 349,31656 | 336,27551 | 14,97696 |
| 2,20 | 0,90336 | 349,33094 | 337,05684 | 14,97590 |
| 2,30 | 0,90599 | 349,34141 | 337,79127 | 14,97485 |
| 2,40 | 0,90816 | 349,34876 | 338,48154 | 14,97380 |
| 2,50 | 0,90996 | 349,35363 | 339,13027 | 14,97274 |
| 2,60 | 0,91145 | 349,35652 | 339,73992 | 14,97169 |
| 2,70 | 0,91268 | 349,35784 | 340,31282 | 14,97064 |
| 2,80 | 0,91371 | 349,35794 | 340,85117 | 14,96959 |
| 2,90 | 0,91455 | 349,35709 | 341,35706 | 14,96853 |
| 3,00 | 0,91526 | 349,35551 | 341,83242 | 14,96748 |
| 3,10 | 0,91584 | 349,35337 | 342,27911 | 14,96643 |
| 3,20 | 0,91633 | 349,35083 | 342,69886 | 14,96538 |
| 3,30 | 0,91673 | 349,34799 | 343,09329 | 14,96433 |
| 3,40 | 0,91706 | 349,34496 | 343,46393 | 14,96327 |
| 3,50 | 0,91734 | 349,34180 | 343,81223 | 14,96222 |
| 3,60 | 0,91757 | 349,33858 | 344,13954 | 14,96117 |
| 3,70 | 0,91776 | 349,33534 | 344,44713 | 14,96012 |
| 3,80 | 0,91792 | 349,33212 | 344,73619 | 14,95907 |
| 3,90 | 0,91806 | 349,32895 | 345,00784 | 14,95802 |
| 4,00 | 0,91817 | 349,32585 | 345,26315 | 14,95696 |
| 4,10 | 0,91826 | 349,32283 | 345,50309 | 14,95591 |
| 4,20 | 0,91834 | 349,31991 | 345,72860 | 14,95486 |
| 4,30 | 0,91840 | 349,31710 | 345,94056 | 14,95381 |
| 4,40 | 0,91845 | 349,31440 | 346,13977 | 14,95276 |
| 4,50 | 0,91850 | 349,31181 | 346,32701 | 14,95170 |
| 4,60 | 0,91853 | 349,30933 | 346,50301 | 14,95065 |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| 4,70 | 0,91857 | 349,30697 | 346,66844 | 14,94960 |
| 4,80 | 0,91859 | 349,30473 | 346,82394 | 14,94855 |
| 4,90 | 0,91861 | 349,30260 | 346,97011 | 14,94750 |
| 5,00 | 0,91863 | 349,30057 | 347,10751 | 14,94644 |
| 5,10 | 0,91864 | 349,29865 | 347,23667 | 14,94539 |
| 5,20 | 0,91866 | 349,29683 | 347,35809 | 14,94434 |
| 5,30 | 0,91867 | 349,29511 | 347,47223 | 14,94329 |
| 5,40 | 0,91868 | 349,29348 | 347,57953 | 14,94223 |
| 5,50 | 0,91868 | 349,29194 | 347,68040 | 14,94118 |
| 5,60 | 0,91869 | 349,29049 | 347,77523 | 14,94013 |
| 5,70 | 0,91869 | 349,28912 | 347,86438 | 14,93908 |
| 5,80 | 0,91870 | 349,28783 | 347,94820 | 14,93803 |
| 5,90 | 0,91870 | 349,28661 | 348,02699 | 14,93697 |
| 6,00 | 0,91870 | 349,28546 | 348,10108 | 14,93592 |
| 6,10 | 0,91871 | 349,28437 | 348,17073 | 14,93487 |
| 6,20 | 0,91871 | 349,28335 | 348,23621 | 14,93382 |
| 6,30 | 0,91871 | 349,28239 | 348,29778 | 14,93277 |
| 6,40 | 0,91871 | 349,28148 | 348,35566 | 14,93171 |
| 6,50 | 0,91871 | 349,28063 | 348,41009 | 14,93066 |
| 6,60 | 0,91871 | 349,27983 | 348,46126 | 14,92961 |
| 6,70 | 0,91871 | 349,27907 | 348,50937 | 14,92856 |
| 6,80 | 0,91871 | 349,27836 | 348,55461 | 14,92750 |
| 6,90 | 0,91872 | 349,27769 | 348,59714 | 14,92645 |
| 7,00 | 0,91872 | 349,27706 | 348,63713 | 14,92540 |
| 7,10 | 0,91872 | 349,27647 | 348,67473 | 14,92435 |
| 7,20 | 0,91872 | 349,27591 | 348,71009 | 14,92330 |
| 7,30 | 0,91872 | 349,27538 | 348,74333 | 14,92224 |
| 7,40 | 0,91872 | 349,27489 | 348,77459 | 14,92119 |
| 7,50 | 0,91872 | 349,27442 | 348,80398 | 14,92014 |
| 7,60 | 0,91872 | 349,27399 | 348,83162 | 14,91909 |
| 7,70 | 0,91872 | 349,27357 | 348,85761 | 14,91803 |
| 7,80 | 0,91872 | 349,27319 | 348,88204 | 14,91698 |
| 7,90 | 0,91872 | 349,27282 | 348,90502 | 14,91593 |
| 8,00 | 0,91872 | 349,27248 | 348,92662 | 14,91488 |
| 8,10 | 0,91872 | 349,27216 | 348,94694 | 14,91383 |
| 8,20 | 0,91872 | 349,27186 | 348,96604 | 14,91277 |
| 8,30 | 0,91872 | 349,27157 | 348,98400 | 14,91172 |
| 8,40 | 0,91872 | 349,27131 | 349,00089 | 14,91067 |
| 8,50 | 0,91872 | 349,27105 | 349,01677 | 14,90962 |
| 8,60 | 0,91872 | 349,27082 | 349,03170 | 14,90856 |
| 8,70 | 0,91872 | 349,27059 | 349,04574 | 14,90751 |
| 8,80 | 0,91872 | 349,27038 | 349,05895 | 14,90646 |
| 8,90 | 0,91872 | 349,27019 | 349,07137 | 14,90541 |
| 9,00 | 0,91872 | 349,27000 | 349,08304 | 14,90435 |
| 9,10 | 0,91872 | 349,26983 | 349,09402 | 14,90330 |
| 9,20 | 0,91872 | 349,26966 | 349,10434 | 14,90225 |
| 9,30 | 0,91872 | 349,26951 | 349,11405 | 14,90120 |
| 9,40 | 0,91872 | 349,26937 | 349,12318 | 14,90015 |
| 9,50 | 0,91872 | 349,26923 | 349,13176 | 14,89909 |
| 9,60 | 0,91872 | 349,26910 | 349,13983 | 14,89804 |

## 5. PERHITUNGAN PELENGKAP

1. PIPA (TUBES)

Bahan: Stainless Steel SA–336 Type 316

Susunan tube: *Triangular Pitch*

Spesifikasi ukuran tube:

a. Diameter luar (OD) = 0,405 in
b. Diameter dalam (ID) = 0,269 in
c. Luas penampang = 0,058 $in^2$
d. Luas permukaan luar per panjang = 0,106 $ft^2/ft$
e. Luas permukaan dalam per panjang = 0,070 $ft^2/ft$
f. Berat pipa per satuan panjang = 0,25 lb/ft
g. Pitch (Pt) = 0,50625 in
h. Clearance (C') = 0,10125 in
i. Jumlah tube (Nt) = 3000 buah

2. SHELL

Bahan: Carbon Steel SA 53 *Grade* A (Schedule STD)

Dengan spesifikasi sebagai berikut:

Tekanan yang diizinkan (f) = 816,5516 atm

Efisiensi pengelasan (E) = 0,85 (Tabel 13,2 Brownell & Young, 1959: Hal 254)

Faktor korosi (C) = 0,125 in (untuk bahan non korosif)

Diameter dalam shell (IDs) = 37,73 in

Jari-jari dalam shell (ris) = IDs/2 = 18,865 in

Tekanan operasi (P) = 15 atm = 220,5 psi

Faktor keamanan = 50%

Tekanan rancangan ($P_{design}$) = 1,5 × Tekanan operasi

= 1,5 × 15 = 22,5 atm

Untuk menghitung tebal *shell*, dihitung dengan persamaan 13-1 (Brownell & Young,1595: Hal 251):

$$t_s = \frac{P_{design} \cdot r_{is}}{f \cdot E - 0{,}6 \cdot P_{design}} + C$$

$$t_s = \frac{22{,}5\ atm \times 18{,}865\ in}{816{,}5516\ atm \times 0{,}85 - 0{,}6 \times 22{,}5\ atm} + 0{,}125\ in$$

Tebal shell (ts) = 0,7486 in

Diambil tebal standar = 7/8 in = 0,875 in (Brownell & Young, 1959: Hal 87)

Diameter luar shell = IDs + 2 ts = 37,73 + 2 (0,7486) = 39,2272 in

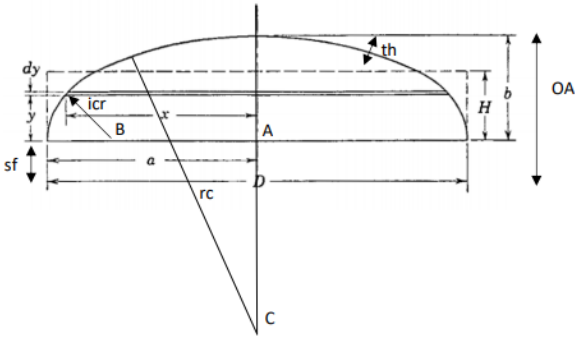
OD *shell* standar = 40 in = 1,016 m

ID *shell* standar = ODs – 2 ts = 40 – 2 (0,833) = 38,334 in = 0,9736 m

Baffle spacing (B) = 0,3 × IDs = 11,5002 in

3. HEAD

Bentuk Head : *Elliptical Head*




**Gambar 7. Design Head Reaktor**

Dengan:

a = jari-jari dalam head (m)

b = *depth of dish*

r = jari-jari dish (m)

sf = *straight flange* (m)

D = Diameter Vessel

OD = Diameter luar head

ID = Diameter dalam head

H = Panjang silinder (m)

Ukuran head:

a. Tebal head, dihitung dengan persamaan:

$$t_h = \frac{0{,}885\ P_{design}\ ID_s}{fE - 0{,}1P_{design}} + C$$

$$t_h = \frac{0{,}885 \times 22{,}5\ \text{atm} \times 38{,}334\ in}{815{,}5516\ atm \times 0{,}85 - 0{,}1 \times 22{,}5\ \text{atm}} + 0{,}125\ in$$

$$t_h = 1{,}2297\ in$$

Diambil tebal standar = 1,25 in

b. Tinggi head = $t_h$ + b + sf

sf = 1½ – 4½ in (Tabel 5,4, Brownell & Young, 1979: Hal 87)

icr = $3_{3/4}$ in

diambil sf = 4½ in

a = ½ IDs

= 19,167 in = 0,4868 m

AB = a – icr

= 15,417 in

BC = r – icr

= 20,25 in

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

= 10,870 in

sehingga, tinggi head = (1,2297 + 10,807 + 4,5) in

= 16,5367 in

= 0,4200 m

c. Volume sebuah *Elliptical Head*

Menurut Brownell & Young, 1959:

V head = Volume head tanpa sf + Volume dengan sf

$$V_{head} = 0{,}000049(ID_{head})^3 + \frac{\pi}{4}\left(\frac{ID_{head}}{12}\right)^2\left(\frac{sf}{12}\right)$$

$$V_{head} = 0{,}000049(38{,}334)^3 + \frac{\pi}{4}\left(\frac{38{,}334}{12}\right)^2\left(\frac{4{,}5}{12}\right)$$

$$V_{head} = 5{,}7643 \text{ ft}^3$$

4. TINGGI REAKTOR

Tinggi reaktor total = tinggi shell + 2 tinggi head

= 6,1 + 2 (0,42)

= 6,94 m

5. LUAS REAKTOR

Luas shell bagian dalam ($A_s$in) = π × IDs × tinggi shell

= π × 0,9736 m × 6,1 m

= 18,6653 $m^2$

Luas shell bagian luar ($A_s$out) = π × ODs × tinggi shell

= π × 1,016 m × 6,1 m

= 19,4782 $m^2$

Luas head bagian dalam ($A_h$in) $= \pi\ 2a\ H + ¼\ \pi\ (2a)^2$

$= \pi\ 2a\ (H + ½\ a)$

$= \pi \times 0{,}9736 \times (0{,}42 + 0{,}2434)$

$= 2{,}028\ m^2$

Luas head bagian luar ($A_h$out) $= \pi\ (2a + 2\ t_{head})\ H + ¼\ \pi\ (2a + 2\ t_{head})^2$

$= \pi\ (2(0{,}4868) + 2(0{,}42))\ 0{,}42 + (½\ (0{,}4868 + 0{,}42)$

$= 2{,}8451\ m^2$

Luas reaktor bagian dalam $= A_s$in $+ 2\ A_h$in

$= 18{,}6653 + 2 \times 2{,}028$

$= 22{,}7213\ m^2$

Luas reaktor bagian luar $= A_s$out $+ 2\ A_h$out

$= 19{,}4782 + 2 \times 2{,}8451$

$= 23{,}5342\ m^2$

6. VOLUME REAKTOR

Volume head $= 5{,}7643\ ft^3$

$= 0{,}1632\ m^3$

Volume shell $= ¼\ \pi\ (OD_{shell})^2$ tinggi shell

$= ¼\ \pi\ (1{,}016\ m)^2 \times 6{,}1\ m$

$= 4{,}8695\ m^3$

Volume reaktor $=$ 2 Volume head + Volume shell

$= (2 \times 0{,}1632 + 4{,}8695)\ m^3$

$= 5{,}1959\ m^3$

7. SALURAN MASUK REAKTAN

Diameter optimum dihitung dengan persamaan 15,14 (Coulson & Richard, 1959: Hal 221):

$$D_{opt} = 293.G^{0,53}.\rho^{-0,37}$$

dengan, G = kecepatan aliran massa, kg/s

$\rho$ = densitas campuran, $kg/m^3$

Kondisi reaktan masuk :

a. Suhu : 70°C = 343,15 K
b. Tekanan : 15 atm
c. Jumlah fluida masuk : 13.815,75 kg/jam = 3,8377 kg/s

d. Densitas campuran : 582,811 kg/$m^3$

Diameter optimum = 56,6474 mm

= 2,2302 in

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Tabel 11, Kern: Hal 844):

IPS = 2,5 in

OD = 2,88 in

Tipe = Schedule 40

ID = 2,469 in

8. SALURAN KELUAR PRODUK

Diameter optimum dihitung dengan persamaan 15,14 (Coulson & Richard, 1959: Hal 221):

$$D_{opt} = 293.G^{0,53}.\rho^{-0,37}$$

dengan, G = kecepatan aliran massa, kg/s

$\rho$ = densitas campuran, kg/$m^3$

Kondisi produk keluar :

a. Suhu : 76,13437 °C = 349,28437 K

b. Tekanan : 14,93487 atm

c. Jumlah fluida keluar : 13815,75 kg/jam = 3,8377 kg/s

d. Densitas campuran : 573,7527 kg/$m^3$

Diameter optimum = 56,9767 mm

= 2,2432 in

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Tabel 11, Kern, Hal: 844):

IPS = 2,5 in

OD = 2,88 in

Tipe = Schedule 40

ID = 2,469 in

9. SALURAN MASUK PENDINGIN

Diameter optimum dihitung dengan persamaan 15,14 (Coulson & Richard, 1959: Hal 221):

$$D_{opt} = 293.G^{0,53}.\rho^{-0,37}$$

dengan, G = kecepatan aliran massa, kg/s

$\rho$ = densitas, kg/m$^3$

Kondisi pemanas masuk :

a. Suhu : 50°C = 323,15 K
b. Tekanan : 1 atm
c. Jumlah beban pemanas : 20.000 kg/jam = 5,56 kg/s
d. Densitas pendingin : 1.051,7 kg/m$^3$

Diameter optimum = 55,4188 mm

= 2,1818 in

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Tabel 11, Kern, Hal: 844):

IPS = 2,5 in

OD = 2,88 in

Tipe = Schedule 40

ID = 2,469 in

10. SALURAN KELUAR PENDINGIN

Diameter optimum dihitung dengan persamaan 15,14 (Coulson & Richard, 1959: Hal 221):

$$D_{opt} = 293.G^{0,53}.\rho^{-0,37}$$

dengan, G = kecepatan aliran massa, kg/s

$\rho$ = densitas, kg/m$^3$

Kondisi pendingin keluar :

a. Suhu : 75,02 $^oC$ = 348,17 K
b. Tekanan : 1 atm
c. Jumlah beban pendingin : 20.000 kg/jam = 5,56 kg/s
d. Densitas pemanas : 1.015,6 kg/m$^3$

Diameter optimum = 56,1397 mm

= 2,2102 in

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Tabel 11, Kern, Hal:844):

IPS = 2,5 in

OD = 2,88 in

Tipe = Schedule 40

ID = 2,469 in

11. TEBAL ISOLASI

Perhitungan tebal isolasi yang diperlukan menggunakan asumsi sebagai berikut:

a. Suhu dinding luar isolator 50°C dan suhu udara luar dianggap 30 °C
b. Perpindahan panas pada keadaan *steady* sehingga $q_1 = q_2 = q_3 = q_4$
c. Suhu dinding dalam selongsong = suhu fluida dalam reaktor
d. Pernpindahan kalor yang terjadi :
    - Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam *shell* ke dinding luar *shell*
    - Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator
    - Perpindahan kalor secara konveksi dan radiasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan

$k_a$ = 0,129 BTU/jam,ft,°F = 0,2231 W/m,K

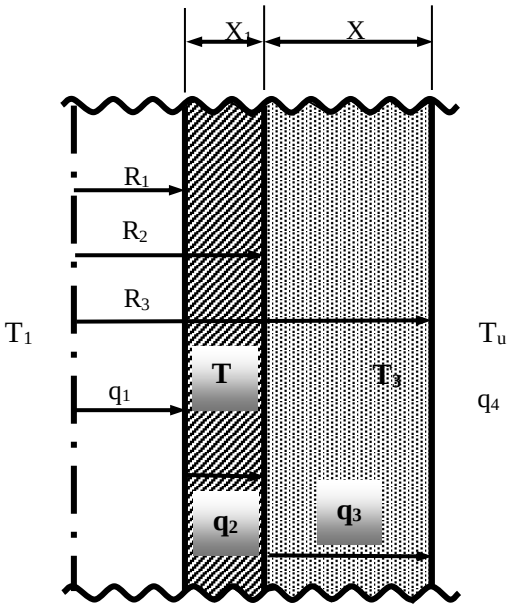
$\rho_a$ = 36 lb/ft$^3$

$\varepsilon_a$ = 0,93

Bahan dinding reaktor (*shell*) adalah Carbon Steel dengan sifat-sifat berikut (Holman, 1988):

$k_s$ = 29,41 BTU/jam,ft,°F = 50,8669 W/m,K

$\rho_s$ = 486,8674 lb/ft$^3$




Keterangan:

$R_1$ = jari-jari dalam *shell*

$R_2$ = jari-jari luar *shell*

$R_3$ = jari-jari luar setelah diisolasi

$X_1$ = tebal dinding

$X_2$ = tebal isolasi

$T_u$ = suhu udara luar (30°C)

$T_1$ = suhu dinding dalam *shell*

$T_2$ = suhu dinding luar *shell*

$T_3$ = suhu dinding isolator (50°C)

**Gambar 8. Skema Perpindahan Panas di Dinding Reaktor**

Perpindahan panas dari dalam reaktor ke lingkungan terjadi dalam 4 langkah:

- Perpindahan panas secara konveksi dari dalam *shell* ke dinding dalam *shell* ($q_1$)
- Perpindahan panas secara konduksi dari dinding dalam *shell* ke dinding luar *shell* ($q_2$)
- Perpindahan panas secara konduksi dari dinding luar *shell* ke dinding luar isolator ($q_3$)
- Perpindahan panas secara konveksi dan radiasi dari dinding luar isolator ke udara ($q_4$)

Langkah perhitungan tebal isolasi:

a. Menentukan koefisien perpindahan panas konveksi asbestos-udara

$T_f = ½ (T_3 + T_u) = ½ (50 + 30) = 40°C$

Pada suhu 40°C, sifat-sifat udara menurut Holman, 1988:

$\upsilon = 1{,}7061 \times 10^{-5}\ m^2/s$

$\beta = 1/(40+273{,}15) = 3{,}1949 \times 10^{-3}\ K^{-1}$

$k = 0{,}0272\ W/m,K$

$Pr = 0{,}7051$

$\rho = 1{,}1279\ kg/m^3$

$L = 6{,}1\ m$

Untuk mengetahui sifat aliran udara, maka perlu menghitung nilai bilangan Rayleigh dengan persamaan:

Ra = Gr × Pr

$$R_a = \frac{g\ \beta\ (T_3 - T_u)\ L^3}{v^2} Pr$$

Dengan:

g = percepatan gravitasi bumi (9,8 m/s$^2$)

L = panjang pipa *over design* reaktor (m)

$$R_a = \frac{9{,}8 \times 3{,}1949 \times 10^{-3} \times (50 - 30) \times 6{,}1^3}{(1{,}7601 \times 10^{-5})^2} \times 0{,}7051$$

Ra = 3,2350×10$^{11}$

Dengan Ra > 10$^9$, maka aliran udara adalah turbulen, sehingga untuk menghitung nilai hc dapat dipakai persamaan berikut (Tabel 7,2 Holman, 1986):

hc = 1,31($\Delta$T)$^{0,33}$

= 3,5206 W/m$^2$,K

b. Menentukan koefisien perpindahan panas radiasi asbestos-udara

Digunakan persamaan berikut (Holman, 1986):

hr ($T_3 - T_u$) = $\varepsilon\ \sigma\ (T_3^4 - T_u^4)$

dengan:

$\sigma$ = Konstanta Boltzman (5,669×10$^{-8}$ W/m$^2$,K$^4$)

$\varepsilon$ = Emisivitas dinding isolator (0,93)

hr = $\varepsilon \cdot \sigma\ (T_3^4 - T_u^4) / (T_3 - T_u)$

= 6,4733 W/m$^2$,K

c. Menghitung panas tiap lapisan

Nilai $q_4$ dihitung dengan persamaan:

$$q_4 = (hr + hc).2\pi.R_3.L.(T_3 - T_4)$$

$q_4$ = (6,4733 + 3,5206) $2\pi\ R_3\ L\ (50 - 30)$

$q_4$ = 399,756 $\pi\ R_3\ L$

Nilai $q_3$ dihitung dengan persamaan:

$$q_3 = \frac{2\pi.k_a.L.(T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)}$$

$$q_3 = \frac{(0{,}2231)\ 2\pi\ \mathrm{L}\ (T_2 - 323{,}15)}{\ln\left(\frac{R_3}{0{,}9144}\right)}$$

Nilai $q_2$ dihitung dengan persamaan:

$$q_2 = \frac{2\pi.k_b.L.(T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)}$$

$$q_2 = \frac{(50{,}8669)\ 2\pi\ \mathrm{L}\ (421{,}45 - T_2)}{\ln\left(\frac{0{,}9144}{0{,}8527}\right)}$$

$q_2 = 6.881{,}15\ \pi\ \mathrm{L}\ (421{,}45 - T_2)$

d. Menghitung jari-jari reaktor setelah diisolasi ($R_3$)

Untuk menentukan nilai $R_3$, dapat dilakukan substitusi persamaan-persamaan di atas dan dilakukan penyelesaian satu variabel dengan cara numerik,

$q_4 = q_2$

$399{,}756\ \pi\ R_3\ L = 6.881{,}15\ \pi\ L\ (421{,}45 - T_2)$

$R_3 = 17{,}2134\ (421{,}45 - T_2)$

$T_2 = 421{,}45 - R_3/17{,}2134$

$q_4 = q_3$

$$399{,}756\ R_3 = \frac{0{,}4462\ (T_2 - 323{,}15)}{\ln\left(\frac{R_3}{0{,}9144}\right)}$$

$$399{,}756\ R_3 = \frac{0{,}4462\left(98{,}3 - \frac{R_3}{17{,}2134}\right)}{\ln\left(\frac{R_3}{0{,}9144}\right)}$$

$R_3 = 1{,}0181$ m

Sehingga, tebal isolasi dan suhu dinding luar *shell* didapatkan sebesar:

$t_{isolator} = R_3 - R_2$

$= 1{,}0181 - 0{,}9144$

$= 0{,}1037$ m (4,0826 in)

$T_2 = 421{,}45 - R_3/17{,}2134$

$= 421{,}17$ K $= 148{,}02°C$

12. INERT BALLAST

Inert ballast berfungsi untuk melindungi katalisator dari pengaruh langsung aliran gas sekaligus untuk meratakan aliran gas (Rase & Barrow, 1977), Inert ballast berupa bola-bola keramik dengan tebal tumpukan 0 – 6 in, diambil 3 in dan diletakkan di atas dan di bawah tumpukan katalisator.

13. BALLAST SEPARATOR SCREEN

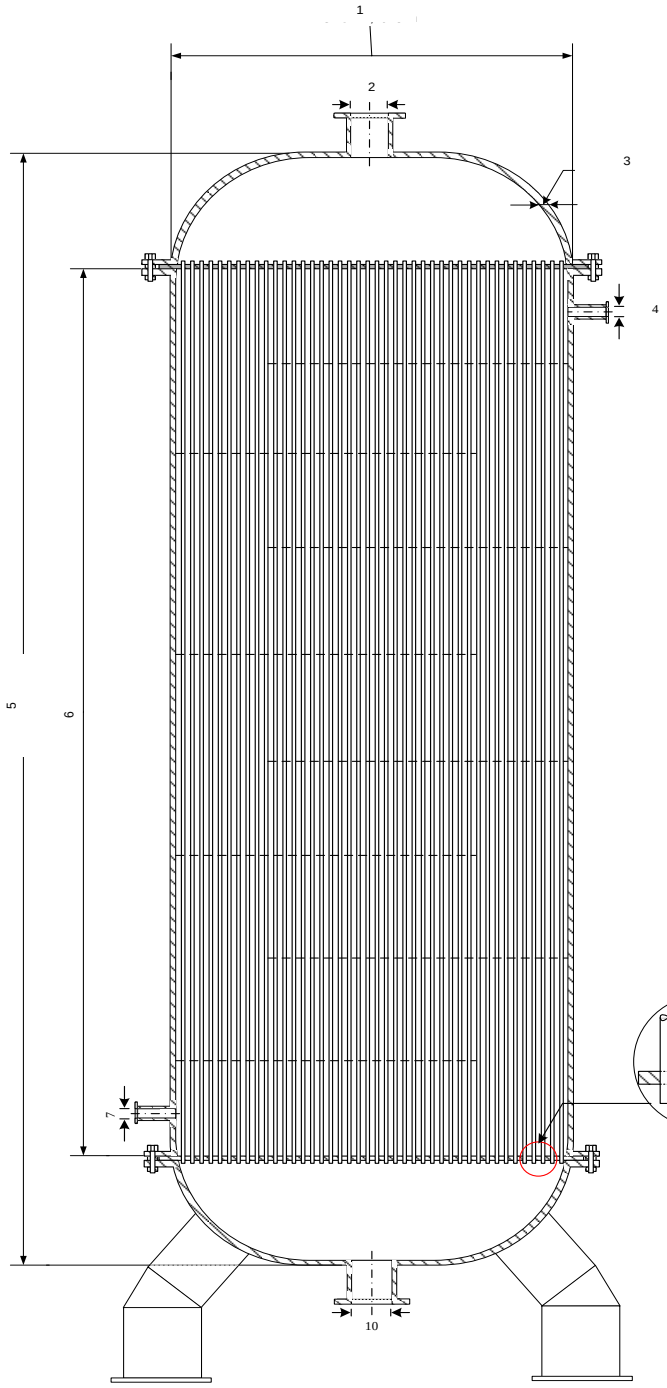
Ballast separator screen terletak di bagian atas dan bawah tumpukan katalisator dengan ukuran screen 5 mesh (Rase & Barrow, 1977).

14. DISTRIBUTOR

Distributor berfungsi meratakan aliran gas masuk, Dipakai *multiple baffle distributor concentric cones type* yang dipasang pada akhir saluran pemasukan gas, Multiple baffle ini berupa kerucut-kerucut yang tersusun secara konsentris, Kerucut yang paling besar terletak paling atas.

15. TOP MAN HOLE

Top man hole terletak di bagian atas dan di samping lubang pemasukan gas pereaksi, Diameter man hole berkisar 14 - 24 in (Backrust & Harker, 1973), Diambil diameter man hole 16 in dan dipakai pipa nominal size 16 in IPS Schedule 40 dengan diameter luar 16 in dan diameter dalam 15,25 in.




Keterangan:

1. Diameter luar reaktor
2. Saluran masuk reaktan
3. Tebal isolasi
4. Saluran masuk pemanas
5. Tinggi reaktor
6. Tinggi *shell*
7. Saluran keluar pemanas
8. Tube berisi katalis
9. *Grid support*
10. Saluran keluar produk

**Gambar 9. Penampang Vertikal Reaktor Fixed Bed Multitube**

# RESUME

| **Jenis Reaktor** | **Fixed Bed Multitube** |
|---|---|
| **Kode** | R-01 |
| **Fungsi** | Mereaksikan Isobutena dengan Metanol menjadi Metil Tersier Butil Eter |
| **Bahan tube** | Stainless Steel SA-336 Type 316 |
| **Bahan shell** | Carbon Steel SA – 53 Grade A |
| **Jumlah tube** | 3.000 |
| **Kondisi operasi** | Non Isotermal – Non Adiabatik |
| **Kondisi reaktan masuk reaktor** | T = 70°C, P = 15 atm |
| **Kondisi produk keluar reaktor** | T = 76,13437 °C, P = 14,93487 atm |
| **Kondisi pendingin masuk reaktor** | T = 50 °C, P = 1 atm |
| **Kondisi pendingin keluar reaktor** | T = 75,02 °C, P = 1 atm |
| **Fase reaksi** | Reaktan cair dengan katalis padat |
| **Katalis** | *Amberlyst 15 Wet* |
| **Pendingin** | Dowtherm A |
| **Diameter reaktor** | 40 inchi = 1,1016 m |
| **Tinggi reaktor** | 6,94 m |
| **Volume reaktor** | 5,1959 $m^3$ |
| **Luas reaktor** | 23,5342 $m^2$ |
| **Tebal shell** | 7/8 in |
| **Head** | *Elliptical Head* |
| **Tebal head** | 1,25 in |
| **Tinggi head** | 0.42 m |
| **Berat katalis** | 12.4 kg |
| **Bahan isolasi** | *Asbestos* |
| **Tebal isolasi** | 0,1037 m = 4,0826 inchi |

# Flash Drum (FD-01)

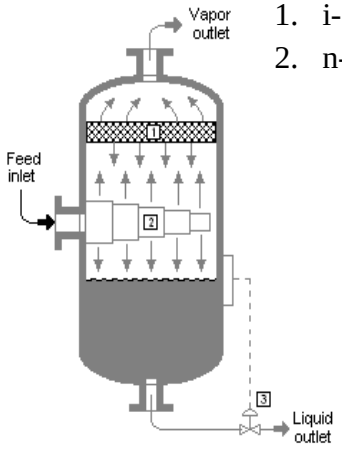
**Tugas** **:** Memisahkan komponen i-$C_4H_8$ dan n-$C_4H_8$ dalam campuran hasil keluaran reaktor (R-01)

**Kondisi operasi :** Tekanan (P) = 4,0 atm

Suhu (T) = 95,45 $^oC$ = 368,60 K

**Jenis** **:** Flash Drum Isotermal

Komponen Masuk :
1. i-$C_4H_8$
2. n-$C_4H_8$
3. $(CH_3)_3COCH_3$
4. $CH_3OH$
5. $H_2O$




Vapor :
1. i-$C_4H_8$
2. n-$C_4H_8$

Liquid :
1. $(CH_3)_3COCH_3$
2. $CH_3OH$
3. $H_2O$

- **NERACA MASSA**

**Tabel 1.** Neraca Massa Flash Drum

| Komponen | Kemurnian | BM | Massa (kg/jam) | % massa | kmol/jam | % mol |
|---|---|---|---|---|---|---|
| i-$C_4H_8$ | 0,0506 | 56 | 684,71 | 5.06 | 12,23 | 7,3208 |
| n-$C_4H_8$ | 0,0063 | 56 | 86,45 | 0.64 | 1,54 | 0,9243 |
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 0,9139 | 88 | 12.373,74 | 91.36 | 140,61 | 84,1896 |
| $CH_3OH$ | 0,0298 | 32 | 391,26 | 2.89 | 12,23 | 7,3208 |
| $H_2O$ | 0,0003 | 18 | 7,35 | 0.05 | 0,41 | 0,2444 |
| **Total** | | | **13.543,52** | **100** | **167,02** | **100,00** |

Kondisi suatu campuran dapat diketahui dengan persamaan Raoult – Dalton

$yi = ki \times xi \; atau \; xi = \frac{yi}{ki}$

Nilai konstanta kesetimbangan (K) dapat dihitung dengan persamaan

$K = P^{sat}/P$

Dengan:

K = Konstanta kesetimbangan fase uap-cair

P = Tekanan operasi, mmHg

$P^{sat} = log_{10}P^{sat} = A + \frac{B}{T} + C\ log_{10}T + D\ T + E\ T^2$

**Tabel 2.** Data Vapor Pressure

| Komponen | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| i-$C_4H_8$ | 39,2295 | -2.109,4 | -12,567 | 0,0077304 | -1,3659E-13 |
| n-$C_4H_8$ | 27,3116 | -1.923,5 | -7,2064 | 7,4852E-12 | 3,6481E-06 |
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 4,7409 | -1.949,3 | 3,077 | -0,014463 | 0,000010039 |
| $CH_3OH$ | 45,6171 | -3.244,7 | -13,988 | 0,0066365 | -1,0507E-13 |
| $H_2O$ | 29,8605 | -3.152,2 | -7,3037 | 2,4247E-09 | 0,000001809 |

**(Yaws, 1999)**

- **Komposisi keluar**

Melakukan Trial dan Error pada P dan rasio L/F

Temperatur = 95,45°C = 368,60 K

Tekanan = 4 atm = 912 mmHg

Dari buku Smith Vannes, Vapour Liquid Separation, Hal 344 didapatkan rumus Duhem :

L + V = 1

Zi = Xi x L + Yi x V

Dimana L = $\frac{L}{F}$ dan V = (1-$\frac{L}{F}$)

Zi = Xi . $\frac{L}{F}$ + Yi . (1-$\frac{L}{F}$)

Zi = Xi . $\frac{L}{F}$ + Ki . Xi (1-$\frac{L}{F}$)

Xi = $\frac{Zi}{\frac{L}{F} + Ki\ (1-\frac{L}{F})}$

Trial L/F = 0,90

**Tabel 3.** Kesetimbangan pada Flash Drum

| Komponen | BM | Umpan (kg/jam) | Umpan (kmol/jam) | Po | Ki=Po/P | Xi | Yi=Ki*Xi |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| i-$C_4H_8$ | 56 | 684,71 | 12,23 | 16,65 | 4,16 | 0,0556 | 0,2317 |
| n-$C_4H_8$ | 56 | 86,45 | 1,54 | 16,31 | 4,08 | 0,0071 | 0,0288 |
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 88 | 12.373,74 | 140,61 | 3,18 | 0,79 | 0,8596 | 0,6825 |
| $CH_3OH$ | 32 | 391,26 | 12,23 | 3,01 | 0,75 | 0,0751 | 0,0565 |
| $H_2O$ | 18 | 7,35 | 0,41 | 0,85 | 0,21 | 0,0027 | 0,0006 |
| **Total** | | **13.543,52** | **167,02** | | | **1,0000** | **1,0000** |

Dirancangkan perhitungan trial suhu dan tekanan yang diharapkan komponen i-$C_4H_8$ dan n-$C_4H_8$ menguap semuanya menjadi hasil atas dari Flash Drum karena memiliki titik didih campuran yang berbeda jauh antara campuran i-$C_4H_8$ dan n-$C_4H_8$ dengan titik didih antara campuran produk metanol, air, dan produk MTBE pada tekanan 4 atm. Dan dari keduanya memiliki perbedaan nilai K yang besar antara komponen campuran i-$C_4H_8$ dan n-$C_4H_8$ jika dibandingkan dengan komponen metanol, air, dan produk MTBE. Oleh karena itu diasumsikan seluruh komponen campuran i-$C_4H_8$ dan n-$C_4H_8$ menjadi hasil atas dari Flash Drum. Sehingga didapatkan neraca masa keselurahan di Flash Drum sebagai berikut:

**Tabel 4.** Neraca Massa Masuk dan Keluar Flash Drum

| Komponen | Input | | Output | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | Hasil Atas | | Hasil Bawah | |
| | Kmol/jam | Kg/jam | Kmol/jam | Kg/jam | Kmol/jam | Kg/jam |
| i-$C_4H_8$ | 12,23 | 684,71 | 12,23 | 684,71 | 0.00 | 0.00 |
| n-$C_4H_8$ | 1,54 | 86,45 | 1,56 | 86,45 | 0.00 | 0.00 |
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 140,61 | 12.373,74 | 0.00 | 0.00 | 140,61 | 12.373,74 |
| $CH_3OH$ | 12,23 | 391,26 | 0.00 | 0.00 | 12,23 | 391,26 |

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 0,41 | 7,35 | 0.00 | 0.00 | 0,41 | 7,35 |
| **Total** | **167,02** | **13.543,52** | **14,04** | **771,17** | **153,25** | **12.772,35** |

**NERACA PANAS**

**Tabel 5.** Data Cp Gas

| **Cp = A + BT + C(T^2) + D(T^3) + E(T)^4 kJ/kmol/K** | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| **Komponen** | **Konstanta** | | | | |
| | **A** | **B** | **C** | **D** | **E** |
| i-$C_4H_8$ | 32,918 | 1,9546E-01 | 7,7876E-05 | -1,4645E-07 | 4,6867E-10 |
| n-$C_4H_8$ | 24,915 | 2,0648E-01 | 5,9828E-05 | -1,4166E-07 | 4,7053E-11 |

**Tabel 6.** Data Cp Cair

| **Cp = A + BT + C(T^2) + D(T^3) kJ/kmol/K** | | | | |
|---|---|---|---|---|
| **Komponen** | **Konstanta** | | | |
| | **A** | **B** | **C** | **D** |
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 63,744 | 7,66E-01 | -2,61E-03 | 3,92E-06 |
| $CH_3OH$ | 40,152 | 3,10E-01 | -1,03E-03 | 1,46E-06 |
| $H_2O$ | 92,053 | -0,03995 | -2,11E-04 | 5,53E-07 |

Tref = 25 $^oC$ = 298,15 K

Tin = 95,45 $^oC$ = 368,60 K

Tout = 95,45 $^oC$ = 368,60 K

Panas umpan - panas arus atas + panas arus bawah = 0

$$\sum ni \int_{298.15}^{368.60} Cp\ dT \mid_{in} - \sum ni \int_{298.15}^{368.60} Cp\ dT \mid_{out} + \sum ni \int_{298.15}^{368.60} Cp\ dT \mid_{out} = 0$$

$$Q = \sum ni \int_{\mathrm{Tr}}^{T} Cp\ dT$$

$$Q = \sum ni \int_{\mathrm{Tr}}^{T} A + BT + CT^2 + DT^3\ dT$$

$$Q = \sum ni \left[ A\,(T - T_r) + \frac{B}{2}\left(T^2 - {T_r}^2\right) + \frac{C}{3}\left(T^3 - {T_r}^3\right) + \frac{D}{4}\left(T^4 - {T_r}^4\right) + \frac{E}{5}\left(T^5 - {T_r}^5\right) \right]$$

Sehingga didapatkan entalpi sebagai berikut:

Hfeed liquid = 1.801.335,93 kJ/jam

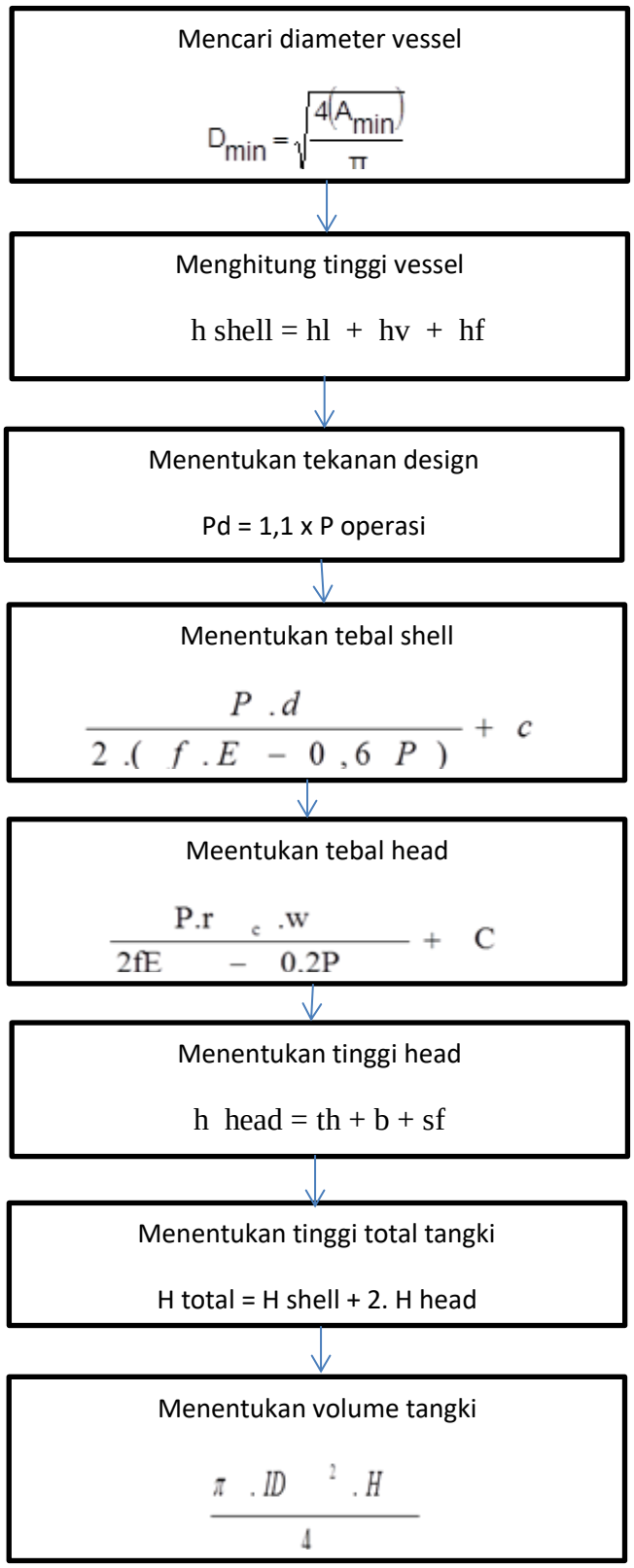
Hfeed vapor = 97.587,03 kJ/jam

Hout liquid = 1.801.335,93 kJ/jam

Hout vapor = 97.587,03 kJ/jam

| **Panas Masuk (kJ/jam)** | | **Panas Keluar (kJ/jam)** | |
|---|---|---|---|
| **Vapor** | **Liquid** | **Vapor** | **Liquid** |
| 97.587,03 | 1.801.335,93 | 97.587,03 | 1.801.335,93 |
| 1.898.922,96 | | 1.898.922,96 | |

## Logaritma Perhitungan Dimensi Flash Drum



- **Menghitung densitas dan berat vapor**

$\rho = \frac{P\ x\ BM}{R\ x\ T}$

Dimana :

$\rho$ = Densitas (kg/m$^3$)

P = Tekanan (atm)

BM = Berat molekul (kg/kmol)

R = Tetapan gas (0,082 atm.liter/mol K)

T = Temperature (K)

| Komponen | kg/jam | Fraksi Massa | BM | kmol/jam | Fraksi mol (yi) | yi*BM(i) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| i-$C_4H_8$ | 684,7127 | 0,8879 | 56 | 12,2270 | 0,8879 | 49,7220 |
| n-$C_4H_8$ | 86,4536 | 0,1121 | 56 | 1,5438 | 0,1121 | 6,2780 |
| **Total** | **771,17** | **1,00** | | **13,77** | **1,00** | **56,00** |

$\rho\ vap = \frac{1\ atm\ x\ 56\ \frac{g}{mol}}{0.08\ \frac{atm\ L}{mol\ K}\ x\ 367.60\ K}$ = 7,43 kg/m$^3$ = 0,46 lb/ft$^3$

W vap = 771,170 kg/jam = 1.700,13 lb/jam

- **Menghitung densitas dan berat liquid**

**density = A B^-(1 - T/Tc)^n**

| Komponen | A | B | N | Tc |
|---|---|---|---|---|
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 0,26791 | 0,27032 | 0,2829 | 497,1 |
| $CH_3OH$ | 0,27197 | 0,27192 | 0,2331 | 512,58 |
| $H_2O$ | 0,3471 | 0,274 | 0,28571 | 647,13 |
| **Komponen** | **kg/jam** | **Wi** | **r (kg/m3)** | **Wi/r** |
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 12.373,74 | 0,97 | 655,09 | 0,0015 |
| $CH_3OH$ | 391,26 | 0,03 | 717,57 | 0,0000 |
| $H_2O$ | 7,35 | 0,00 | 961,19 | 0,0000 |
| **Total** | **12.772,35** | **1,00** | **2333.84** | **0.0015** |

$\rho\ liq = \frac{\Sigma\ wi}{\Sigma\ wi/r} = \frac{1}{0.0015}$ = 2.333,84 kg/m$^3$ = 145,70 lb/ft$^3$

W liq = 12.772,74 kg/jam = 28.158,21 lb/jam

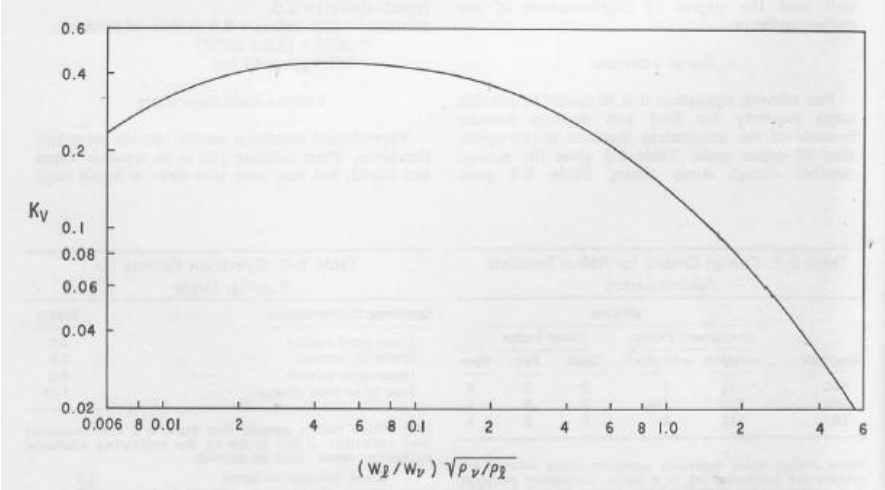
- **Menghitung Diameter Vessel**

a. Menghitung faktor pemisahan uap-cairan

$$\left(\frac{W_l}{W_v}\right)\sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}} = Flv$$

Flv = 0,93

b. Dari gambar 5.1 (Evans, 1974, hal 154) diperoleh faktor kecepatan uap




Dari buku watkins diperoleh koefisien untuk menentukan faktor kecepatan uap

| A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|
| -1,8774 | -0,8145 | -0,1870 | -0,0145 | -0,0010 |

$$Kv = e^{A+B\ln F_{lv}+C(\ln F_{lv})^2+d(\ln F_{lv})^3+E(\ln F_{lv})^4}$$

Kv = 0,16

Menghitung design kecepatan uap maksimal

$$(u_v)_{max} = K_v\sqrt{\frac{(\rho_l - \rho_v)}{\rho_v}} = 2{,}86 \text{ ft/s}$$

Laju alir cairan

$$Q_l = \frac{W_l}{\rho_l} = 0{,}05 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Laju alir uap

$$Q_v = \frac{W_v}{\rho_v} = 1{,}02 \text{ ft}^3/\text{s}$$

c. Menghitung area vessel minimal

$$A_{min} = \frac{Q_V}{(u_V)_{max}} = 0{,}36 \text{ ft}^2$$

d. Menghitung diameter vessel

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4(A_{min})}{\pi}} = 0{,}67 \text{ ft} = 0{,}21 \text{ m}$$

D design = Dmin + 6 in = 1,17 ft = 0,36 m

e. Menghitung inlet nozzle uap-cairan

$\rho$ mix $= \sqrt{}$ $\rho$ liq x $\rho$ vap = 4,6 lb/ft$^2$

$(u_{max})_{nozzle} = 100\sqrt{\rho_{mix}} =$ 286,68 ft/s

$(u_{min})_{nozzle} = 60\sqrt{\rho_{mix}} =$ 172,01 ft/s

f. Laju alir umpan, Qn

$Qn = (wL + w\bar{V}) / \rho mix$ = 1,01 ft$^3$/s

g. Area nozzle minimum, An min

$An\min = Qn / u\max nozzle$ = 0,0035 ft$^2$

h. Diameter nozzle minimum, Dn min

$Dn\min = \sqrt{(4 \times An\min) / \pi}$ = 0,07 ft = 0,80 in = 0,02 m

i. Area nozzle maksimum, An max

$An\max = Qn / u\min\ nozzle$ = 0,01 ft$^2$

j. Diameter nozzle maksimum, Dn max

$Dn\max\sqrt{(4 \times An\max)/\pi}$ = 0,09 ft = 1,04 in = 0,03 m

Berdasarkan diameter nozzle yang telah didapat dipilih pipa dengan ukuran standar (Tabel 11, Kern Hal: 844)

IPS = 1

Shedule = No 40

ID = 1,049 in

OD = 1,32 in

## ➢ Menghitung Tinggi Vessel

1. Menghitung tinggi uap (hv)

   hv = 36 in + ½ OD = 3,06 ft

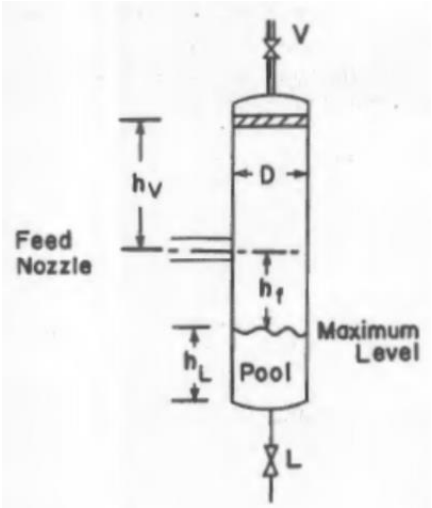
2. Menghitung tinggi cairan (hl)

   debit cairan, $QL = wl / \rho l$ = 0,05 $ft^3/s$

   t hold = 5 menit

   V liquid, QL x t hold = 16,11 $ft^3$

   hl = V liq / A drum = 5,13 ft




3. Menghitung jarak feedline cairan

   hf = 1 ft + ½ OD = 1,66 ft

   *tinggi shell drum* = hl + hv + hf

   = 5,13 ft + 3,06 ft + 1,66 ft

   = 9,84 ft = 3 m

   Cek nilai L/D (3-5) untuk flash drum vertikal

   L/D = tinggi shell drum = 9,84 ft = 4,92 ft

   diameter drum 2 ft

   nilai L/D 3 sampai dengan 5 memenuhi sebagai syarat vertikal flash drum

Menentukan volume flash drum

$V_{shell} = \frac{\pi \cdot ID^2 \cdot H}{4}$

= 10,6449 $ft^3$

$V_{head}$ = 2 x (0,000049 x $ID^3$)

= 0,000158 $ft^3$

$V_{sf} = \frac{\pi \cdot ID^2 \cdot sf}{4}$

= 0,5406 $ft^3$

$V_{tangki,kor}$ = $V_{shell}$ + 2.$V_{head}$ + 2.$V_{sf}$

= 10,6449 + 0,000158 + 0,5406

= 11,186 $ft^3$

| | | | |
|---|---|---|---|
| D | = 1,17 ft | = 14,08 in | = 0,36 m |
| H | = 9,84 ft | = 118,13 in | = 3,0 m |

Keterangan :

D = diameter tangki, in

Sf = *straight flange*, in (dipilih sf = 2 in)

**Menenetukan Tekanan Desain Shell**

$P_{operasi}$ = 4.0 atm

(Coulson, Richardson, Vol.6th, 1983, Hal 637)

Tekanan desain 5 -10 % di atas tekanan kerja normal/absolut

$P_{desain}$ = 1,1 x Poperasi

= 1,1 x 4.0 atm

= 4.40 atm

**Menentukan Tebal dan Panjang Shell**

Tebal *Shell*

Untuk menentukan tebal *shell*, persamaan yang digunakan adalah :

(Brownell & Young,1959.hal.285)

$$t_s = \frac{P\ .d}{2\ .(\ f\ .E\ -\ 0\ ,6\ \ P\ )} + c$$

keterangan :

| | | | |
|---|---|---|---|
| ts | ketebalan dinding shell, in | | |
| P | tekanan desain, atm | = | 4,40 |
| D | diameter tangki, in | = | 14,78 |
| F | nilai tegangan material, psi | = | 18.750 |
| E | efisiensi sambungan | = | 0,80 |
| | jenis sambungan las (*single-welded butt joint)* | | |
| C | korosi yang diizinkan (*corrosion allowance*) | = | 0,23 |

(Tabel 6, Timmerhaus,1991:542)

Sehingga didapat nilai ts sebesar

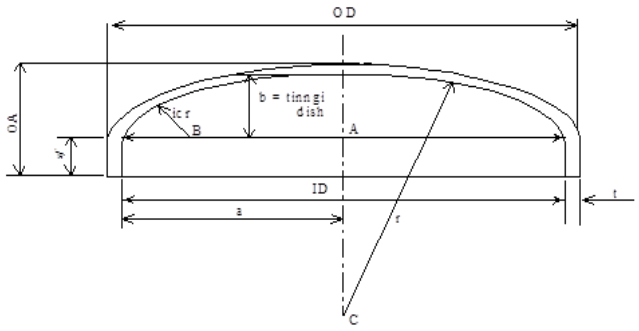
$t_s$ = 0,26 in

standar tebal = 0,3125 in

$D_o$ = $D_i + 2.t_s$

= 14,71 in

**Menentukan Tebal dan Tinggi Head**




➢ Menghitung *tebal head* minimum

(Brownell and Young,1959, Hal: 258)

$\frac{icr}{,r_C} > 6\%$ dimana $r_c$ = Di

Dari tabel 5.7. Brownell and Young, Hal: 290 diketahui:

w = $\frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}}\right)$

$r_c$ = 14,08 in

icr = 0,85 in

Sehingga didapat nilai

*w* = 1,77 in

Menentukan tebal *head* dengan persamaan (Brownell and Young, 1959, Hal: 258):

$_{th}$ = $\frac{P.r_{c}.w}{2fE - 0,2P} + C$

= 0,28 in

dipakai plat standar = 0,3125 in

Untuk $t_h$ = 1/4 in, Dari Tabel 5.6 (Brownell and Young, 1959) diperoleh:

sf = 1,5 – 2,5 in

Direkomendasikan nilai sf = 2,00 in

Keterangan :

$t_h$ = Tebal head (in)

P = Tekanan desain (psi)

$r_c$ = *Radius knuckle, in*

*Icr* = *Inside corner Radius ( in)*

*W* = *stress-intensitication factor*

E = Effisiensi pengelasan

C = Faktor korosi (in)

*Depth of dish* (b) (Brownell and Young,1959.hal.87)

b = $rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$

b = 2,38 in

➢ Menentukan tinggi head (OA)

OA = th + b + sf (Brownell and Young,1959, Hal: 87)

= 4,70 in

= 0,12 m

**Menentukan Tinggi Total Tangki**

Untuk mengetahui tinggi tangki total digunakan persamaan:

$H_{total}$ = $H_{shell}$ + 2.$H_{head}$
= 10,63 ft
= 127,52 in
= 3,24 m

**Menentukan Volume Tangki**

$V_{shell}$ = $\frac{\pi \cdot ID^2 \cdot H}{4}$
= 10,64 $ft^3$

$V_{head}$ = 0,000049 x $D^3$
= 0,0000792 $ft^3$

$V_{sf}$ $\frac{\pi . ID^2 . sf}{4}$
= 0,18 $ft^3$

$V_{tangki,kor}$ = $V_{shell}$ + 2.$V_{head}$ + 2.$V_{sf}$
= 10,64 + (2 x 0,0000792) + (2 x 0,18) $ft^3$
= 11,01 $ft^3$
= 0,31 $m^3$
= 311,64 liter

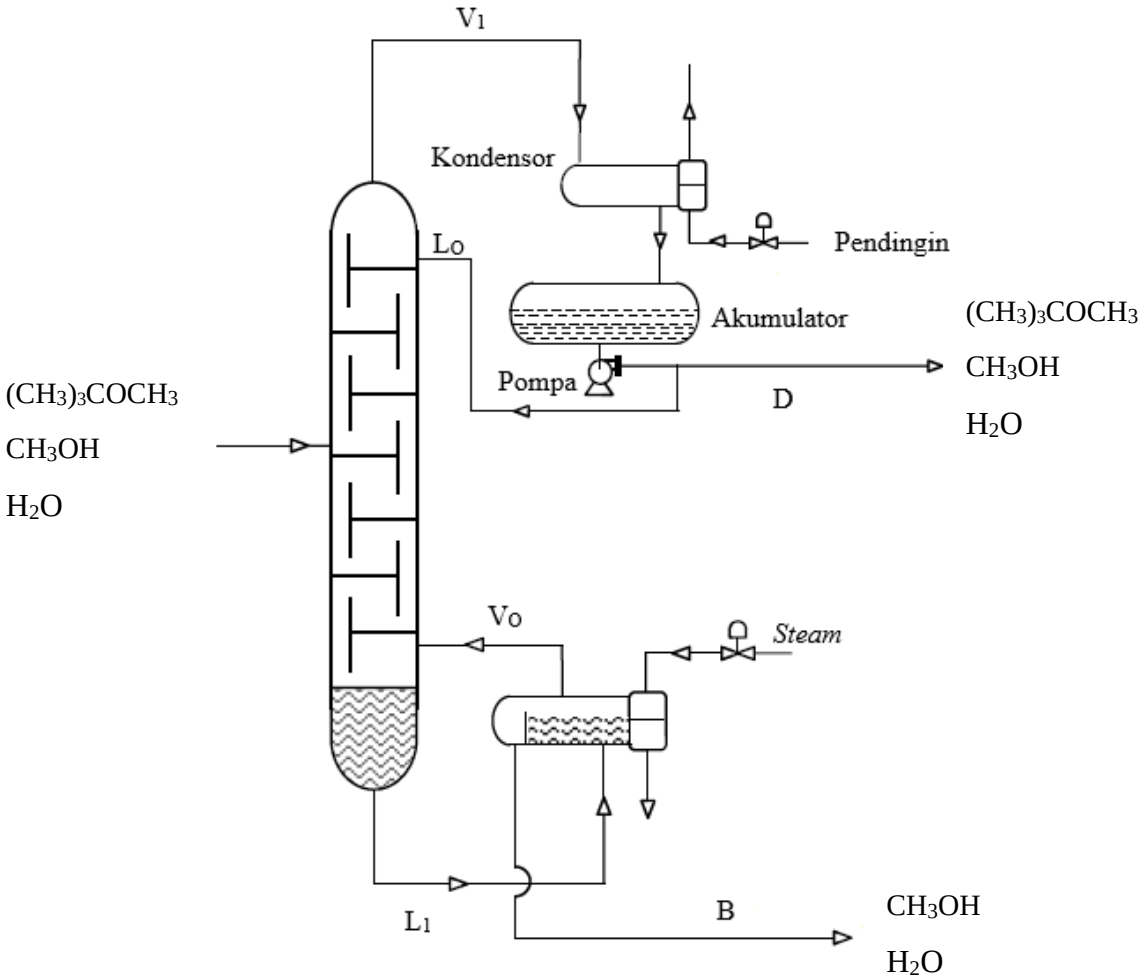
## RESUME

| | | | |
|---|---|---|---|
| **Kode** | = FD-01 | | |
| **Fungsi** | = Memisahkan isobutena dan n-butena dari hasil keluaran reaktor | | |
| **Material** | = Carbon Steel | | |
| **Bentuk** | = Silinder vertikal dengan atap *(head) torispherical.* | | |
| **Kapasitas** | = 311,64 liter | | |
| **Waktu tinggal** | = 5.00 menit | | |
| **Jumlah vessel** | = 1 tangki | | |
| **Dimensi** | Diameter *shell* (D) | = | 0,36 m |
| | Tinggi *shell* (Hs) | = | 3,0 m |
| | Tebal *shell* ($t_s$) | = | 0,3125 in |
| | Tinggi *head* | = | 0,12 m |
| | Tebal *head* | = | 0,3125 in |
| | Tinggi total | = | 3,24 m |
| | Diameter inlet nozzle | = | 0,034 m |
| **Temperatur** | = 94,45 $^oC$ | | |
| **Tekanan** | = 4.0 atm | | |

## MENARA DISTILASI
## (MD-01)

**Tugas** : Memisahkan larutan antara $(CH_3)_3COCH_3$, $(CH_3OH)$ dan $H_2O$ dengan laju 12772,3490 Kg/Jam pada suhu 59,023 $^oC$ dan tekanan 1,1022 atm.

**Jenis alat** : *Sieve tray Distillation Tower*




**Gambar 1.** Menara Distilasi (MD-01)

**Data Umpan Masuk Menara Distilasi (MD-01)**

Untuk melakukan perhitungan menara distilasi, perlu diambil beberapa asumsi sebagai berikut:

1. Menara distilasi bekerja pada keadaan *steady state*
2. Pada setiap *plate*, terjadi kesetimbangan fase
3. Aliran dalam setiap *plate* terjadi molal yang konstan
4. Fasa uap sebagai gas ideal
5. Penurunan tekanan pada setiap *plate*
6. Koefisien kesetimbangan fase mengikuti persamaan

$$Ki = \frac{Pi}{Ptotal}$$

Dimana:

$P_i$ = Tekanan uap masing-masing komponen

Ptotal = Tekanan operasi

Data kondisi operasi:

Suhu ($T_1$) = 56,0612 $^oC$ = 329,2112 K

Tekanan (Pt) = 1 atm

Fasa = Cair Jenuh

**Tabel 1.** Data Komponen Masuk Menara Destilasi

| **Komponen** | **BM (Kg/Kmol)** | **Kg/Jam** | **Kmol/Jam** | **Fraksi Massa** |
|---|---|---|---|---|
| $(CH3)_3COCH_3$ | 88 | 12373,7374 | 140,6107 | 0,9175 |
| $CH_3OH$ | 32 | 391,2644 | 12,2270 | 0,0798 |
| $H_2O$ | 18 | 7,3472 | 0,4082 | 0,0027 |
| **Total** | | 12772,3490 | 153,2458 | 1,0000 |

**Menentukan Kondis Operasi Menara Distilasi (MD-01)**

1. Komponen Kunci

   Dipilih: Komponen kunci ringan $CH_3COH$

   Komponen kunci berat $H_2O$

2. *Recovery*

   Dirancang: Komponen produk metil tersier butil eter = 98 %

3. Suhu Didih Umpan

   Pt = 1 atm

   Dihitung secara iteratif sampai diperoleh $\Sigma y_i = \Sigma K_i, x_i = 1$

   **Tabel 2.** Data komponen untuk menghitung titik didih dan volatilitas relatif

| **Komponen** | $x_i$ | $P^o$ | $K_i = P^o/Pt$ | $y_i = K_i * x_i$ | $\alpha_i$ |
|---|---|---|---|---|---|
| $(CH3)_3COCH3$ | 0,9175 | 1,0277 | 1,0277 | 0,9430 | 6,2809 |
| $CH3OH$ | 0,0798 | 0,7091 | 0,7091 | 0,0566 | 4,3333 |
| $H_2O$ | 0,0027 | 0,1636 | 0,1636 | 0,0004 | 1,0000 |
| **Total** | 1,000 | | | 1,0000 | |

   Diperoleh suhu didih umpan ($T_{didih}$) = 56,0612°C = 329,2112 K

4. Validasi Validasi *Light Key Component* (lk) dan *Heavy Key Component* (hk)

   Adapun pemilihan komponen kunci adalah sebagai berikut:

   *Light key* = $CH_3OH$

   *Heavy key* = $H_2O$

   Menentukan distribusi komponen menggunakan Metode Shiras, *key component* dapat ditentukan sebagai berikut:

$$\frac{x_{J,D}\ D}{z_{J,F}\ F} = \left(\frac{(\alpha_J - 1)\ x_{lk,D}}{(\alpha_{lk} - 1)\ z_{lk,F}} + \frac{(\alpha_{lk} - \alpha_J)\ x_{hk,D}}{(\alpha_{lk} - 1)\ z_{hk,F}}\right)\frac{D}{F}$$

   (Persamaan 9.164, Treybal, 1981: Hal 435)

   Keterangan:

   $\alpha_J$ = Volatilitas relatif rata-rata komponen

   $\alpha_{lk}$ = Volatilitas relatif rata-rata light key

   $z_F$ = Fraksi mol pada umpan

$x_D$ = Fraksi mol pada distilat

Syarat:

- Jika nilai $\frac{x_{J,D}D}{z_{J,F}F}$ antara (-0,01) dan (1,01) maka komponen akan terdistribusi ke dalam dua hasil yaitu hasil atas dan hasil bawah,
- Jika $\frac{x_{J,D}D}{z_{J,F}F} > 1{,}01$ atau $\frac{x_{J,D}D}{z_{J,F}F} < -0{,}01$ maka komponen tidak terdistribusi,

Maka,

- Untuk $(CH_3)_3COCH_3$

$$\frac{x_{J,D}\ D}{z_{J,F}\ F} = \left[\frac{(0{,}0000-1)\times 0{,}0531}{(4{,}22-1)\times 0{,}079} + \frac{(4{,}22-0{,}000)\times 0{,}000027}{(4{,}22-1)\times\ 0{,}0027}\right] \times \frac{148{,}5039}{153{,}2458} = -0{,}1876$$

- Untuk $CH_3OH$

$$\frac{x_{J,D}\ D}{z_{J,F}\ F} = \left[\frac{(4{,}22-1)\times 0{,}0531}{(4{,}22-1)\times 0{,}079} + \frac{(4{,}22-4{,}22)\times 0{,}000027}{(4{,}22-1)\times\ 0{,}0027}\right] \times \frac{148{,}5039}{153{,}2458} = 0{,}6452$$

- Untuk $H_2O$

$$\frac{x_{J,D}\ D}{z_{J,F}\ F} = \left[\frac{(1-1)\ X\ 0{,}0531}{(4{,}22-1)\times 0{,}079} + \frac{(4{,}22-1)\times 0{,}000027}{(4{,}22-1)\times\ 0{,}0027}\right] \times \frac{148{,}5039}{153{,}2458} = 0{,}01$$

**Tabel 3**. Validasi lk dan hk

| Komponen | $x_{J,D}\ D/z_{J,F}\ F$ | Keterangan |
|---|---|---|
| $(CH_3)_3COCH_3$ | (-0,01) > -0,1478 | Tidak terdistribusi |
| $CH_3OH$ | (-0,01) < 0,6450 < 1,01 | Terdistribusi |
| $H_2O$ | (-0,01) < 0,04 < 1,01 | Terdistribusi |

**Tabel 4.** Data hasil *Feed*, *Distilate*, dan *Bottom* Menara Distilasi (MD-01)

| **Komponen** | ***Feed*** | | ***Distilate*** | | ***Bottom*** | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | **Kmol/Jam** | **Kg/Jam** | **Kmol/Jam** | **Kg/Jam** | **Kmol/Jam** | **Kg/Jam** |
| $(CH3)_3COCH_3$ | 140,6107 | 12.373,7374 | 140,6107 | 12.373,74 | 0 | 0 |
| $CH_3OH$ | 12,2270 | 391,2644 | 7,8891 | 252,45 | 4,3379 | 138,8126 |
| $H_2O$ | 0,4082 | 7.3472 | 0,0041 | 0,07 | 0,4041 | 7,2738 |
| **Total** | 153,2458 | 12.772,3490 | 148,5039 | 12.626,2626 | 4,7420 | 146,0864 |

5. Kondisi Operasi Atas

   Menghitung suhu embun distilat dengan cara iterasi sampai diperoleh $\sum x_i = 1$

   Pt = 1 atm

   **Tabel 5.** Data komponen untuk menghitung suhu embun pada operasi distilat

| **Komponen** | **$y_i$** | **$P^o$** | **$K_i = P^o/Pt$** | **$x_i = y_i/K_i$** | **$\alpha_i$** |
|---|---|---|---|---|---|
| $(CH3)_3COCH_3$ | 0,9468 | 1,02 | 1,02 | 0,9307 | 6,31 |
| $CH_3OH$ | 0,0531 | 0,70 | 0,70 | 0,0759 | 4,34 |
| $H_2O$ | 0,0001 | 0,16 | 0,16 | 0,0004 | 1,00 |
| **Total** | 1,0000 | | | 1,00 | |

   Diperoleh $T_{embun}$ = 328,9 K = 55,75 $^oC$

6. Kondisi Operasi Bawah

   Menghitung suhu didih *bottom* dengan cara iterasi sampai diperoleh $\sum y_i = 1$

   Pt = 1 atm

   **Tabel 6,** Data komponen untuk menghitung suhu didih pada operasi *bottom*

| **Komponen** | **$x_i$** | **$P^o$** | **$K_i = P^o/Pt$** | **$y_i = x_i * K_i$** | **$\alpha_i$** |
|---|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 0,9148 | 1,07 | 1,07 | 0,9778 | 4,09 |
| $H_2O$ | 0,0852 | 0,26 | 0,26 | 0,0223 | 1,00 |
| **Total** | 1,0000 | | | 1,0000 | |

   Diperoleh $T_{didih}$ = 339,395 K = 66,245 $^oC$

**Menentukan Plate Minimum**

Dihitung dengan persamaan Fenske:

$$N_{min} + 1 = \frac{\log\left[\left(\frac{x\ lk}{x\ hk}\right)_D, \left(\frac{x\ hk}{x\ lk}\right)_B\right]}{\log \alpha_{avg}}$$

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{top}, \alpha_{bot}}$$

Dimana:

$N_{min}$ = Jumlah plate minimal

x lk = Fraksi mol komponen kunci ringan

x hk = Fraksi mol komponen kunci berat

D = Distilat

B = Residu

$\alpha_{avg}$ = Volatilitas relatif rata-rata

$\alpha_{top}$ = Volatilitas relatif pada distilat = $(klk/khk)_D$

$\alpha_{bottom}$ = Volatilitas relatif pada bottom = $(klk/khk)_B$

1. Volatilitas Relatif Rata-rata ($\alpha_{avg}$)

   $\alpha_{top}$ = 4,34

   $\alpha_{bottom}$ = 4,09

   $\alpha_{avg} = \sqrt{4{,}34 \text{ x } 4{,}09}$

   $\alpha_{avg}$ = 4,22

2. Jumlah Plate Minimum ($N_{min}$)

   $$N_{min} + 1 = \frac{\log\left[\left(\frac{0{,}00531}{0{,}0001}\right) \cdot \left(\frac{0{,}9148}{0{,}0852}\right)\right]}{\log (4{,}22)}$$

   $N_{min} + 1$ = 3,602 plate

   $N_{min}$ = 3,602 plate ≈ 4 plate

   Maka, dengan pembulatan diperoleh nilai $N_{min}$ = 3 plate,

**Menentukan Reflux**

Dihitung dengan persamaan Underwood:

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_{fi} \, , \, x_{fi}}{\alpha_{fi} - \theta}$$

$$R_{min} + 1 = \sum \frac{\alpha_{Di} \, , \, x_{Di}}{\alpha_{Di} - \theta}$$

Dimana:

q = Kondisi termal umpan (panas yang diperlukan untuk menjadikan 1 mol umpan uap jenuh/panas laten mol)

q = 1 untuk umpan pada titik didihnya (cair jenuh)

q = 0 untuk umpan pada titik embunnya (uap jenuh)

$\alpha_i$ = Volatilitas relatif masing-masing komponen

$x_{fi}$ = Fraksi mol masing-masing komponen umpan

$\theta_{fi}$ = Konstanta Underwwod

$R_{min}$ = Refluks rasio minimum

1. Konstanta Underwood

   Umpan masuk pada keadaan cair jenuh, maka q=1

   Persamaan Underwood menjadi:

$$0 = \sum \frac{\alpha_{fi} \, , \, x_{fi}}{\alpha_{fi} - \theta}$$

**Tabel 7.** Data komponen untuk menghitung Konstanta Underwood

| **Komponen** | $x_{fi}$ | $\alpha_i$ | $\alpha_i x_{fi}$ | $\alpha_i - \theta$ | $\alpha_i x_{fi} / ( \alpha_i - \theta)$ |
|---|---|---|---|---|---|
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 0,9175 | 6,2809 | 5,7630 | 5,2786 | 1,0918 |
| $CH_3OH$ | 0,0798 | 4,3333 | 0,3457 | 3,3311 | 0,1038 |
| $H_2O$ | 0,0027 | 1,0000 | 0,0027 | -0,0022 | -1,1955 |
| **Total** | 1,0000 | | | | 0,0000 |

   Diperoleh $\theta$ = 1,0022279

2. Refluks Rasio Minumum ($R_{min}$)

   Persamaan Underwood:

$$R_{min}+1 = \sum \frac{\alpha_{Di} \, , \, x_{Di}}{\alpha_{Di} - \theta}$$

   Dengan $\theta$ = 1,0022279 maka:

**Tabel 8.** Data komponen untuk menghitung reflux rasio minimum

| **Komponen** | $x_{Di}$ | $\alpha_{Di}$ | $\alpha_{Di} \, , \, x_{Di}$ | $\alpha_{Di} - \theta$ | $(\alpha_{Di} \, , \, x_{Di} / \alpha_{Di} - \theta)$ |
|---|---|---|---|---|---|
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 0,9468 | 6,3100 | 5,9745 | 5,3087 | 1,1256 |
| $CH_3OH$ | 0,0531 | 4,3411 | 0,2305 | 3,3399 | 0,0691 |
| $H_2O$ | 0,0001 | 1,0000 | 0,0001 | -0,0013 | -0,0123 |
| **Total** | 1,0000 | | | | 1,1824 |

   $R_{min}$ + 1 = 1,1824

   Maka, $R_{min}$ = 0,1824

3. Reflux Operasi

Karena media pendingin yang digunakan adalah air maka diperoleh $R/R_{min}$ = 1,2 – 1,5. Untuk itu dipilih $R/R_{min}$ = 1,1

Roperasi = 1,1 x $R_{min}$

= 1,1 x 0,1824

= 0,2006

Dari grafik Gilliland

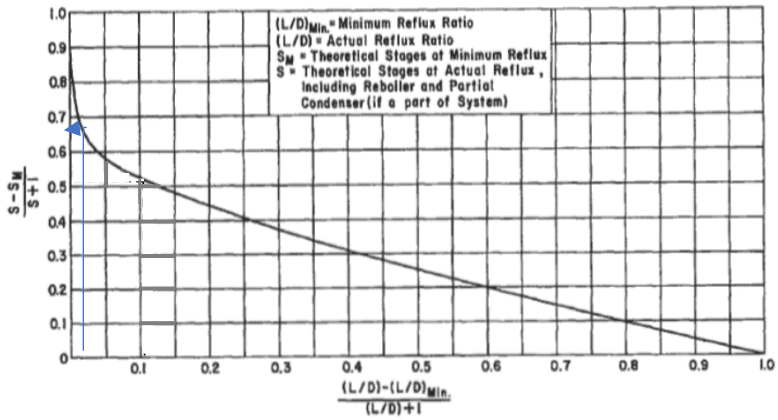



Figure 8-24A. Correlation of theoretical plates with reflux ratio.

(Ludwig, E, E, *Applied Process Design for Chemical and Petro Chemical Plant*, Gulf Publishing, Houston, 1987, ed III, vol 3: Hal30).

$\frac{R_{op} - R_{min}}{R_{op}+1}$ sebagai sumbu x, maka diperoleh:

$$\frac{N_{teoritis} - N_{min}}{N_{teoritis} + 1} = 0{,}685$$

$$\frac{N_{teoritis} - 3}{N_{teoritis} + 1} = 0{,}685$$

$N_{teoritis}$ = 11,6984

Maka diperoleh $N_{teoritis}$ = 12

**6. Menentukan Efisiensi *Plate***

Menurut Kessler and Wankat setelah memeriksa persamaan O'Connell, efisiensi plate dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$Eo = 0{,}54159 - 0{,}28531 \log_{10} \alpha\mu$

(Persamaan 8,74, Ludwig vol 2 edition 3, 1997: Hal 44)

Keterangan:

$\mu$ = Viskositas rerata dalam umpan (cP)

$\alpha$ = Volatilitas komponen pada umpan masuk menara

**a. Menentukan Viskositas Komponen pada Umpan**

Persamaan yang digunakan:

$\log_{10} \mu_{lq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$ (Yaws, 1999)

Dimana:

$\mu_{lq}$ = Viskositas fase cair (cp)

T = Suhu operasi (K)

A, B, C, D = Konstanta

T umpan masuk menara distilasi = 329,2112 K

**Tabel 9.** Viskositas Komponen pada Umpan

| Komponen | A | B | C | D | $\log_{10} \mu_i$ | $\mu_i$ |
|---|---|---|---|---|---|---|
| $(CH_3)_3COCH_3$ | -9,7986 | 1,2202E+03 | 2,6186E-02 | -2,8297E-05 | -0,5647 | 0,2725 |
| $CH_3OH$ | -9,9062 | 1,2542E+03 | 2,2385E-02 | -0,000022538 | -1,1337 | 0,0735 |
| $H_2O$ | -10,2158 | 1,7925E+03 | 1,7730E-02 | -0,000012631 | -0,2380 | 0,5781 |

**b. Menentukan Efisiensi *Plate***

**Tabel 10.** Efisiensi *Plate*

| Komponen | Massa (kg/jam) | Fraksi massa (x) | $\mu$ (cP) | x, $\mu$ | $\alpha$ | x, $\mu$ ,$\alpha$ |
|---|---|---|---|---|---|---|
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 12.373,7374 | 0,9688 | 0,2535 | 0,24563 | 6,2809 | 1,5428 |
| $CH_3OH$ | 391,2644 | 0,0306 | 0,0527 | 0,00161 | 4,3333 | 0,0070 |
| $H_2O$ | 7,3472 | 0,0006 | 0,4977 | 0,00029 | 1,0000 | 0,0003 |
| Total | 12.772,3490 | 1,0000 | | | | 1,5501 |

Efisiensi plate

Eo = 0,54159 – 0,28531 $\log_{10}$ (1,5501)

= 0,54159 – (0,0543)

= 0,4873

Maka efisiensi *plate* = 0,4873 x 100% = 48,73%

**7. Menentukan Jumlah *Plate* Aktual**

*Overall tray efficiency*, Eo = $\frac{\text{N } theoretical\ trays}{\text{N } aktual\ trays}$

(Persamaan 8.68, Ludwig vol 2 edition 3, 1997: Hal 42)

Maka,

Naktual = $\frac{\text{N teoritis}}{\text{Eo}}$

= $\frac{12}{48{,}73\%}$

= 24,6264

= 25 *plate*

**8. Menentukan Letak Umpan**

Dihitung dengan persamaan Kirk Bridge:

$$\log\left[\frac{N_r}{N_s}\right] = 0{,}206 \log\left[\left(\frac{B}{D}\right)\left(\frac{x_f, hk}{x_f, lk}\right)\left(\frac{x_B, lk}{x_D, hk}\right)^2\right]$$

(Persamaan 11.62, Towler, 2008: Hal 676)

Dimana:

Nr : Jumlah plate pada *rectifying*/*enriching*

Ns : Jumlah plate pada *stripping*

B : Kecepatan mol residu (kmol/jam)

D : Kecepatan mol distilat (kmol/jam)

$x_f$ : Fraksi mol umpan

$x_B$ : Fraksi mol residu

$x_D$ : Fraksi mol distilat

$$\log\left[\frac{N_r}{N_s}\right] = 0{,}206 \log\left[\left(\frac{4{,}7420}{148{,}5039}\right)\left(\frac{0{,}0027}{0{,}0798}\right)\left(\frac{0{,}9148}{0{,}000027}\right)^2\right]$$

$$\log\left[\frac{N_r}{N_s}\right] = 1{,}2509$$

$$\left[\frac{N_r}{N_s}\right] = 17{,}8183$$

Nr = 17,8183 Ns

Nr + Ns = 25

17,8183 Ns + Ns = 25

18,8183 Ns = 25

$$Ns = 1{,}33$$

$$Ns = 2$$

$$Nr + Ns = 25$$

$$Nr = 25 - Ns$$

$$Nr = 25 - 2$$

$$Nr = 23$$

Maka diperoleh jumlah *plate*:

Seksi *rectifying* (Nr) = 23 *plate*

Reboiler = 1

Seksi *stripping* = Ns – reboiler = 2 - 1

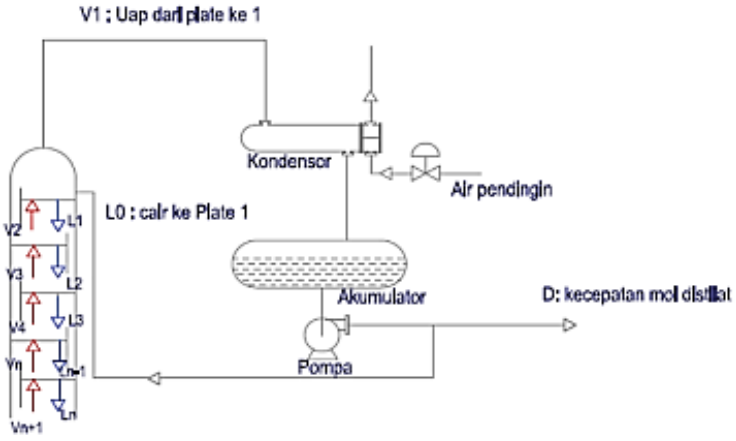
= 1 *plate*

Maka letak umpan berada pada plate ke-23 dari atas atau plate ke-1 dari bawah.

**9. Menentukan Diameter Menara**

Dihitung berdasarkan kecepatan *flooding*, kondisi dievaluasi pada puncak menara dan dasar menara,

**a. Diameter Puncak Menara**




**Kondisi Operasi Puncak Menara**

P = 1 atm

T (suhu uap) = 328,9 K

Neraca massa

$V_1 = L_0 + D$

$V_2$ = $L_1$ + D

$V_n$ = $L_{n-1}$ + D

$V_{n+1}$ = $L_n$ + D

Untuk aliran konstanta molal

$V_1$ = $V_2$ = $V_n$ = Vn+1 = V

$L_0$ = $L_1$ = $L_2$ = $L_n$ = L

Neraca komponen pada puncak menara:

$Vy_{1,1} = Lx_{0,l} + Dx_{Di}$

Dimana

D = Kecepatan mol distilat (kmol/jam)

V = Kecepatan mol uap (kmol/jam)

$x_o$ = Fraksi mol masing masing komponen pada cairan *reflux*

$x_D$ = Fraksi mol masing masing komponen pada distilat

Neraca massa:

V = Lo + D

Lo/D = Ropt

V = (Ropt +1) x D

= (0,2006 + 1) x (148,5039)

= 1,2006 x 148,5039 kmol/jam

= 178,2945 kmol/jam

**Komposisi Uap**

Fraksi mol uap = fraksi mol distilat karena kondensor total, maka komposisi uap dapat dihitung berdasarkan persamaan:

Vi = yi x V

Dimana:

V = Kecepatan mol uap total (kmol/jam)

Vi = Kecepatan mol masing masing komponen uap (kmol/jam)

yi = Fraksi mol masing masing komponen

Dengan

V = 178,2945 kmol/jam

**Tabel 11.** Komposisi uap puncak menara

| Komponen | BM (kg/kmol) | yi (fraksi mol) | Vi | | fraksi massa |
|---|---|---|---|---|---|
| | | | kmol/jam | kg/jam | |
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 88 | 0,9468 | 168,8179 | 14.855,9738 | 0,9800 |
| $CH_3OH$ | 32 | 0,0531 | 9,4717 | 303,0949 | 0,0200 |
| $H_2O$ | 18 | 0,0001 | 0,0049 | 0,0882 | 0,0000 |
| Total | | | 175,7168 | 15.159,1569 | 1,0000 |

**Komposisi Cair**

Dihitung menggunakan persamaan:

Li = Vi – Di

Dimana:

Li = Kecepatan mol masing masing komponen cair (kmol/jam)

Di = Kecepatan mol masing-masing komponen pada distilat (kmol/jam)

**Tabel 12.** Komposisi cair puncak menara

| Komponen | BM (kg/kmol) | Di (kmol/jam) | Li | | fraksi massa |
|---|---|---|---|---|---|
| | | | kmol/jam | kg/jam | |
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 88 | 140,6107 | 28,2072 | 2.482,2364 | 0,9800 |
| $CH_3OH$ | 32 | 7,8891 | 1,5826 | 50,6431 | 0,0200 |
| $H_2O$ | 18 | 0,0041 | 0,0008 | 0,0147 | 0,0000 |
| Total | | 151,5368 | 29,7906 | 2.532.8943 | 1,0000 |

**Tinjauan fase uap**

Tekanan = 1 atm

Suhu operasi = 328,9 K

Massa molekul campuran ($BM_{camp}$)

$$BM_{camp} = \frac{\text{kecepatan massa uap total}}{\text{kecepatan mol uap total}} = \frac{15.159{,}1569 \text{ kg/jam}}{178{,}2945 \text{ kmol/jam}} = 85{,}0231 \text{ kg/kmol}$$

Rapat massa uap ($\rho_v$)

Dihitung menggunakan persamaan Gas Ideal:

$$\rho_v = \frac{BM_{camp}.P_T}{R_g.T}$$

Dimana:

$\rho_v$ = Rapat massa uap (kg/$m^3$)

$BM_{camp}$ = Berat molekul uap (kg/kmol)

$P_T$ = Tekanan total (atm)

Rg = Konstanta gas ideal = 0,082 m. atm/kmol. K

T = Suhu operasi (K)

Maka,

$$\rho_v = \frac{85{,}0231\ \frac{kg}{kmol} \times 1\ atm}{0{,}0821 \frac{m^3\ atm}{kmol\ K} \times 328{,}9\ K} = 3{,}1503\ \frac{kg}{m^3} = 0{,}1966\ \frac{lb}{ft^3}$$

**Tinjauan Fase Cair**

Tekanan = 1 atm

Suhu operasi = 328,9 K

<u>Rapat massa fase cair (ρl)</u>

Dihitung menggunakan persamaan:

$$\rho_l = \frac{\text{kecepatan massa total}}{\text{kecepatan volume total}}$$

Untuk menghitung kecepatan volume total dibutuhkan data densitas setiap komponen. Dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$\rho_l = AB^{-(1-\frac{T}{T_C})^n}$ (Yaws, 1999)

Dimana:

$\rho_l$ = Rapat massa fase cair (kg/liter)

T = Suhu operasi (K)

Tc = Suhu kritis (K)

A, B, n = Konstanta

**Tabel 13.** Densitas komponen fase cair puncak menara

| Komponen | A | B | N | Tc | $(1-T/Tc)^n$ | ρ |
|---|---|---|---|---|---|---|
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 0,26791 | 0,27032 | 0,2829 | 497,1 | 0,7360 | 0,7016 |
| $CH_3OH$ | 0,27197 | 0,27192 | 0,2331 | 512,58 | 0,7873 | 0,7582 |
| $H_2O$ | 0,3471 | 0,274 | 0,28571 | 647,13 | 0,8165 | 0,9989 |

**Tabel 14.** Kecepatan volume fase cair puncak menara

| Komponen | Li (kg/jam) | $\rho_l$ (kg/L) | Volume (L/jam) |
|---|---|---|---|
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 2.482,2364 | 0,7016 | 3.537,7287 |
| $CH_3OH$ | 50,6431 | 0,7582 | 66,7980 |
| $H_2O$ | 0,0147 | 0,9989 | 0,0148 |
| Total | 2.532,8943 | 0,7027 | 3.604,5414 |

Maka,

$\rho_l = \frac{3.604{,}5414 \text{ l/jam}}{2.532{,}8943 \text{ kg/jam}}$ = 0,7027 kg/liter = 702,6953 kg/m$^3$ = 43,8482 lb/ft$^3$

<u>Tegangan Muka</u>

$\tau = \sum x_{mass_i}, \tau_i$

Dimana:

$\tau$ = Tegangan muka (dyne/cm)

$x_{mass\ i}$ = Fraksi massa masing-masing komponen cair

$\tau_i$ = Tegangan muka masing-masing komponen cair (dyne/cm)

Tegangan muka masing-masing komponen dihitung dengan persamaan:

$\tau_i = A\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$

Dimana:

$\tau_i$ = Tegangan muka (dyne/cm)

T = Suhu operasi (K)

$T_c$ = Suhu kritis (K)

A, n = Konstanta

**Tabel 15.** Tegangan muka komponen puncak menara

| Komponen | A | n | Tc | $\tau_i$ |
|---|---|---|---|---|
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 59,353 | 1,2385 | 497,1 | 15,5101 |
| $CH_3OH$ | 68,329 | 1,2222 | 512,58 | 19,4939 |
| $H_2O$ | 132,674 | 0,955 | 647,13 | 67,3627 |

**Tabel 16.** Tegangan muka campuran komponen puncak menara

| Komponen | Li | $x_{mass\ i}$ | $\tau$ | $x_{mass\ i}$ , $\tau$ |
|---|---|---|---|---|
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 2.482,2364 | 0,9800 | 15,5101 | 15,1999 |
| $CH_3OH$ | 50,6431 | 0,0200 | 19,4939 | 0,3898 |
| $H_2O$ | 0,0147 | 0,0000 | 67,3627 | 0,0004 |
| Total | 2.532,8943 | 1,0000 | 102,3668 | 15,5901 |

Diperoleh $\tau_{camp}$ = 15,5901 *dyne*/cm

= 0,0156 N/m

**Parameter Flooding**

Dihitung menggunakan persamaan:

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w}\sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$ (Persamaan 11.82, Towler, 2008: Hal 720)

Dimana:

$F_{LV}$ = Parameter flooding

$L_W$ = Kecepatan massa fase cair (kg/jam)

$V_W$ = Kecepatan massa fase uap (kg/jam)

$\rho_v$ = Rapat massa fase uap (kg/m$^3$)

$\rho_l$ = Rapat massa fase cair (kg/m$^3$)

Maka,

$$F_{LV} = \frac{2.532{,}8943\ \text{kg/jam}}{15.159{,}1569\ \text{kg/jam}}\ x\ \sqrt{\frac{3{,}1503\ \text{kg/m}^3}{702{,}6953\ \text{kg/m}^3}} = 0{,}0112$$

Parameter kecepatan *flooding*:

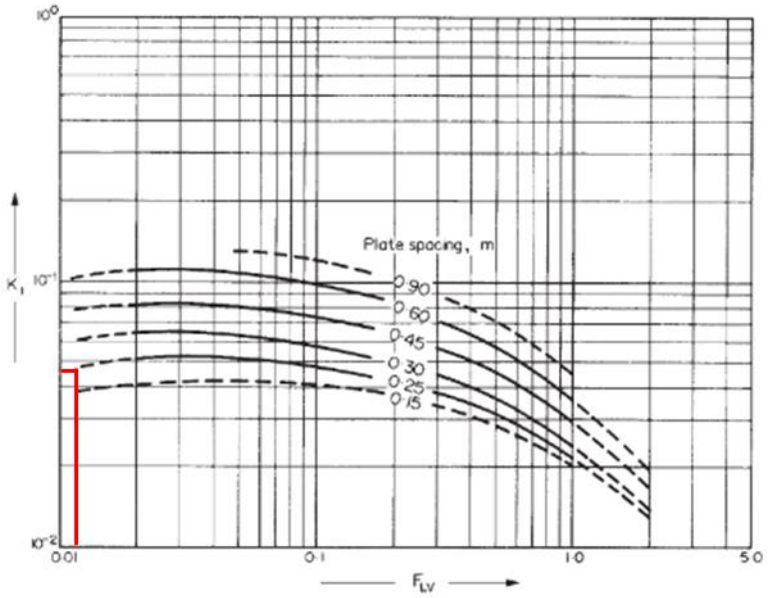



Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

(*Figure* 11.27, Coulson and Richardson, 2005, *Chemical Engineering Design*, New York: Elsevier: Hal 568)

Biasanya *plate spacing* normalnya digunakan 0,15 - 1 m, (Coulson and Richardson, 2005: Hal 557), Dipilih *plate spacing* yaitu 0,25 m.

Sehingga diperoleh: $K_1$ = 0,032 m/s

**Kecepatan Uap Maksimum**

Dihitung menggunakan persamaan:

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}} \left(\frac{\tau}{0{,}02}\right)^{0,2}$$

(Persamaan 11.81, Coulson and Richardson, 2005: Hal 568)

Dimana:

$K_1$ = Parameter kecepatan flooding (m/s)

$u_f$ = Kecepatan uap maksimum (m/s)

$\rho_l$ = Rapat massa fasa cair (kg/m$^3$)

$\rho_v$ = Rapat massa fasa uap (kg/m$^3$)

$\tau$ = Tegangan muka (N/m)

Maka,

$$u_f = 0{,}032 \text{ m/s} \sqrt{\frac{702{,}6953 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 3{,}1503 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{3{,}1503 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}} \left( \frac{0{,}0156 \frac{\text{N}}{\text{m}}}{0{,}02 \frac{\text{N}}{\text{m}}} \right)^{0{,}2} = 0{,}4537 \text{ m/s}$$

**Kecepatan Operasi Uap**

Untuk desain, kecepatan operasi nilainya 80 - 85 % dari kecepatan uap maksimum (Coulson and Richardson, 2005: Hal 567-568)

Supaya tidak terjadi *flooding* maka dirancang:

$u_f$ operasi = 0,8 x $u_f$

= 0,8 x 0,4537 m/s

= 0,3629 m/s

**Kecepatan Volume Uap ($Q_v$)**

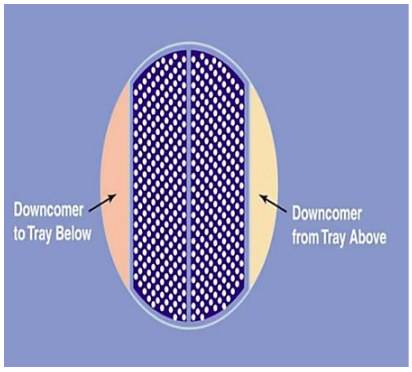
$$Q_{uap} = \frac{\text{kec massa uap}}{\text{rapat massa uap}} = \frac{15.159{,}1569 \text{ kg/jam}}{3{,}1503 \text{ kg/m}^3} = 4.811{,}9294 \text{ m}^3\text{/jam}$$

$= 1{,}3366 \text{ m}^3\text{/s}$

$= 47{,}2032 \text{ ft}^3\text{/s}$

**Luas Penampang Menara**

*Sieve tray*, dapat digambarkan di bawah ini:




Luas Netto Penampang Tray

$$A_t = \frac{Q_{uap}}{80\% \, u_{op}}$$

Dimana:

$A_n$ = Luas netto penampang (m2)

$Q_{uap}$ = Kecepatan volume uap ($m^3$/s)

$u_{op}$ = Kecepatan linear uap (m/s)

Maka,

$$A_n = \frac{1{,}3366\ m^3/s}{80\%\ x\ 0{,}3629\ m/s} = 4{,}6036\ m^2$$

Luas total penampang (At)

Luas downcomer = 12% luas total

(Coulson and Richardson,2005: Hal 569)

Total area (At) = $\frac{An}{1-Ad}$

$= \frac{4{,}6036\ m^2}{1-(\frac{12}{100})}$

$= 5{,}2313\ m^2$

**Diameter Puncak Menara (Dt)**

Luas total (At) = 1/4 x π x $Dt^2$

$$D_t = \sqrt{\frac{4\ x\ A_t}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 5{,}2313\ m^2}{22/7}} = 2{,}5803\ m$$

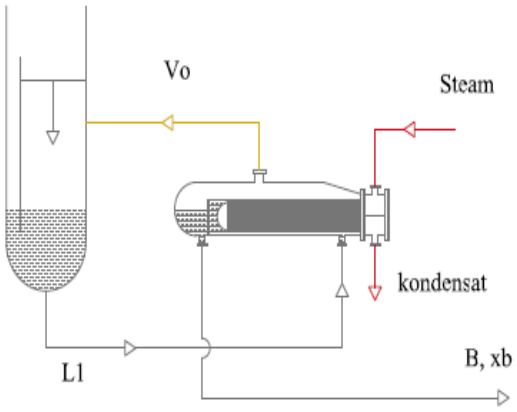
**Diameter Dasar Menara**

Dipakai reboiler parsial, maka semua cairan yang berasal dasar menara sebagian diuapkan dan dikembalikan ke menara sedangkan cairannya diambil sebagai hasil bawah,

**Kondisi Operasi**

Suhu residu (keluar reboiler), $T_{didih}$ = 339,395 K

Tekanan, $P_T$ = 1 atm




$L_1$ = Kecepatan massa cairan (kg/jam)

Vo = Kecepatan massa uap (kg/jam)

B = Kecepatan massa residu (kg/jam)

$x_B$ = Fraksi mol masing-masing komponen pada residu

**Menentukan Jumlah Cairan Masuk Reboiler ($L_R$)**

$L_R = F + Lo$

Keterangan:

$L_R$ = Kecepatan mol fase cair masuk reboiler (kmol/jam)

F = Kecepatan mol total umpan masuk menara (kmol/jam)

Lo = Kecepatan mol total komposisi cair pada puncak menara (kmol/jam)

Maka,

$L_R$ = 153,2458 kmol/jam + 29,7906 mol/jam

= 183,0365 kmol/jam

**Menentukan Jumlah Uap Keluar Reboiler (V)**

$V = L_R - B$

Keterangan:

V = Kecepatan mol fase uap keluar reboiler (kmol/jam)

B = Kecepatan mol total hasil bawah menara (kmol/jam)

Maka,

V = 183,0365 kmol/jam – 4,7420 kmol/jam = 178,2945 kmol/jam

**Menentukan Komposisi Uap yang Keluar dari Reboiler ($V_0$)**

Kecepatan mol $V_0$ = kecepatan mol $V_1$ (karena aliran konstan molal)

Maka, komposisi uap dapat dihitung berdasarkan persamaan:

Vi = yi x V

V = Vo = 178,2945 kmol/jam

**Tabel 17.** Komposisi uap yang keluar dari reboiler

| Komponen | BM (kg/kmol) | yi | Vi | |
|---|---|---|---|---|
| | | | kmol/jam | kg/jam |
| $CH_3OH$ | 32 | 0,9778 | 174,3343 | 5.578,6947 |
| $H_2O$ | 18 | 0,0223 | 3,9674 | 71,4140 |
| Total | | 1,0000 | 178,3017 | 5650,1114 |

**Menentukan Komposisi Fase Cair Masuk Reboiler (Li)**

Dihitung dari neraca massa

Li = Vi + Bi

Dimana:

Li = Kecepatan massa fase cair masuk reboiler (kmol/jam)

Bi = Kecepatan massa residu reboiler (kmol/jam)

Vi = Kecepatan massa fase uap keluar reboiler (kmol/jam)

**Tabel 18.** Komposisi fase cair masuk reboiler

| Komponen | BM (kg/kmol) | Vi kmol/jam | Bi kmol/jam | Li | | fraksi mol |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | kmol/jam | kg/jam | |
| $CH_3OH$ | 32 | 174,3343 | 4,3379 | 178,6722 | 5.717,5100 | 0,9761 |
| $H_2O$ | 18 | 3,9674 | 0,4041 | 4,3715 | 78,6878 | 0,0239 |
| Total | | 178.3017 | 4,7420 | 183,0437 | 5.796,1978 | 1,0000 |

**Suhu Masuk Reboiler**

$P_T$ = 1 atm

Suhu didih dihitung dengan cara trial sampai diperoleh ∑yi =∑Ki.xi = 1

Trial T = 65,008 $^oC$ = 338,158 K

Maka tekanan parsial dihitung menggunakan T trial agar Σyi = 1, dengan persamaan:

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Dimana:

P = Tekanan uap (mmHg)

T = Suhu operasi (K)

A, B, C, D, E = Konstanta

**Tabel 19.** Tekanan parsial komponen masuk reboiler

| Komponen | Konstanta | | | | | $\log_{10}P$ (mmHg) | P mmHg |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | A | B | C | D | E | | |
| $CH_3OH$ | 45,6171 | -3,2447E+03 | -13,998 | 6,6365E-03 | -1,0507E-13 | 2,8851 | 767,6114 |
| $H_2O$ | 29,8605 | -3,1522E+03 | -7,3037 | 2,4247E-09 | 1,8090E-06 | 2,2697 | 186,0603 |

**Tabel 20.** Trial T masuk reboiler

| Komponen | xi (fraksi mol) | Po (atm) | Ki ($Po/P_T$) | yi (Ki×xi) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 0,9761 | 1,0184 | 1,0184 | 0,9941 |
| $H_2O$ | 0,0239 | 0,2471 | 0,2471 | 0,0059 |
| Total | 1,0000 | | | 1,0000 |

Diperoleh suhu didih distilat ($T_{didih}$) = 338,158 K

**Tinjauan fase uap**

Tekanan = 1 atm

Suhu operasi = 339,395 K

Massa molekul campuran ($BM_{camp}$)

$$BM_{camp} = \frac{\text{kecepatan massa uap total}}{\text{kecepatan mol uap total}} = \frac{5650{,}1114 \text{ kg/jam}}{178{,}3017 \text{ kmol/jam}} = 31{,}6885 \text{ kg/kmol}$$

Rapat massa uap ($\rho_v$)

Dihitung menggunakan persamaan Gas Ideal:

$$\rho_v = \frac{BM_{camp}.P_T}{R_g.T}$$

Dimana:

$\rho_v$ = Rapat massa uap ($kg/m^3$)

$BM_{camp}$ = Berat molekul uap (kg/kmol)

$P_T$ = Tekanan total (atm)

Rg = Konstanta gas ideal = 0,082 $m^3$. atm/kmol. K

T = Suhu operasi (K)

Maka,

$$\rho_v = \frac{31{,}6885 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \times 1 \text{ atm}}{0{,}0821 \frac{\text{m}^3 \text{ atm}}{\text{kmol K}} \times 338{,}82 \text{ K}} = 1{,}1378 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 0{,}0710 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

**Tinjauan Fase Cair**

Tekanan = 1 atm

Suhu operasi = 338,158 K

Rapat massa fase cair ($\rho_l$)

Dihitung menggunakan persamaan:

$$\rho_l = \frac{\text{kecepatan massa total}}{\text{kecepatan volume total}}$$

Untuk menghitung kecepatan volume total dibutuhkan data densitas setiap komponen, Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$\rho_l = AB^{-(1-\frac{T}{Tc})^n}$ (Yaws, 1999)

Dimana :

$\rho_l$ = Rapat massa fase cair (kg/liter)

T = Suhu operasi (K)

Tc = Suhu kritis (K)

A, B, n = Konstanta

**Tabel 21.** Densitas komponen fase cair dasar menara

| Komponen | A | B | n | Tc | $(1-T/Tc)^n$ | ρ |
|---|---|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 0,27197 | 0,27192 | 0,2331 | 512,58 | 0,7778 | 0,7489 |
| $H_2O$ | 0,3471 | 0,274 | 0,28571 | 647,13 | 0,8096 | 0,9900 |

**Tabel 22.** Kecepatan volume fase cair dasar menara

| Komponen | Li (kg/jam) | $\rho_l$ (kg/L) | Volume (L/jam) |
|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 5.717,5100 | 0,7489 | 7.634,6712 |
| $H_2O$ | 78,6878 | 0,9900 | 79,4804 |
| Total | 5.796,1978 | 1,7389 | 7.714,1515 |

Maka,

$\rho_l = \frac{5.796{,}1978 \text{ kg/jam}}{7.714{,}151 \text{ l/jam}}$ = 0,7514 kg/liter = 751,3720 kg/$m^3$ = 46,8856 lb/$ft^3$

Tegangan Muka

$\tau = \sum x_{mass_i}, \tau_i$

Dimana:

$\tau$ = Tegangan muka (dyne/cm)

$x_{mass\ i}$ = Fraksi massa masing-masing komponen cair

$\tau_i$ = Tegangan muka masing-masing komponen cair (dyne/cm)

Tegangan muka masing-masing komponen dihitung dengan persamaan:

$$\tau_i = A\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Dimana:

$\tau_i$ = Tegangan muka (dyne/cm)

T = Suhu operasi (K)

$T_c$ = Suhu kritis (K)

A, n = Konstanta

**Tabel 23.** Tegangan muka komponen dasar menara

| Komponen | A | n | Tc | $\tau_i$ |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 68,329 | 1,2222 | 512,58 | 18,2987 |
| $H_2O$ | 132,674 | 0,955 | 647,13 | 65,4880 |

**Tabel 24.** Tegangan muka campuran komponen dasar menara

| Komponen | Li | $x_{mass\ i}$ | $\tau$ | $x_{mass\ i}$ , $\tau$ |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 5.717,5100 | 0,9864 | 18,2987 | 18,0502 |
| $H_2O$ | 78,6878 | 0,0136 | 65,4880 | 0,8890 |
| Total | 5.796,1978 | 1,0000 | 83,7867 | 18,9393 |

Diperoleh $\tau_{camp}$ = 18,9393 *dyne*/cm

= 0,0189 N/m

**Parameter Flooding**

Dihitung menggunakan persamaan:

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w}\sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$ (Persamaan 11.82, Towler, 2008: Hal 720)

Dimana:

$F_{LV}$ = Parameter flooding

$L_W$ = Kecepatan massa fase cair (kg/jam)

$V_W$ = Kecepatan massa fase uap (kg/jam)

$\rho_v$ = Rapat massa fase uap ($kg/m^3$)

$\rho_l$ = Rapat massa fase cair (kg/m$^3$)

Maka,

$$F_{LV} = \frac{5796{,}1978 \text{ kg/jam}}{5650{,}1114 \text{ kg/jam}} \sqrt{\frac{1{,}1378 \text{ kg/m}^3}{751{,}3720 \text{ kg/m}^3}} = 0{,}0399$$

Parameter kecepatan *flooding*:

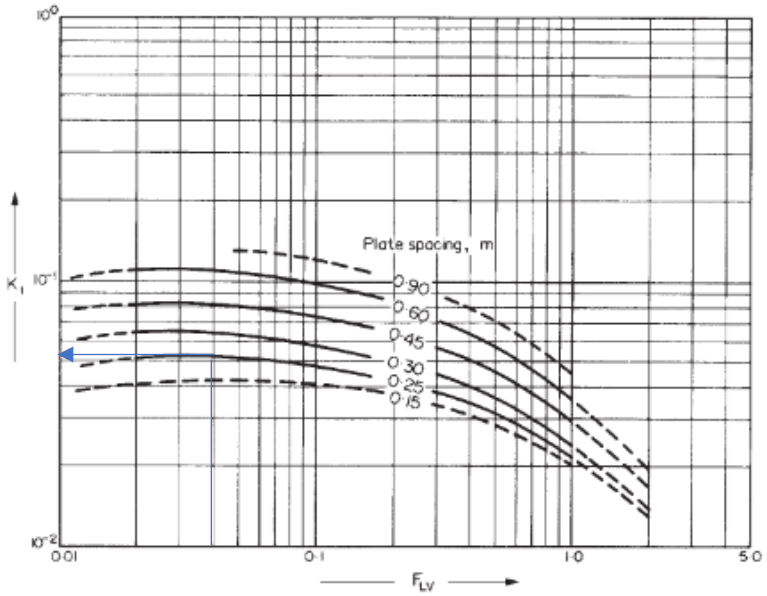



Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

(*Figure* 11.27, Coulson and Richardson, 2005, *Chemical Engineering Design*, New York: Elsevier: Hal 568)

Biasanya *plate spacing* normalnya digunakan 0,15 - 1 m, (Coulson and Richardson, 2005: Hal 557), Dipilih *plate spacing* yaitu 0,25 m.

Sehingga diperoleh: $K_1$ = 0,051 m/s

**Kecepatan Uap Maksimum**

Dihitung menggunakan persamaan:

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}} \left(\frac{\tau}{0{,}02}\right)^{0{,}2}$$

(Persamaan 11.81, Coulson and Richardson, 2005: Hal 568)

Dimana:

$K_1$ = Parameter kecepatan flooding (m/s)

$u_f$ = Kecepatan uap maksimum (m/s)

$\rho_l$ = Rapat massa fasa cair (kg/m$^3$)

$\rho_v$ = Rapat massa fasa uap (kg/m$^3$)

$\tau$ = Tegangan muka (N/m)

Maka,

$$u_f = 0{,}051 \text{ m/s} \sqrt{\frac{751{,}3720 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 1{,}1378 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1{,}1378 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}} \left( \frac{0{,}0189 \frac{\text{N}}{\text{m}}}{0{,}02 \frac{\text{N}}{\text{m}}} \right)^{0{,}2} = 1{,}2954 \text{ m/s}$$

**Kecepatan Operasi Uap**

Untuk desain, kecepatan operasi nilainya 80 hingga 85 % dari kecepatan uap maksimum (Coulson and Richardson,2005: Hal 567-568)

Supaya tidak terjadi *flooding* maka dirancang:

$u_f$ operasi = 0,8 x $u_f$

= 0,8 x 1,2954 m/s

= 1,0363 m/s

**Kecepatan Volume Uap ($Q_v$)**

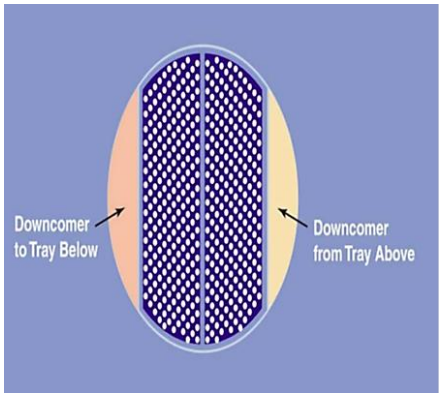
$$Q_{uap} = \frac{\text{kec massa uap}}{\text{rapat massa uap}} = \frac{5.650{,}1114 \text{ kg/jam}}{1{,}1378 \text{ kg/m}^3} = 4965{,}6767 \text{ m}^3\text{/jam}$$

$= 1{,}3794 \text{ m}^3\text{/s}$

$= 48{,}7114 \text{ ft}^3\text{/s}$

**Luas Penampang Menara**

*Sieve tray*, dapat digambarkan di bawah ini:



Luas Netto Penampang Tray

$$A_t = \frac{Q_{uap}}{80\%\ u_{op}}$$

Dimana:

$A_n$ = Luas netto penampang (m2)

$Q_{uap}$ = Kecepatan volume uap ($m^3/s$)

$u_{op}$ = Kecepatan linear uap (m/s)

Maka

$$A_n = \frac{1{,}3794\ m^3/s}{80\%\ x\ 1{,}0363\ m/s} = 1{,}6638\ m^2$$

Luas total penampang (At)

Luas downcomer = 12% luas total

(Coulson and Richardson,2005: Hal 56)

Total area (At) = $\frac{An}{1-Ad}$

$$= \frac{1{,}6638\ m^2}{1-(\frac{12}{100})}$$

$$= 1{,}8907\ m^2$$

**Diameter Puncak Menara (Dt)**

Luas total (At) = 1/4 x π x $Dt^2$

$$D_t = \sqrt{\frac{4\ x\ A_t}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 1{,}8907\ m^2}{22/7}} = 1{,}5512\ m$$

Diameter menara bagian atas = 2,5803 m = 8,4656 ft

Diameter menara bagian bawah = 1,5512 m = 5,0893 ft

Selisih diameter atas – diameter bawah = 8,4656 – 5,0893 ft

= 3,3763 ft

Selisih diameter lebih dari 1 ft, maka diameter atas dan bawah dianggap sama dan dipilih diameter paling besar.

Sehingga diameter menara bagian atas dan bawah adalah

Dt = 2,5803 m

**13. Menentukan Tebal Dinding Menara**

**a. Bahan Konstruksi**

Bahan konstruksi dipilih: Baja *Stainless Steel* SA 167 Tipe 304-3, dengan pertimbangan:

- Memiliki struktur yang kuat untuk menara distilasi.
- Memiliki ketahanan yang baik terhadap korosi.
- Stress maksimum (f) yang diijinkan adalah 18.750 psi.

(Brownell and Young, 1959: Hal 342)

**b. Jari-Jari dalam Menara**

Jari-Jari menara (ri) = $\frac{2{,}5803\ m}{2}$ = 1,2902 m = 50,7937 in

**c. Efisiensi Sambungan**

Dipilih sambungan *Double Welded butt Joint*

E = 0,8

(Tabel 13.2, Brownell and Young, 1959: Hal 254)

**d. Faktor Korosi**

Faktor korosi (C) sebesar 1/8 in.

(Tabel 6. Timmerhaus,1991: Hal 542)

**e. Tekanan Perancangan**

P operasi = 1 atm = 14,696 psi,

Tekanan desain 5-10 % di atas tekanan kerja normal,

(Coulson and Richardson,1988 Hal, 673)

Tekanan yang dipilih 10 % di atasnya,

Pdesain = 1,1 x P operasi

= 1,1 x 14,696 psi

= 16,1656 psi

Tebal tangki (ts) dihitung dengan persamaan berikut

t *shell* = $\frac{\mathrm{P,ri}}{\mathrm{f,E-0,6\ ,P}}$ + c

(Persamaan 13.1, Brownell and Young, 1959: Hal 254)

Keterangan :

C = Faktor Korosi

Pdesain = Tekanan Terukur

ri = Jari-jari dalam *shell*

f = *Stress* yang diijinkan

E = Efisiensi sambungan

Maka, Tebal Dinding Menara (ts)

t *shell* $= \frac{16{,}1656 \text{ psi x } 50{,}7937 \text{ in}}{18750 \text{ psi},0{,}8 - 0{,}6\ ,16{,}1656 \text{ psi}} + \frac{1}{8}$ in = 0,1798 in

Diambil tebal *shell* standar = 3/16 in = 0,1875 in = 0,0048 m

(Brownell and Young, 1959: Hal 88)

**14. Koreksi Diameter Menara**

OD = ID + 2 x t*shell* standar

OD = 2,5142 + (2 x 0,0048 m)

= 2,5238 m

= 99,3603 in

Dari Tabel 5.7, Hal 90 Brownell & Young,1959, OD standar yang mendekati perhitungan adalah 102 in = 2,5908 m.

Koreksi ID

ID = OD - 2 x tshell standar

= 102 in - (2 x 0,1875 in)

= 101,63 in

= 2,5813 m

Maka, diameter menara = 2,5813 m = 8,4687 ft = 101,6250 in.

**15. Menentukan Tebal dan Tinggi *Head* Menara**

Jenis *head* yang dipilih adalah *Torispherical Flanged and Dished Head*, Dikarenakan tekanan operasi yang dirancang yaitu 1 atm (15 psig) termasuk kedalam rentang tekanannya yaitu dari 15 psig - 200 psig,

**a. Ketebalan *Torisherical Head***

th $= \frac{0{,}885 \text{ x P x r}}{\text{f x E} - 0{,}1 \text{ x P}} + \text{C}$ (Persamaan 13.12, Brownell and Young,1959: Hal 258)

Keterangan:

th = Tebal *head* (in)

r = Jari-jari dalam menara

f = *Allowable stress* untuk *Plate Steel* SA-167 tipe: 304-3

E = Efisiensi sambungan

P = Tekanan desain

C = *Corrosian allowance*

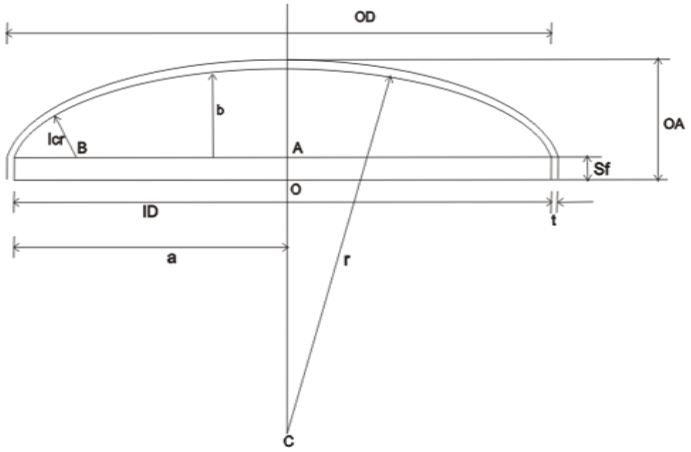
Maka, Ketebalan *Torisherical Head*

$$th = \frac{0{,}885 \text{ x } 16{,}1656 \text{ psi x } (\frac{101{,}6250}{2})\text{in}}{18.750 \text{ psi x } 0{,}8 - 0{,}1 \text{ x } 16{,}1656 \text{ psi}} + 1/8 \text{ in} = 0{,}1735 \text{ in}$$

Diambil tebal *head* standar = 3/16 in = 0,1875 in = 0,0048 m

(Brownell and Young, 1959: Hal 88)

**b. Menentukan Tinggi *Head***




Keterangan:

| | | |
|---|---|---|
| icr | = | Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in) |
| r | = | Radius of dish (in) |
| sf | = | *Flange* lurus (*straight flange*) (in) |
| th | = | Tebal *head* (in) |
| OA | = | Tinggi *head* (in) |
| b | = | *Depth of dish* (*inside*) (in) |
| a | = | *Inside radius* / jari-jari *shell* (in) |
| ID | = | *Inside diameter* (in) |
| OD | = | *Outside diameter* (in) |

Dengan nilai OD standar 102 in (Tabel 5.7, Brownell and Young, 1959: 90)

Maka diperoleh:

r = 102 in

icr = 6,125 in

Berdasarkan tebal *head* standar (3/16), maka dipilih *straight flange* (Sf) antara 1 1/2 - 2 in dengan *straight flange* (Sf) maksimal 2 in,

(Tabel 5.8, Brownell and Young,1959: Hal 93)

Dipilih Sf = 2 in

= 0,0508 m

a = ID koreksi / 2

= 101,6250 in / 2

= 50,8125 in

AB = a - icr

= 50,8125 in – 6,125 in

= 44,6875 in

BC = rc - icr

= 96 in – 6,125 in

= 89,8750 in

AC = $\sqrt{BC^2 - AB^2}$

= $\sqrt{(89{,}8750 \text{ in})^2 - (44{,}6875 \text{ in})^2}$

= 77,9778 in

b = rc - AC

= 96 in – 77,9778 in

= 18,0222 in

Maka tinggi *head* (OA) = th standar + b + Sf

= 0,1875 + 18,0222 + 2 in

= 20,2097 in

= 0,5133 m

## 16. Menentukan Tinggi Menara

Dihitung dengan persamaan:

$Ht = H_1 + H_2 + H_3 + H_4$

Dimana :

$H_1$ = Tinggi cairan (m)

$H_2$ = Tinggi ruang kosong bawah (m)

$H_3$ = Tinggi *tray* (m)

$H_4$ = Tinggi ruang kosong atas (m)

Ht = Tinggi total (m)

1. Tinggi Cairan ($H_1$)

   Dihitung dengan persamaan:

   $$V_1 = \frac{L_1.\theta}{\rho_l}$$

   $$H_1 = \frac{V_1}{At}$$

   Dimana:

   At = Luas penampang menara ($m^2$)

   $H_1$ = Tinggi cairan (m)

   $L_1$ = Kecepatan volume cairan (Kg/menit)

   $V_1$ = Volume cairan ($m^3$)

   $\rho_l$ = Densitas fase cair ($Kg/m^3$)

   $\Theta$ = Waktu tinggal cairan (menit)

   Waktu tinggal cairan

   Diprediksi berdasarkan Kister, H, Z, *Distillation Operations,* McGraw Hill, New York, (1991): Hal 93.

   Diperoleh waktu tinggal, $\Theta$ = 2 menit

   Maka, volume cairan :

   $$V_1 = \frac{5796{,}1978 \frac{kg}{jam} . 0{,}0333 \text{ jam}}{751{,}3720 \text{ Kg/m}^3}$$

   $V_1 = 0{,}2571 \text{ m}^3$

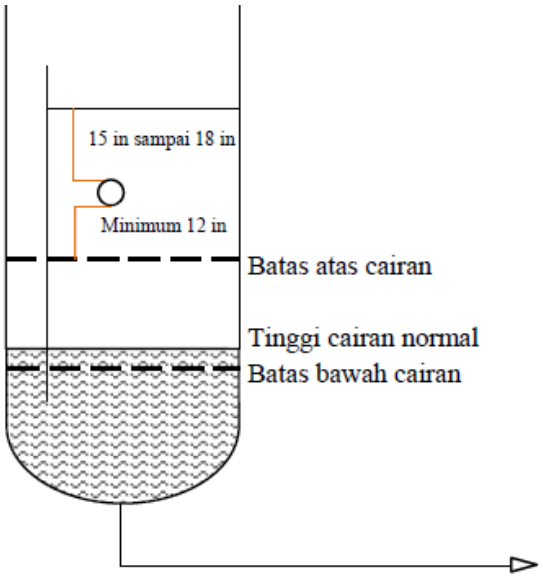
Dengan, D = 2,1241 m maka tinggi cairan :

$$H_1 = \frac{0{,}2571\ m^3}{1{,}8907\ m^2}$$

$H_1$ = 0,1360 m

2. Tinggi Ruang Kosong ($H_2$)

Dihitung berdasarkan Kister, H, Z,, *Distillation Operation*, McGraw Hill, New York,1991: Hal 84.




**Gambar2.** Sketsa ruang kosong bawah

Untuk menghitung tinggi ruang kosong bawah maka perlu dihitung :

a. Rapat Massa Campuran

Rapat massa campuran dihitung dengan persamaan :

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{\%uap}{\rho_v} + \frac{\%cair}{\rho_l}}$$

Dimana:

$\rho_m$ = Rapat massa campuran (lb/ft$^3$)

$\rho_l$ = Rapat massa cair (lb/ft$^3$)

$\rho_v$ = Rapat massa uap (lb/ft$^3$)

Karena fluida yang mengalir dalam nozle merupakan uap yang berasal dari reboiler maka %cair = 0, dan %uap = 100%, Maka rapat massa campuran :

$\rho_g$ = 0,0710 lb/ft$^3$

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{100\%}{0{,}0710 \text{ lb/ft}^3}}$$

$\rho_m$ = 0,0710 lb/ft$^3$

b. Kecepatan Linear Gas

Kecepatan linier gas dihitung dengan persamaan Kister H,Z, "Distillation Operation" McGraw Hill New York, 1991: Hal, 86 :

$$V_{lin} = \sqrt{\frac{4000}{\rho_m}}$$

Dimana :

$V_{lin}$ = Kecepatan linear gas (ft/s)

$\rho_m$ = Rapat massa campuran (lb/ft$^3$)

Maka, kecepatan linier gas :

$$V_{lin} = \sqrt{\frac{4000}{0{,}0710}}$$

$V_{lin}$ = 237,3550 ft/s

= 72,3458 m/s

c. Luas Penampang Pipa *Nozzle*

Kecepatan linier gas dihitung dengan persamaan :

Dimana :

$$A_p = \frac{Q_V}{V_{lin}}$$

$A_p$ = Luas penampang pipa *nozzle* (m$^2$)

$Q_v$ = Kecepatan volume uap (m$^3$/s)

$V_{lin}$ = Kecepatan linear gas (m/s)

Maka, luas penampang pipa *nozzle* :

$$A_p = \frac{1{,}3794 \text{ m}^3/\text{s}}{72{,}3458 \text{ m/s}}$$

$A_p$ = 0,0191 m$^2$

d. Diameter *Nozzle* untuk Uap

Diameter nozzle untuk uap dihitung dengan persamaan:

Dimana :

$$D_{nozzle} = \sqrt{\frac{4 \,.\, Ap}{3{,}14}}$$

$A_p$ = Luas penampang pipa nozzle ($m^2$)

$D_{nozzle}$ = Diameter pipa nozzle (m)

Maka, diameter *nozzle* untuk uap :

$$D_{nozzle} = \sqrt{\frac{4 \,.\, 0{,}0191\ m^2}{3{,}14}}$$

$D_{nozzle}$ = 0,1558 m = 6,1329 in

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Tabel. 11, Kern, 1965: Hal 844)

NPS = 8 in

Sc, No = 40

OD = 8,625 in = 0,2191 m

ID = 7,981 in = 0,2027

Maka tinggi ruang kosong bawah:

$H_2 = H_1$ + (12+18) in + OD

Dimana :

$H_1$ = Tinggi cairan (m)

OD = Diameter luar pipa (m)

Maka, tinggi ruang kosong :

$H_2$ = 0,1360 m + (12+18)in x $\frac{1\ m}{39{,}3701\ in}$ + 0,2191

$H_2$ = 1,1171 m

3. Tinggi *tray* ($H_3$)

Dihitung dengan persamaan:

$H_3$ = (jumlah *tray* – 2) x jarak antar *tray*

Maka, tinggi *tray* :

$H_3$ = (23 – 2) x 0,25 m

$H_3$ = 5,75 m

4. Tinggi Ruang Kosong Atas ($H_4$)

   Tinggi ruang kosong atas dirancang $H_4$ = 1 m

5. Tinggi Total

   $Ht = H_1 + H_2 + H_3 + H_4$

   Ht = 0,1360 m + 1,1171 m + 5,75 m + 1 m

   Ht = 8,0031 m = 8 m

**17. Perancangan *Plate***

Diketahui diameter menara (Dt)

Dt = 2,5813 m

Maka,

**a. Luas Menara (At)**

At = 1/4 x π x $Dt^2$

= 0,25 x (22/7) x 6,6630 $m^2$

= 5,2352 $m^2$

= 56,3512 $ft^2$

**b. Luas Downcomer (Ad)**

Luas *downcomer* = 12% luas menara total

(Coulson and Richardson,2005: Hal 569)

Ad = 0,12 x Luas total *plate*

= 0,12 x 5,2352 $m^2$

= 0,6282 $m^2$

= 6,7621 $ft^2$

**c. Luas Netto (An)**

An = At - Ad

= 5,2352 $m^2$ - 0,6282 $m^2$

= 4,6070 $m^2$

= 49,5890 $ft^2$

**d. Luas Active Area (Aa)**

Aa = At – 2 x Ad

= 5,2352 $m^2$ - 2 x 0,6282 $m^2$

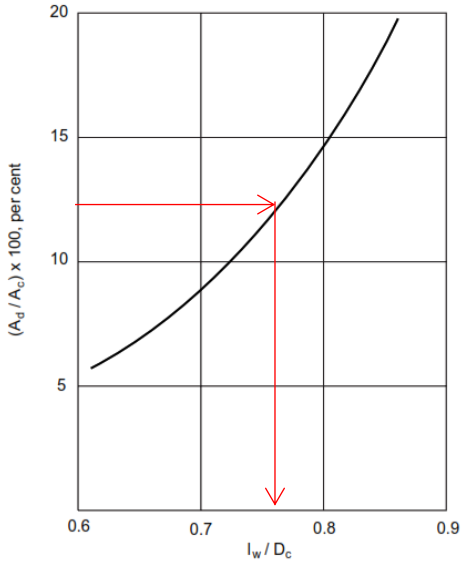
= 3,9787 $m^2$

= 42,8269 $ft^2$

**e. Panjang Weir**

Untuk $\frac{Ad}{At}$ x 100% = $\frac{0{,}6282\ m^2}{5{,}2352\ m^2}$ x 100% = 12 %

Dari figure 11.31, Coulson and Richardson, 2005: Hal 573, diperoleh:




$L_w/D_c$ = 0,77

Maka panjang *weir* (lw)

lw = 0,77 x Diameter menara (Dt)

= 0,77 x 2,5813 m = 1,9876 m

**f. Tinggi *wear* ($h_w$)**

Tinggi *wear* berkisar antara 40 mm sampai 90 mm. Direkomendasikan tinggi *weir* antara 40 - 50 mm (Coulson and Richardson, 2005: Hal 572)

Maka dipilih tinggi *weir* = 50 mm = 0,05 m.

**g. Diameter Hole (do)**

Diameter *hole* yang biasa yang digunakan adalah antara 2,5 – 12 mm.

Diameter lubang *perforated* (do) = 5 mm (3/16 in) = 0,1875 in.

(Coulson and Richardson, 2005: Hal 573)

**h. Tebal *Plate***

Untuk bahan *carbon steel* tebal *plate* yang digunakan adalah 5 mm (3/16 in), sedangkan untuk bahan *stainless steel* tebal *plate* yang digunakan adalah 3 mm, (Coulson and Richardson, 2005: Hal 573)

Untuk menara distilasi ini digunakan bahan *stainlees steel*, sehingga tebal *plate* yang digunakan adalah 3 mm.

**i. Luas Lubang Perforated Total ($A_h$)**

Lubang *perforated* yang banyak digunakan yaitu yang disusun secara triangular dengan *pitch* berkisar antara 2 do sampai 4 do,

(Coulson and Richardson, 2005: Hal 574)

Maka dipilih,

Picth = 4 x Diameter lubang (do)

= 4 x (3/16) in

= 0,75 in

= 0,0625 ft

Dihitung menggunakan persamaan:

$$A_h = A_a \left(\frac{d_o}{\text{pitch}}\right)^2$$

Dimana:

$A_h$ = Luas lubang *perforated* total ($m^2$)

do = Diameter lubang *perforated*

pitch = Jarak antara 2 lubang *perforated*

maka,

$$A_h = 42{,}8269 \text{ ft}^2 \left(\frac{3/16 \text{ in}}{0{,}75 \text{ in}}\right)^2 = 2{,}6767 \text{ ft}^2 = 0{,}2487 \text{ m}^2$$

**18. Menentukan Pressure Drop**

*Pressure drop* dihitung menggunakan persamaan berikut

$h_t = h_d + h_w + h_{ow} + h_r$

(Persamaan 11.90, Coulson and Richardson, 2005: Hal 577)

Keterangan:

$h_t$ = *Total plate pressure drop* (mm *liquid*)

$h_d$ = *Dry plate drop* (mm *liquid*)

$h_w$ = Tinggi *weir* (mm *liquid*)

$h_{ow}$ = Tinggi *weir liquid* (mm *liquid*)

$h_r$ = *Residual head* (mm *liquid*)

**a. Seksi Enriching**

**Pemeriksaan Weeping Rate**

Lw, maks = 2.532,8943 kg/jam = 0,7036 kg/s

turn-down ratio = 0,8

Kecepatan aliran cairan minimum:

Lw, min = 0,8 x 0,7036 kg/s

= 0,5629 kg/s

**Menentukan Tinggi Weir Liquid Crest ($h_{ow}$)**

Dihitung menggunakan persamaan

$$h_{ow} = 0{,}750\left(\frac{L}{\rho_l . l_w}\right)^{\frac{2}{3}}$$

(Persamaan 11.85, Coulson and Richardson, 2005: Hal 572)

Dimana:

$h_{ow}$ = Tinggi cairan diatas weir (m)

L = Kecepatan massa cairan (kg/s)

$\rho_l$ = Rapat massa cairan ($kg/m^3$)

$l_w$ = Panjang *weir* (m)

Maka,

$$h_{ow,maks} = 0{,}750\ m^{7/3}/s^{1/3}\left(\frac{0{,}7036\ kg/s}{702{,}6953\frac{kg}{m^3}.\ 1{,}9876\ m}\right)^{\frac{2}{3}} = 0{,}0047\ m\ of\ liquid$$

= 4,7484 mm of *liquid*

$$h_{ow,min} = 0{,}750\ m^{7/3}/s^{1/3}\left(\frac{0{,}5629\ kg/s}{702{,}6953\frac{kg}{m^3}.\ 1{,}9876\ m}\right)^{\frac{2}{3}} = 0{,}0041\ m\ of\ liquid$$

= 4,0920 mm of *liquid*

**Menentukan kecepatan uap minimum desain**

Pada minimum *rate*, (hw + how) = 0,05 + 0,0041 m

= 0,0541 m = 54,0920 mm

Diplotkan pada Fig 11,30 (Coulson and Richardson, 2005: Hal 571)

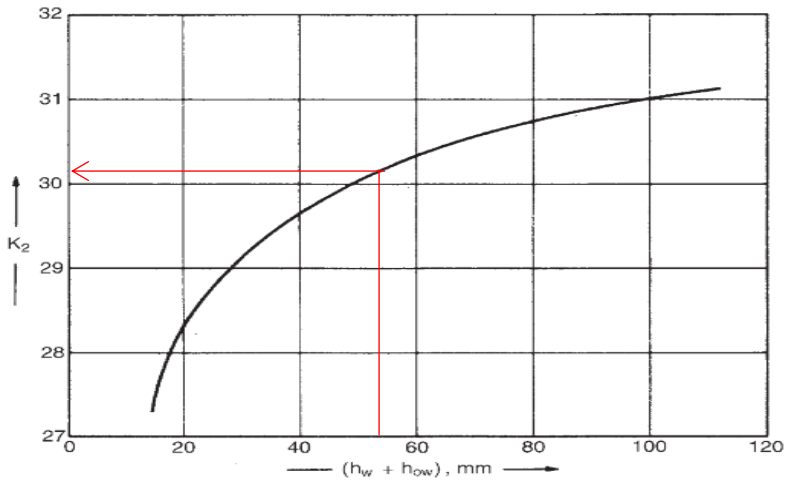



Figure 11.30. Weep-point correlation (Eduljee, 1959)

maka diperoleh nilai $K_2$ sebesar = 30,10

Kecepatan uap minimum desain dihitung dengan persamaan:

$$u_h = \frac{[K_2 - 0{,}90\ (25{,}4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

(Persamaan 11,84, Coulson and Richardson, 2005: Hal 571)

Keterangan:

$u_h$ = Kecepatan uap minimum desain (m/s)

$K_2$ = Konstanta fig 11,30

$d_h$ = Diameter *hole* (mm)

$\rho_v$ = Densitas uap (kg/m$^3$)

Maka

$$u_h = \frac{[30{,}10 - 0{,}90\ (25{,}4 - 5\ \text{mm})]}{(3{,}1503\ \text{kg/m}^3)^{1/2}} = 6{,}6144\ \text{m/s}$$

**Menentukan Orifice Coefficient (Co)**

Koefisien *perforated* Co, diperoleh dengan bantuan fig. 11.37 Coulson and Richardson, 2005 : Hal 576.

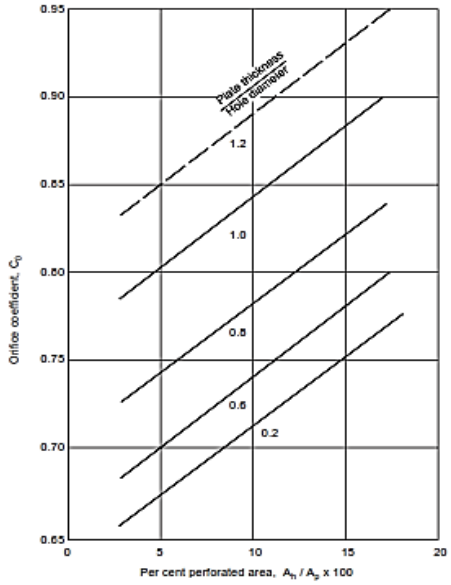



Figure 11.34. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson *et al.*, 1957)

Tebal *plate* = 3 mm = 0,1181 in

do = 0,1875 in

$$\frac{\text{tebal plate}}{\text{do}} = \frac{0{,}1181 \text{ in}}{0{,}1875 \text{ in}} = 0{,}63$$

$$\frac{A_h}{A_a} x\ 100\% = \frac{0{,}1684 \text{ m}^2}{2{,}6941 \text{ m}^2} = 6{,}25\%$$

Maka dari grafik diperoleh nilai Co sebesar 0,718.

**Menentukan Dry Plate Drop**

$$h_d = 51 \left[\frac{u_h}{Co}\right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_l}$$

(Persamaan 11.88, Coulson and Richardson, 2005: Hal 576)

Keterangan:

$h_d$ = *Dry plate drop* (mm)

$u_h$ = Kecepatan uap maksimum melewati *hole* (m/s)

$\rho_v$ = Densitas uap bagian atas (kg/m$^3$)

$\rho_L$ = Densitas *liquid* bagian atas (kg/m$^3$)

Co = *Orifice coefficient*

Nilai $u_h$

$u_h = \frac{Q_v}{A_h} = \frac{1{,}3366\ m^2/s}{0{,}2487\ m^2} = 5{,}3751$ m/s

maka

$h_d = 51 \left[ \frac{5{,}3751\ m/s}{0{,}718} \right]^2 \frac{3{,}1503\ kg/m^3}{702{,}6953\ kg/m^3}$

= 12,8142 mm *liquid*

**Menentukan Residual Head**

$h_r = \frac{12{,}5\ x\ 10^3}{\rho_L}$

(Persamaan 11.89, Coulson and Richardson, 2005: Hal 577)

$h_r = \frac{12{,}5\ x\ 10^3}{702{,}6953\ kg/m^3}$

= 17,7886 mm *liquid*

**Total pressure drop plate**

= (12,8142 + 50 + 4,7484 + 17,7886) mm *liquid*

= 85,3512 mm *liquid*

= 0,0854 m liquid

**Plate Pressure Drop**

Dihitung dengan persamaan:

$\Delta Pt = 9{,}81 \times 10^{-3} h_t \rho_L$

(Persamaan 11.87, Coulson and Richardson, 2005: Hal 575)

$\Delta Pt = 9{,}81 \times 10^{-3} \times (85{,}3512\ mm) \times (702{,}6953\ kg/m^3)$

= 588,3633 $N/m^2$

= 588,3633 Pa

= 0,0058 atm/*plate*

**b. Seksi Stripping**

**Pemeriksaan Weeping Rate**

Lw, maks = 5796,1978 kg/jam

= 1,6101 kg/s

turn-down ratio = 0,8

Kecepatan aliran cairan minimum:

Lw, min = 0,8 x 1,6101 kg/s

= 1,2880 kg/s

**Menentukan Tinggi Weir Liquid Crest ($h_{ow}$)**

Dihitung menggunakan persamaan

$$h_{ow} = 0{,}750\left(\frac{L}{\rho_l, l_w}\right)^{\frac{2}{3}}$$

(Persamaan 11.85, Coulson and Richardson, 2005: Hal 572)

Dimana:

$h_{ow}$ = Tinggi cairan diatas weir (m)

L = Kecepatan massa cairan (kg/s)

$\rho_l$ = Rapat massa cairan (kg/$m^3$)

$l_w$ = Panjang *weir* (m)

maka,

$$h_{ow,maks} = 0{,}750\ m^{7/3}/s^{1/3}\left(\frac{1{,}6101\ kg/s}{751{,}3720\frac{kg}{m^3}.\ 1{,}9876\ m}\right)^{\frac{2}{3}}$$

= 0,0079 m of *liquid*

= 7,8856 mm of *liquid*

$$h_{ow,min} = 0{,}750\ m^{7/3}/s^{1/3}\left(\frac{1{,}2880\ kg/s}{751{,}3720\frac{kg}{m^3}.\ 1{,}9876\ m}\right)^{\frac{2}{3}}$$

= 0,0068 m of *liquid*

= 6,7956 mm of *liquid*

**Menentukan kecepatan uap minimum desain**

Pada minimum *rate*, (hw + how) = 0,05 m + 0,0068 m

= 0,0568 m

= 56,7956 mm

Diplotkan pada Fig 11,30 (Coulson and Richardson, 2005: Hal 571)

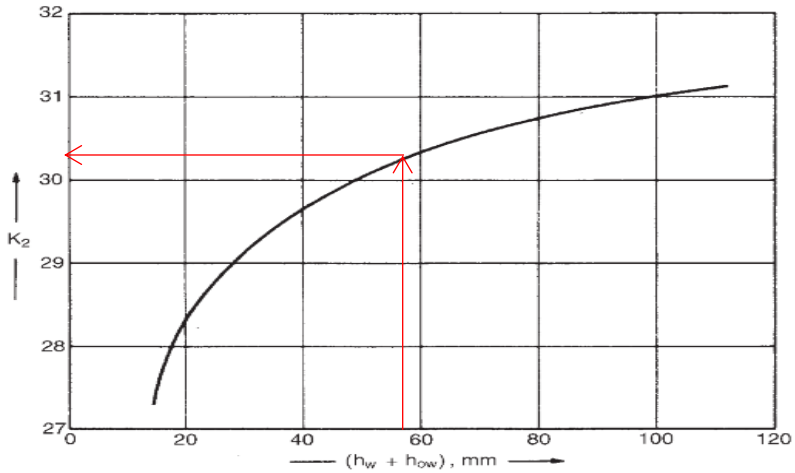



Figure 11.30. Weep-point correlation (Eduljee, 1959)

maka diperoleh nilai $K_2$ sebesar = 30,3

Kecepatan uap minimum desain dihitung dengan persamaan:

$$u_h = \frac{[K_2 - 0{,}90\ (25{,}4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

(Persamaan 11,84, Coulson and Richardson, 2005: Hal 571)

Keterangan:

$u_h$ = Kecepatan uap minimum desain (m/s)

$K_2$ = Konstanta fig 11.30

$d_h$ = Diameter *hole* (mm)

$\rho_v$ = Densitas uap (kg/m$^3$)

Maka,

$$u_h = \frac{[30{,}3 - 0{,}90\ (25{,}4 - 5\ \text{mm})]}{(\ 1{,}1378\ \text{kg/m}^3)^{1/2}} = 11{,}1935\ \text{m/s}$$

**Menentukan Orifice Coefficient (Co)**

Koefisien *perforated* Co, diperoleh dengan bantuan fig. 11.37 Coulson and Richardson, 2005: Hal 576.

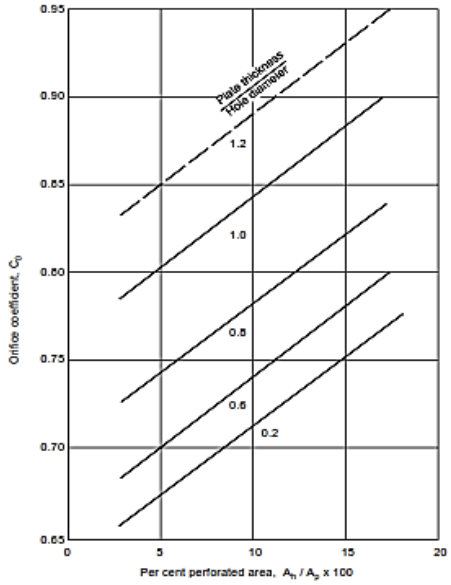



Figure 11.34. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson *et al.*, 1957)

Tebal *plate* = 3 mm = 0,1181 in

do = 0,1875 in

$$\frac{\text{tebal plate}}{\text{do}} = \frac{0{,}1181 \text{ in}}{0{,}1875 \text{ in}} = 0{,}63$$

$$\frac{A_h}{A_a} x\ 100\% = \frac{0{,}1684 \text{ m}^2}{2{,}6941 \text{ m}^2} = 6{,}25\%$$

Maka dari grafik diperoleh nilai Co sebesar 0,718.

**Menentukan Dry Plate Drop**

$$h_d = 51 \left[\frac{u_h}{Co}\right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_l}$$

(Persamaan 11,88, Coulson and Richardson, 2005: Hal 576)

Keterangan:

$h_d$ = *Dry plate drop* (mm)

$u_h$ = Kecepatan uap maksimum melewati *hole* (m/s)

$\rho_v$ = Densitas uap bagian atas (kg/m$^3$)

$\rho_L$ = Densitas *liquid* bagian atas (kg/m$^3$)

Co = *Orifice coefficient*

Nilai $u_h$

$$u_h = \frac{Q_v}{A_h} = \frac{1{,}3794 \text{ m}^2/\text{s}}{0{,}2487 \text{ m}^2} = 5{,}5469 \text{ m/s}$$

Maka,

$h_d = 51 \left[ \frac{5{,}5469 \text{ m/s}}{0{,}718} \right]^2 \frac{1{,}1378 \text{ kg/m}^3}{751{,}3720 \text{ kg/m}^3}$

$= 4{,}6094$ mm *liquid*

**Menentukan Residual Head**

$h_r = \frac{12{,}5 \; x \; 10^3}{\rho_L}$ Persamaan 11,89 (Coulson and Richardson, 2005: Hal 577)

$h_r = \frac{12{,}5 \; x \; 10^3}{751{,}3720 \text{ kg/m}^3}$

$= 16{,}6362$ mm *liquid*

**Total pressure drop plate**

$ht = h_d + h_w + h_{ow} + h_r$

$= (4{,}6094 + 50 + 7{,}8856 + 16{,}6352)$ mm *liquid*

$= 79{,}1312$ mm *liquid*

$= 0{,}0791$ m liquid

**Plate Pressure Drop**

Dihitung dengan persamaan:

$\Delta Pt = 9{,}81 \times 10^{-3} \; h_t \; \rho_L$

(Persamaan 11.87, Coulson and Richardson, 2005: Hal 575)

$\Delta Pt = 9{,}81 \times 10^{-3} \times (79{,}1312 \text{ m}) \times (751{,}3720 \text{ kg/m}^3)$

$= 583{,}2732 \text{ N/m}^2$

$= 583{,}2732$ Pa

$= 0{,}0058$ atm/*plate*

**19. Koreksi Tekanan**

**a. Tekanan Puncak**

Diinginkan agar dapat digunakan pendingin air, sehingga tekanan pada puncak menara dipilih sebesar:

$P_T = 1$ atm

**b. Tekanan Umpan**

*Pressure drop enriching* = Nr × ΔPt/tray

= 23 tray x 0,0058 atm/tray = 0,1336 atm

Tekanan umpan = Tekanan puncak + *Pressure drop*

= 1 atm + 0,1336 atm

= 1,1336 atm

**c. Tekanan pada Dasar Menara**

*Pressure drop stripping* = Ns × ΔPt stripping

= 1 tray x 0,0058 atm/tray

= 0,0058 atm

Tekanan pada dasar menara = Tekanan umpan + Pressure drop

= 1,1336 atm + 0,0058 atm

= 1,1393 atm

**20. Koreksi Kondisi Operasi**

**a. Suhu Didih Umpan**

$P_T$ = 1,1022 atm

Suhu didih dihitung dengan cara trial sampai diperoleh

$\sum yi = \sum Ki.\ xi = 1$

(Persamaan 11.4, Coulson and Richardson, 2005: Hal 498)

Dimana:

yi = fraksi mol uap

xi = fraksi mol cair = $\frac{n_i}{n_{tot}}$

Trial T = 59,888 $^oC$ (trial & error)

= 333,038 K

Maka, tekanan parsial dihitung sebagai berikut

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Dimana:

P = Tekanan uap (mmHg)

T = Suhu operasi (K)

A, B, C, D, E = Konstanta

**Tabel 25.** Tekanan Parsial Komponen Umpan

| Komponen | Konstanta | | | | | $\log_{10}$P (mmHg) | Po mmHg |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | A | B | C | D | E | | |
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 4,7409 | -1,9493E+03 | 3,0770 | -0,014463 | 1,0039E-05 | 2,9463 | 883,6244 |
| $CH_3OH$ | 45,6171 | -3,2447E+03 | -13,988 | 0,0066365 | -1,0507E-13 | 2,7999 | 630,8578 |
| $H_2O$ | 29,8605 | -3,1522E+03 | -7,3037 | 2,4247E-09 | 1,8090E-06 | 2,1726 | 148,8062 |

**Tabel 26.** Trial Suhu Umpan

| Komponen | Massa kg/jam | kmol/jam | xi (fraksi mol) | Po (atm) | Ki ($Po/P_T$) | yi (Ki×xi) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 12.373,7374 | 140,6107 | 0,9175 | 1,1627 | 1,0257 | 0,9411 |
| $CH_3OH$ (lk) | 391,2644 | 12,2270 | 0,0798 | 0,8301 | 0,7323 | 0,0584 |
| $H_2O$ (hk) | 7,3472 | 0,4082 | 0,0027 | 0,1958 | 0,1727 | 0,0005 |
| Total | 12.772,3490 | 153,2458 | 1,0000 | | | 1,0000 |

Diperoleh suhu didih umpan (Tdidih) = 333,038 K

**b. Suhu Didih Bawah**

$P_T$ = 1,1393 atm

Pada keadaan *bubble point*, Σyi = Σ Ki. xi = 1,

Dengan cara trial T pada tekanan 1 atm hingga Σyi = 1, maka akan diperoleh temperatur *bubble point bottom*,

Trial T = 69,623 $^oC$

= 342,773 K

Maka, Tekanan parsial dihitung sebagai berikut

$$\log_{10}P = A + \frac{B}{T} + C\log_{10}T + DT + ET^2$$

**Tabel 27.** Tekanan Parsial Komponen Residu (Bawah)

| Komponen | Konstanta | | | | | $\log_{10}P$ (mmHg) | P mmHg |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | A | B | C | D | E | | |
| $CH_3OH$ | 45,6171 | -3,2447E+03 | -13,998 | 6,6365E-03 | -1,0507E-13 | 2,9662 | 925,1436 |
| $H_2O$ | 29,8605 | -3,1522E+03 | -7,3037 | 2,4247E-09 | 1,8090E-06 | 2,3619 | 230,1150 |

**Tabel 28.** Trial Suhu Didih Residu

| Komponen | Massa kg/jam | kmol/jam | xi (fraksi mol) | Po (atm) | Ki ($Po/P_T$) | Yi ($Ki \times xi$) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 138,8126 | 4,3379 | 0,9148 | 1,2173 | 1,0684 | 0,9774 |
| $H_2O$ | 7,2738 | 0,4041 | 0,0852 | 0,3028 | 0,2658 | 0,0226 |
| Total | 146,0864 | 4,7420 | 1,0000 | | | 1,0000 |

Diperoleh suhu didih residu (Tdidih) = 342,773 K

**21. Menentukan Ukuran Pipa**

Diameter optimum pipa dihitung dengan persamaan

$D_{opt} = 3,9\ q_f^{0,45}\ \rho^{0,13}$

(Persamaan 15, Timmerhaus, 1991: Hal 496)

Keterangan:

$D_{opt}$ = Diameter pipa optimum (in)

$q_f$ = Kecepatan vulume fluida ($ft^3/s$)

$\rho$ = Rapat massa fluida ($lb/ft^3$)

**a. Pipa Pemasukan Umpan Menara Distilasi**

Dihitung menggunakan persamaan:

$$\rho_l = \frac{\text{kecepatan massa total}}{\text{kecepatan volume total}}$$

Untuk menghitung kecepatan volume total dibutuhkan data densitas setiap komponen, Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$\rho_l = AB^{-(1-\frac{T}{T_C})^n}$ (Yaws, 1999)

Dimana :

$\rho_l$ = Rapat massa fase cair (kg/liter)

T = Suhu operasi (K)

Tc = Suhu kritis (K)

A, B, n = Konstanta

Dengan T = 333,038 K

**Tabel 29.** Densitas komponen fase cair dasar menara

| Komponen | A | B | n | Tc | $(1-T/Tc)^n$ | ρ |
|---|---|---|---|---|---|---|
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 0,26791 | 0,27032 | 0,2829 | 497,1 | 0,7308 | 0,6969 |
| $CH_3OH$ | 0,27197 | 0,27192 | 0,2331 | 512,58 | 0,7831 | 0,7540 |
| $H_2O$ | 0,3471 | 0,274 | 0,28571 | 647,13 | 0,8134 | 0,9949 |

**Tabel 30.** Kecepatan volume fase cair dasar menara

| Komponen | m (kg/jam) | $\rho_l$ (kg/L) | Volume (L/jam) |
|---|---|---|---|
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 12.373,7374 | 0,6969 | 17.755,1932 |
| $CH_3OH$ | 391,2644 | 0,7540 | 518,8922 |
| $H_2O$ | 7,3472 | 0,9949 | 7,3847 |
| Total | 12.772,3490 | 0,6986 | 18.281,4701 |

Maka,

$\rho_l = \frac{12.772{,}3490 \text{ kg/jam}}{18.281{,}4701 \text{ L/jam}}$ = 0,6986 kg/liter = 698,6500 kg/$m^3$ = 43,5958 lb/$ft^3$

$q_f$ = 18.281,4701 L/jam = 5,0782 L/s = 0,1793 $ft^3$/s

maka D opt,

D opt = 3,9 x (0,1793 $ft^3$/s)$^{0,45}$ x (43,5958 lb/$ft^3$)$^{0,13}$

= 2,940 in

Dipilih ukuran pipa standar = 3 in

Sch No = 40

OD = 3,5 in

ID = 3,068 in

(Tabel. 11, Kern, 1965: Hal 844)

**b. Pipa Pemasukan Refluks Menara Distilasi**

Kecepatan refluks = 2.532,8943 kg/jam = 5.584,0694 lb/jam = 1,5511 lb/s

$\rho$ = 43,8482 lb/ft$^3$

$q_f$ = 0,0354 ft$^3$/s

maka,

D opt = 3,9 x (0,0354 ft$^3$/s)$^{0,45}$ x (43,8482 lb/ft$^3$)$^{0,13}$

= 1,4172 in

Dipilih ukuran pipa standar = 1,5 in

Sch No = 40

OD = 1,9 in

ID = 1,61 in

(Tabel. 11, Kern, 1965: Hal 844)

**c. Pipa Pemasukan Uap Reboiler**

Kecepatan uap = 5.650,1114 kg/jam = 12.456,3845 lb/jam = 3,4601 lb/s

$\rho$ = 0,0710 lb/ft$^3$

$q_f$ = 48,7332 ft$^3$/s

maka,

D opt = 3,9 x (48,7332 ft$^3$/s)$^{0,45}$ x (0,0710 lb/ft$^3$)$^{0,13}$ = 15,8946 in

Dipilih ukuran pipa standar = 16 in

Sch No = 30

OD = 16 in

ID = 15,25 in

(Tabel. 11, Kern, 1965: Hal 844)

**d. Pipa Pengeluaran Uap Puncak Menara Distilasi**

Kecepatan uap destilat = 15.159,1569 kg/jam

= 33.420,1805 lb/jam

= 9,2834 lb/s

$\rho$ = 0,1966 lb/ft$^3$

$q_f$ = 47,2243 ft$^3$/s

maka,

D opt = 3,9 x (47,2243 $ft^3/s)^{0,45}$ x (0,1966 $lb/ft^3)^{0,13}$ = 17,8896 in

Dipilih ukuran pipa standar = 18 in

Sc, No = 20

OD = 18 in

ID = 17,25 in

(Tabel. 11, Kern, 1965: Hal 844)

**e. Pipa Pengeluaran Cairan Dasar Menara Distilasi**

Kecepatan cairan dasar menara = 5796,1978 kg/jam = 12.778,4135 lb/jam = 3,5496 lb/s.

$\rho$ = 46,8856 $lb/ft^3$

$q_f$ = 0,0757 $ft^3/s$

maka,

D opt = 3,9 x (0,0757 $ft^3/s)^{0,45}$ x (46,8856 $lb/ft^3)^{0,13}$ = 2,0133 in

Dipilih ukuran pipa standar = 2,5 in

Sc, No = 40

OD = 2,88 in

ID = 2,469 in

(Tabel. 11, Kern, 1965: Hal 844)

## RESUME MENARA DISTILASI (MD-01)

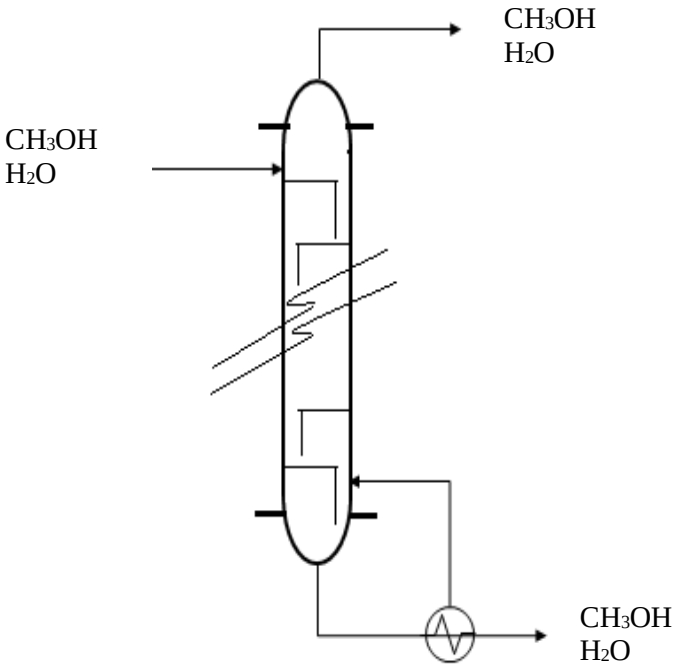
| | | | |
|---|---|---|---|
| **Kode** | = | MD-01 | |
| **Jenis menara** | = | *Sieve Tray Distillation Tower* | |
| **Fungsi** | = | Memurnikan $(CH_3)_3COCH_3$ minimal sampai kemurnian 98% | |
| **Kondisi operasi puncak menara** | | | |
| - Suhu operasi | = | 55,75 | $^oC$ |
| - Tekanan operasi | = | 1 | atm |
| **Kondisi operasi umpan menara** | | | |
| - Suhu operasi | = | 59,888 | $^oC$ |
| - Tekanan operasi | = | 1,1336 | atm |
| **Kondisi operasi dasar menara** | | | |
| - Suhu operasi | = | 69,623 | $^oC$ |
| - Tekanan operasi | = | 1,1393 | atm |
| **Refluks** | | | |
| - Refluks minimum | = | 0,1824 | |
| - Refluks operasi | = | 0,2006 | |
| **Jumlah plate** | | | |
| - Jumlah *Plate* Seksi *Rectifiying* | = | 23 | *plate* |
| - Jumlah *Plate* Seksi *Stripping* | = | 2 | *plate* |
| **Dimensi menara distilasi** | | | |
| - Diameter Menara Atas | = | 2,5803 | m |
| - Diameter Menara Bawah | = | 1,5512 | m |
| - Diameter Menara Koreksi | = | 2,5908 | m |
| - Tinggi Menara | = | 8,0031 | m |
| **Tebal menara** | | | |
| - Tebal *shell* | = | 0,1875 | in |
| - Tebal *head* | = | 0,1875 | in |
| **Perancangan Plate** | | | |
| - Panjang *Weir* | = | 1,9876 | m |
| - Tinggi *Weir* | = | 0,05 | m |
| - Diameter lubang | = | 0,005 | m |
| - Tebal *plate* | = | 0,003 | m |
| **Ukuran pipa** | | | |
| - Pipa pemasukan umpan | = | 3 | in |
| - Pipa pemasukan refluks | = | 1,25 | in |
| - Pipa pengeluaran uap reboiler | = | 16 | in |
| - Pipa pengeluaran uap puncak | = | 18 | in |
| - Pipa pengeluaran cairan dasar menara | = | 2,5 | in |
| **Bahan Konstruksi** | = | *Stainless Steel* SA-167 Tipe 304-3 | |

**MENARA STRIPPER (SC-01)**

**Tugas** : Memisahkan sebagian H2O dari campuran $CH_3OH$ dan $H_2O$ sebagai hasil bawah MD-01 dengan laju alir umpan sebesar 146,09 kg/jam

**Jenis** : *Sieve Tray Distilation Tower*

**Jumlah** : 1




**Gambar 1**. Skema Menara Stripper

Data :

Tekanan = 1 atm

**Tabel 1**. Komposisi umpan masuk dari neraca massa :

| **Komposisi Umpan Masuk Menara Distilasi** | | | |
|---|---|---|---|
| **Komponen** | **(Kg/Jam)** | **kmol/jam** | **fraksi mol** |
| CH3OH | 138,81 | 4,338 | 0,915 |
| H2O | 7,274 | 0,404 | 0,085 |
| Total | 146,09 | 4,742 | 1,000 |

**Tabel 2**. Komposisi distilat dari neraca massa :

| **Distilat** | | | |
|---|---|---|---|
| **Komponen** | **Fraksi Mol** | **Kmol/jam** | **Kg/jam** |
| CH3OH | 0,997 | 4,331 | 138,604 |
| H2O | 0,003 | 0,012 | 0,208 |
| Total | 1,000 | 4,343 | 138,813 |

**Tabel 3**. Komposisi bottom dari neraca massa :

| **Bottom** | | | |
|---|---|---|---|
| **Komponen** | **Fraksi** Mol | **Kmol/jam** | **Kg/jam** |
| CH3OH | 0,016 | 0,007 | 0,208 |
| H2O | 0,984 | 0,393 | 7,066 |
| Total | 1,000 | 0,399 | 7,274 |

**Tekanan Uap Murni**

Tekanan uap murni didekati dengan persamaan Antoine (Yaws):

$$\log_{10} P_o = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + D\,T + E\,T^2$$

Tabel 4. Data Tekanan Uap Murni

| **komponen** | **A** | **B** | **C** | **D** | **E** |
|---|---|---|---|---|---|
| CH3OH | 45,6170 | -3244,70 | -1,40E+01 | 6,64E-03 | -1,05E-13 |
| H2O | 29,8600 | -3152,00 | -7,304 | 2,43E-09 | 1,81E-06 |

(Yaws,1999)

**Rapat Massa Fase Cair**

Dihitung dengan persamaan :

$$\rho = AB^{-(1-\frac{T}{Tc})^n}$$

(Yaws,1999)

Keterangan :

P = Rapat massa fase cair ($kg/m^3$)

T = Suhu operasi (K)

Tc = Suhu kritis (K)

A, B, n = Konstanta

**Tabel 5**. Data Rapat Massa Fase Cair

| Formula | A | B | n | Tc |
|---|---|---|---|---|
| CH3OH | 0,2679 | 0,2703 | 0,2829 | 497,1 |
| H2O | 0,3471 | 0,2740 | 0,28571 | 647,13 |

**Tegangan Muka**

Dihitung dengan persamaan :

$$\text{sigma} = A(1 - \frac{T}{Tc})^n$$

(Yaws,1999)

Keterangan :

Sigma = Tegangan muka (dyne/cm)

T = Suhu operasi (K)

$T_c$ = Suhu kritis (K)

A, n = Konstanta

**Tabel 6**, Data Tegangan Muka

| Komponen | A | Tc | n |
|---|---|---|---|
| CH3OH | 68,3290 | 512,58 | 1,222 |
| H2O | 132,6740 | 647,13 | 0,955 |

**Viskositas Fase Cair**

Dihitung dengan persamaan :

$$\log n_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

(Yaws,1999)

Keterangan :

$n_{lq}$ = Viskositas fase cair (cp)

T = Suhu operasi (K)

A, B, C, D = Konstanta

**Tabel 7**. Viskositas Fase Cair

| Komponen | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| CH3OH | -9,0562 | 1250,00 | 0,0224 | -0,0000235 |
| H2O | 10,2158 | 1790,00 | 0,0177 | -0,0000126 |

Asumsi :

1, Menara Stripper 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. Kondisi Operasi**

**a. Komponen kunci**

Dipilih :

- Kunci ringan (*light key component,* lk) dipilih $CH_3OH$
- Kunci berat (*heavy key component,* hk) dipilih $H_2O$

**b. Kondisi operasi umpan**

$P_T$ = 1 atm

Suhu didih dihitung menggunakan *goal seek* sampai diperoleh $\sum y_i = \sum K_i,x_i = 1$

**Tabel 8**. Kondisi Operasi Umpan

| komponen | laju mol | fraksi mol | Pi° | K=Pi°/P | y=K*x | alp=ki/khk |
|---|---|---|---|---|---|---|
| C3H6O | 4,338 | 0,915 | 812,3169 | 1,0688 | 0,9778 | 4,1004 |
| H2O | 0,404 | 0,085 | 198,1048 | 0,2607 | 0,0222 | 1,0000 |
| Total | 4,742 | 1,000 | 1.010,4217 | 1,3295 | 1,0000 | 5,1004 |

Diperoleh suhu didih umpan ($T_{didih}$) = 66,24 ºC = 339,4 K

**c. Kondisi operasi atas**

1. Suhu embun distilat

   $P_T$ = 1 atm

   Dihitung menggunakan *goal seek* sampai diperoleh $\sum x_i = \sum y_i / K_i = 1$

**Tabel 9**. Kondisi Operasi Atas (Suhu Embun Distilat)

| komponen | laju mol | fraksi mol | Pi° | K=Pi°/P | X=Yi/Ki | alp=ki/khk |
|---|---|---|---|---|---|---|
| CH3OH | 4,331 | 0,9973 | 761,5075 | 1,0020 | 0,9993 | 4,1373 |
| H2O | 0,012 | 0,0027 | 184,0607 | 0,2422 | 0,0006 | 1,0000 |
| total | 4,343 | 1,0000 | 945,5682 | 1,2442 | 1,0000 | 5,1373 |

Diperoleh suhu embun distilat ($T_{embun}$) = 64,59 $^oC$ = 337,74 K

2. Suhu didih distilat

$P_T$ = 1 atm

Dihitung menggunakan *goal seek* sampai diperoleh $\sum y_i = \sum K_i,x_i = 1$

**Tabel 10**. Kondisi Operasi Atas (Suhu Didih Distilat)

| komponen | laju mol | fraksi mol | Pi° | K=Pi°/P | Y=Xi,Ki | alp=ki/khk |
|---|---|---|---|---|---|---|
| CH3OH | 4,331 | 0,9973 | 7,66E+02 | 1,0083 | 0,9891 | 4,1337 |
| H2O | 0,012 | 0,0027 | 185,38448 | 0,2439 | 0,0109 | 1,0000 |
| total | 4,343 | 1,0000 | 951,70055 | 1,2522 | 1,0000 | 5,1337 |

Diperoleh suhu didih distilat ($T_{didih}$) = 64,75 $^oC$ = 337,9 K

**d, Kondisi operasi bawah**

1. Suhu didih bottom

$P_T$ = 1 atm

Dihitung menggunakan *goal seek* sampai diperoleh $\Sigma y_i = \Sigma K_i,x_i = 1$,

**Tabel 11**. Kondisi Operasi Bawah (Suhu Didih Bottom)

| Komponen | laju mol | fraksi mol | Pi° | K=Pi°/P | Yi=Xi,Ki | alp=ki/khk |
|---|---|---|---|---|---|---|
| CH3OH | 0,007 | 0,0163 | 2.559,6245 | 3,3679 | 0,0549 | 3,5055 |
| H2O | 0,393 | 0,9837 | 730,1694 | 0,9607 | 0,9451 | 1,0000 |
| total | 0,399 | 1,0000 | 3.289,7939 | 4,3287 | 1,0000 | 4,5055 |

Diperoleh suhu didih residu ($T_{didih}$) = 98,943 $^oC$ = 372,1 K

2. Suhu embun bottom

$P_T$ = 1 atm

Dihitung menggunakan *goal seek* sampai diperoleh $\Sigma y_i = \Sigma K_i,x_i = 1$,

**Tabel 12**. Kondisi Operasi Bawah (Suhu Embun Bottom)

| Komponen | laju mol | fraksi mol | Pi° | K=Pi°/P | X=Yi/Ki | alp=ki/khk |
|---|---|---|---|---|---|---|
| CH3OH | 0,007 | 0,0163 | 2.624,4447 | 3,4532 | 0,0047 | 3,4938 |
| H2O | 0,393 | 0,9837 | 751,1707 | 0,9884 | 0,9953 | 1,0000 |
| total | 0,399 | 1,0000 | 2.624,4447 | 3,4532 | 0,0047 | 3,4938 |

Diperoleh suhu didih residu ($T_{didih}$) = 99,735 $^oC$ = 372,885 K

4, Relatif Volatilitas Rata-rata ($\alpha_{avg}$)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\boldsymbol{\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{top} x\, \alpha_{bottom}}}$$

(Towler,2008)

Keterangan :

$\alpha_{avg}$ = Volatilitas realtif rata-rata,

$\alpha_{top}$ = Volatilitas relative pada distilat,

$\alpha_{bottom}$ = Volatilitas relative pada bottom,

Dengan menggunakan persamaan diatas, didapatkan relative volatilitas rata-rata sebagai berikut :

**Tabel 13**. Relative Volatilitas Rata-Rata

| Komponen | A Top | A Bot | A avg |
|---|---|---|---|
| CH3OH | 4,1373 | 3,5055 | 4,1373 |
| H2O | 1,0000 | 1,0000 | 3,5055 |

**α distilat** $= \frac{\mathbf{K\,lk}}{\mathbf{K\,hk}} = \frac{0,9987}{0,1595} = 4,1373$

**α bottom** $= \frac{\mathbf{K\,lk}}{\mathbf{K\,hk}} = \frac{1,2687}{0,2118} = 3,5055$

**α rata-rata** $= \sqrt{(\frac{\mathbf{K\,lk}}{\mathbf{K\,hk}})_{\boldsymbol{D}} (\frac{\mathbf{K\,lk}}{\mathbf{K\,hk}})_{\boldsymbol{B}}}$

α rata-rata $= \sqrt{1,0000 \times 3,5055}$

$= 1,8723$

5, Koreksi *Light Key Component* dan *Heavy Key Component*

Adapun pemilihan komponen kunci adalah sebagai berikut :

*light key* = $H_2O$

*heavy key* = $H_2O_2$

Menentukan distribusi komponen menggunakan persamaan Shiras:

$$\frac{\mathbf{x_{jD}D}}{\mathbf{x_{jF}F}} = \left[\frac{(\boldsymbol{\alpha_j - 1}), \mathbf{x_{LK\,D}D}}{(\boldsymbol{\alpha_{LK} - 1}), \mathbf{x_{LK\,F}F}} + \frac{(\boldsymbol{\alpha_{LK} - \alpha_j}), \mathbf{x_{HK\,D}D}}{(\boldsymbol{\alpha_{LK} - 1})\mathbf{x_{HK\,F}F}}\right]$$

(Treyball,1981)

Keterangan :

D = Laju alir mol pada distilat,

F = Laju alir mol pada umpan,

xjD = Fraksi mol komponen j pada distilat,

xlkD = Fraksi mol komponen kunci ringan pada distilat,

xhkD = Fraksi mol komponen kunci berat pada distilat,

xjF = Fraksi mol komponen j pada umpan,

xlkF = Fraksi mol komponen kunci ringan pada umpan,

xhkF = Fraksi mol komponen kunci berat pada umpan,

αj = Volatilitas komponen,

αlk = 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 $\frac{x_{jD}D}{,x_{jF}F} > 1{,}01$ maka komponen hanya terdistribusi sebagai hasil atas
- Jika $\frac{x_{jD}D}{x_{jF}F} < -0{,}01$ maka komponen hanya terdistribusi sebagai hasil bawah

Dengan memasukan data-data yang sudah ada, maka didapatkan hasil distribusi masing-masing komponen sebagai berikut :

**2. Jumlah plate minimum ($N_{min}$)**

Dihitung dengan persamaan Fenske :

$$\mathbf{Nmin} = \frac{\mathbf{\log}\left[\frac{\mathbf{xlk}}{\mathbf{xhk}}\right]_{\mathbf{D}}\left[\frac{\mathbf{xhk}}{\mathbf{xlk}}\right]_{\mathbf{B}}}{\mathbf{\log}\,\boldsymbol{\alpha_{avg}}}$$

(Towler,2008 halaman 675)

Keterangan :

$x_{lk}$ = Fraksi mol komponen kunci ringan,

$x_{hk}$ = Fraksi mol komponen kunci berat,

D = Distilat,

B = Residu,

$\alpha_{avg}lk$ = Volatilitas relatif rata-rata

Sehingga :

$$Nmin = \frac{\log\left[\frac{0,9891}{0,0109}\right]\left[\frac{0,9837}{0,0163}\right]}{\log(1,8723)}$$

Nmin = 13,722

Nmin = 14

**3, Jumlah plate ideal**

a, Puncak menara

faktor stripping

( V/L)min = S / K

S = 99%

Klk = 1,00220

(V/L)min = 99% / 1,0020

= 0,9880

menentukan V/L operasi

V/L operasi = 1,5 x (V/L)min

= 1,5 x 0,9880

= 1,4821

b , Jumlah plate ideal

Dihitung dengan persamaan Ludwig, E,E,,1979, "Design for Chemical and Petrochemical Plant, Volume II Second Edition, p,51, Gulf Publishing Company, Houston, (Hal 124)

$$(M_o + 1)\log S_{io} = \log\left[\frac{S_{io} - E_{si}}{1 - E_{si}}\right]$$

Sio = Lk atas x (V/L) operasi

= 1,0020 x 1,4821

Sio = 1,4850

ε = 99%

$$(M_o + 1) = \frac{\log\left[\frac{S_{io} - E_{si}}{1 - E_{si}}\right]}{\log S_{io}}$$

$M_o + 1$ = 9,868

$M_o$ = 8,868

$M_o$ = 9

**4, Effisiensi plate**

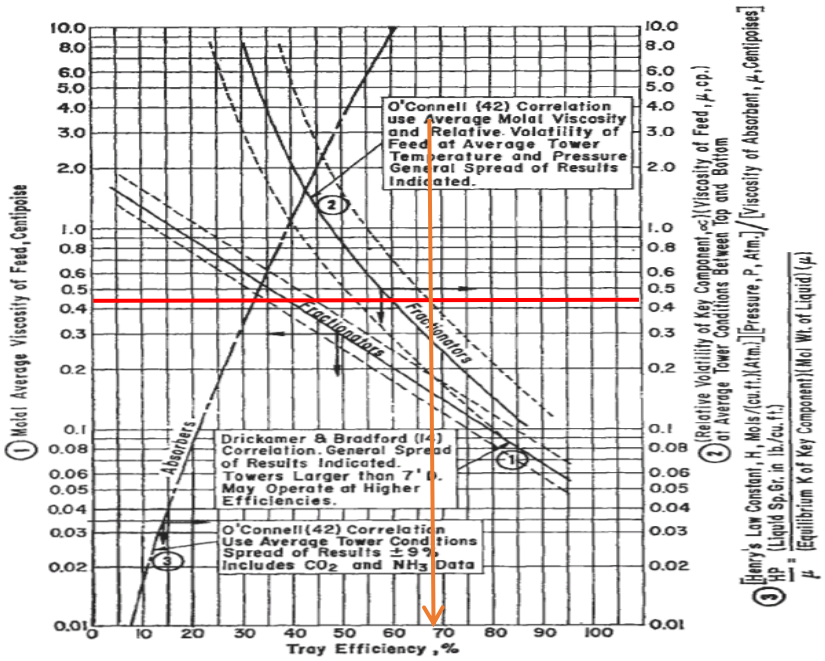
Effisiensi plate didekati dengan cara O' Connell Towler, G,, Ray Sinnott, Chemical Engineering Design, Elsevier,San Diego, (2008), halaman 701 tentang hubungan antara αf x μf dengan effisieansi plate :

αf = Volatilitas relatif dalam umpan

μf = Viskositas rerata dalam umpan

**Tabel 14**. Effisiensi Plate

| **Komponen** | **$x_f$** | **μf (cP)** | **xf,μf** |
|---|---|---|---|
| CH3OH | 0,9148 | 0,3329 | 0,3046 |
| H2O | 0,0852 | 0,4565 | 0,0389 |
| Total | 1,0000 | 0,7894 | 0,3435 |




(fig 8-29 Ludwig Volume 2, Applied Process Design, hal 41),

Dari fig 8-29 Ludwig, diperoleh Effisiensi plate = 75

**5, Jumlah plate aktual**

$$\mathbf{N_{aktual} = \frac{N_{ideal}}{effisiensi}}$$

(Towler,2008 hal 699)

Keterangan :

$N_{aktual}$ = Jumlah plate aktual,

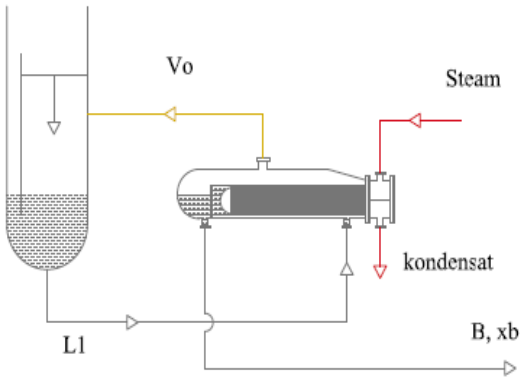
$N_{ideal}$ = Jumlah plate ideal,

Sehingga :

$$N_{aktual} = \frac{9}{75\ \%} = 12\ plate$$

**6, Diameter dan tinggi menara**

Dihitung berdasarkan kecepatan flooding, kondisi dievaluasi pada puncak menara dan dasar menara,




L1 = Kecepatan massa cairan (kg/jam)

Vo = Kecepatan massa uap (kg/jam)

B = Kecepatan massa residu (kg/jam)

xi = fraksi mol pada fase cair

yi = fraksi mol pada fase uap

xb = fraksi mol masing-masing komponen pada residu

**a. Suhu Residu (Keluar Boiler)**

Tekanan = 1 atm

Suhu = 372,732 K = 99,375 $^{o}$C

**Tabel 15. Komponen Keluar Boiler**

| Komponen | BM | (Bi) kmol/jam | kg/jam |
|---|---|---|---|
| CH3OH | 32 | 0,0065 | 0,2082 |
| H2O | 18 | 0,3925 | 7,0656 |
| Total | | 0,3990 | 7,27 |

Menentukan komposisi uap yang keluar dari Reboiler ( V0)

kecepatan mol V0 = kecepatan mol V1

Karena aliran konstan molal, maka V0 = 4,3430 (hasil bawahkmol/jam)

**Tabel 16. Komposisi Uap Keluar Boiler**

| **Komponen** | **Yi** | **Vi** | **Kg/Jam** |
|---|---|---|---|
| CH3OH | 0,055 | 0,239 | 7,632 |
| H2O | 0,945 | 4,104 | 73,880 |
| total | 1,000 | 4,343 | 81,512 |

Komposisi fase cair masuk reboiler : Li =Vi +Bi

Dihitung dari neraca massa,

Bi : Kecepatan massa Residu reboiler [ kmol/jam ]

Li : Kecepatan massa fase cair masuk reboiler [ kmol/jam ]

Vi : Kecepatan massa fase uap keluar reboiler [ kmol/jam ]

**Tabel 17. Komposisi Cair Masuk Boiler**

| **Komponen** | **(Li)kmol/jam** | **fraksi mol** | **kg/jam** |
|---|---|---|---|
| CH3OH | 0,245 | 0,052 | 7,840 |
| H2O | 4,497 | 0,948 | 80,946 |
| Total | 4,742 | 1,000 | 88,786 |

**b, Suhu masuk reboiler**

**Tabel 18. Komponen Keluar Boiler**

| Komponen | fraksi mol | Pi° | K=Pi°/P | Yi=Xi*Ki |
|---|---|---|---|---|
| CH3OH | 0,0517 | 2.378,4819 | 3,1296 | 0,1617 |
| H2O | 0,9483 | 671,8475 | 0,8840 | 0,8383 |
| total | 1,0000 | 3.050,3294 | 4,0136 | 1,0000 |

Dihitung secara iterasi sampai diperoleh Σyi = Σki xi =1

Didapat suhu masuk boiler sebesar 368,8 K = 96,64 °C dan tekanan 1 atm

**Rapat massa uap ($\rho_g$)**

Massa Molekul Campuran

$$\mathbf{BMcamp} = \frac{\mathbf{Kecepatan\ massa\ uap\ total}\ \left(\frac{\mathbf{Kg}}{\mathbf{jam}}\right)}{\mathbf{Kecepatan\ mol\ uap\ toal}\ \left(\frac{\mathbf{Kg}}{\mathbf{jam}}\right)}$$

$$\mathbf{BMcamp} = \frac{\mathbf{81,512}\ \left(\frac{\mathbf{Kg}}{\mathbf{jam}}\right)}{\mathbf{4,3430}\ \left(\frac{\mathbf{Kg}}{\mathbf{jam}}\right)}$$

$$\mathbf{BMcamp} = \mathbf{18,7678}\frac{\boldsymbol{Kg}}{\boldsymbol{kmol}}$$

Dihitung menggunakan persamaan gas ideal :

$$\boldsymbol{\rho_g} = \frac{\mathbf{BM_{camp}}, \mathbf{P_T}}{\mathbf{R_g}, \mathbf{T}}$$

Keterangan:

$\rho_g$ = Rapat massa uap (kg/m$^3$)

$BM_{camp}$ = Berat molekul uap (kg/kmol)

$P_T$ = Tekanan total (atm)

$R_g$ = Konstanta gas ideal = 0,082 atm,liter/mol-K

T = Suhu operasi (K)

Sehingga :

$$\boldsymbol{\rho_g} = \frac{\mathbf{18,3714\ x\ 1,01325}}{\mathbf{0,08314\ x\ 372,7}} = \mathbf{0,6137}\ \frac{\mathbf{kg}}{\mathbf{m^3}}$$

**Tinjauan fase cair**

Tekanan = 1 atm

Suhu operasi = 337,9 K

Rapat massa fase cair ($\rho_l$)

Dihitung menggunakan persamaan :

$\rho_l = \rho$ x Xi

Dimana :

$\rho =$ densitas cairan pada suhu 337,9 K

Xi = Fraksi Mol

**Tabel 19.** Tinjauan Fase Cair

| Komponen | kg/jam | ρ (kg/m3) | m/ρ (m3/jam) |
|---|---|---|---|
| CH3OH | 7,840 | 306,737 | 0,026 |
| H2O | 80,946 | 432,236 | 0,187 |
| total | 88,786 | 738,973 | 0,213 |

Sehingga

$$\rho_l = \frac{Kecepatan\ massa\ total\ \left(\frac{Kg}{jam}\right)}{Kecepatan\ volume\ total\ \left(\frac{m3}{jam}\right)}$$

$$\rho_l = \frac{88{,}786\ \left(\frac{Kg}{jam}\right)}{0{,}213\ \left(\frac{m3}{jam}\right)}$$

$$\rho_l = 417{,}4612\ \left(\frac{Kg}{m3}\right)$$

**Tegangan muka**

$$\boldsymbol{\tau = \sum x_{mass_i}, \tau_i}$$

Keterangan :

$\tau$ = Tegangan muka (dyne/cm).

$xmass_i$ = Fraksi massa masing-masing komponen cair.

$\tau_i$ = Tegangan muka masing-masing komponen cair (dyne/cm).

**Tabel 20.** Tegangan Muka

| Komponen | kg/jam | fraksi massa | τ [dyne/cm] | τ x m |
|---|---|---|---|---|
| CH3OH | 7,840 | 0,088 | 18,336 | 1,619 |
| H2O | 80,946 | 0,912 | 65,540 | 59,753 |
| Total | 88,786 | 1,000 | 83,876 | 61,372 |

Diperoleh $\tau_{camp}$ = 55,1 dyne/cm

**Parameter flooding**

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\mathbf{F_{LV}} = \frac{\mathbf{L_w}}{\mathbf{V_w}}\sqrt{\frac{\boldsymbol{\rho_g}}{\boldsymbol{\rho_l}}}$$

(Towler,2008 hal 720)

Keterangan :

$F_{LV}$ = Parameter flooding.

$L_W$ = Kecepatan massa fase cair (kg/jam).

$V_W$ = Kecepatan massa fase uap (kg/jam).

$\rho_g$ = Rapat massa fase uap (kg/$m^3$).

$\rho_l$ = Rapat massa fase cair (kg/$m^3$).

$$F_{LV} = \frac{88,786}{81,5122}\sqrt{\frac{0,6136}{417,1642}} = 0,5$$

Parameter kecepatan flooding :

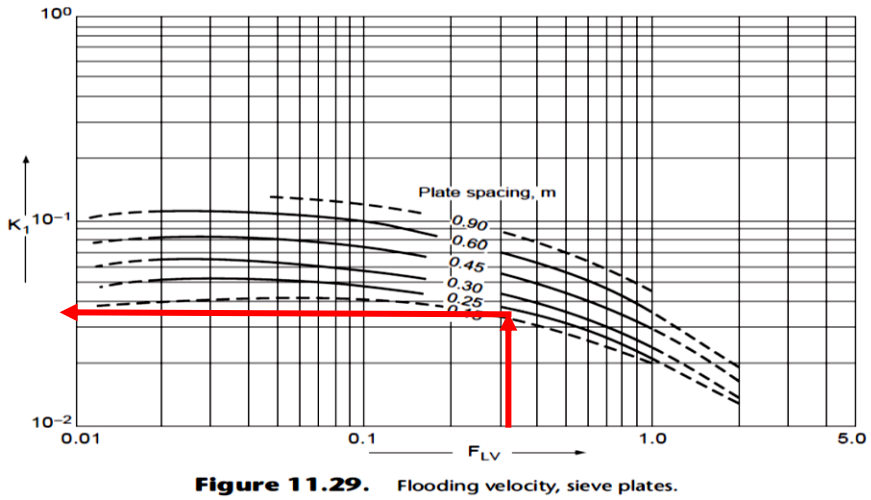



**Figure 11.29.** Flooding velocity, sieve plates.

**Gambar 2**. Parameter Flooding

(Towler, 2008 hal 720)

Berdasarkan *Chemical Engineering Design* oleh Towler halaman 708, jarak plate adalah 0,15 m sampai 1 m dan biasanya digunakan 0,45 m, Maka dengan asumsi jarak antar plate 0,5 m diperoleh nilai K1 sebesar 0,025

**Kecepatan uap maksimum**

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\mathbf{u_f = K_1 \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}\right)^{0,5} \left(\frac{\tau}{20\ dyne/cm}\right)^{0,2}}$$

(Towler,2008 hal 720)

Keterangan :

$K_1$ = Parameter kecepatan flooding (m/s).

$u_f$ = Kecepatan uap maksimum (m/s).

$\rho_l$ = Rapat massa fasa cair (kg/m$^3$).

$\rho_g$ = Rapat massa fasa uap (kg/m$^3$).

$\tau$ = Tegangan muka (dyne/cm).

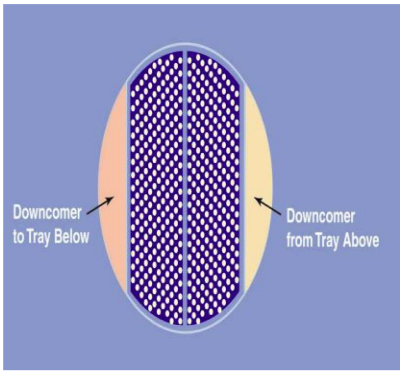
$$uf = 0,025 \left(\frac{417,64 - 0,61368}{0,61368}\right)^{0,5} \left(\frac{61,37}{20\ dyne/cm}\right)^{0,2}$$

$$u_f = 0,8151\ m/s$$

**Kecepatan volume uap**

$$\mathbf{Q_{uap}} = \frac{\textbf{kec massa uap}}{\textbf{rapat massa uap}} = \frac{81,51\ kg/jam}{0,6137\ \frac{kg}{m^3}\ x\ 3600\ s/jam} = 0,0369\ \frac{m3}{s}$$

Luas penampang menara Sieve tray, dapat digambarkan di bawah ini :




**Gambar 4**. Penampang Menara Sieve Tray

Dirancang :

Downcomer menempati 12% dari luas total (Towler,2008 hal 721)

Kecepatan operasi uap :

Berkisar antara 80% - 85% kecepatan linear maksimum, (Towler,2008 hal 720)

Dirancang :

kecepatan operasi 80% kecepatan maksimum,

$u_{op} = 80\%, u_f =$ 80% x0,8151 $\frac{m}{s} = 0{,}6520 \ m/s$

**Luas penampang tray**

$$\mathbf{A_n = \frac{Q_{uap}}{u_{op}}}$$

Keterangan :

$A_n$ = Luas penampang ($m^2$)

$Q_{uap}$ = Kecepatan volume uap ($m^3/s$).

$u_{op}$ = Kecepatan linear uap (m/s).

$$A_n = \frac{0{,}0369 \ \frac{m3}{s}}{0{,}6520 \ \frac{m}{s}} = \ 0{,}0566 \ m^2$$

**Diameter Menara**

$$\mathbf{D_t = \sqrt{\frac{4, A_t}{\pi}}} = \sqrt{\frac{4 \ (0{,}0566 \ m^2)}{3{,}14}} = 0{,}2685 \ m$$

(Towler,2008 hal 709

**Diameter standart**

Table 13-3 Approximate Distribution of Areas as Percentage of Tower Area (allocated cap area is determine by difference)

| | Downflow area | | Liquid distribution area | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Tower diameter ft. | Cross flow | Double pass | Cross flow | Double pass | Cascade double | End wastage |
| 3 | 10–20 | – | 10–25 | – | – | 10–30 |
| 4 | 10–20 | – | 8–20 | – | – | 7–22 |
| 6 | 10–20 | 20–30 | 5–12 | 15–20 | – | 5–18 |
| 8 | 10–20 | 18–27 | 4–10 | 12–16 | – | 4–15 |
| 10 | 10–20 | 16–24 | 3–8 | 9–13 | 20–30 | 3–12 |
| 12 | 10–20 | 14–21 | 3–6 | 8–11 | 15–25 | 3–10 |
| 15 | 10–20 | 12–18 | 2–5 | 6–9 | 12–20 | 2–8 |
| 20 | – | 10–15 | – | 5–7 | 9–15 | 2–6 |

Berdasar dari tabel standar dari Ludwig Vol,2 Hal, 138 dipilih diameter standar sebesar 3 ft = 0,914 meter

**Tinggi Menara**

Ht = H1 + H2 + H3 + H4

Dengan hubungan :

H1 = Tinggi penyangga [ m ]

H2 = Tinggi ruang kosong bawah [ m ]

H3 = Tinggi Tray [ m ]

H4 = Tinggi ruang kosong atas [ m ]

Ht = Tinggi total [ m ]

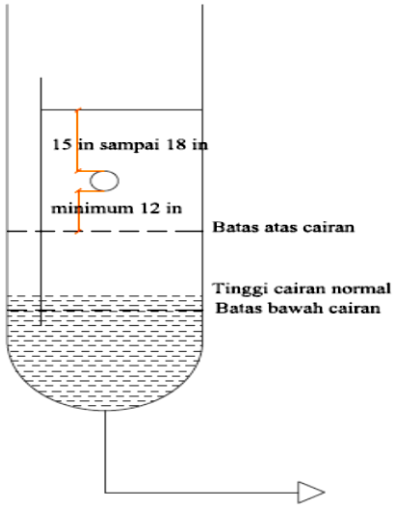
- **Tinggi penyangga (H1)**

  Dirancang : Tinggi penyangga H1 = 2 m

  **Tinggi ruang kosong bawah**

  Dihitung berdasarkan Kister, H,Z,, Distillation Operation ,Mc Graw Hill, New York (1991) Halaman 84.

Sketsa :




Untuk menghitung tinggi ruang kosong bawah, maka perlu dihitung tinggi cairan, dan diameter pipa.

Tinggi cairan dihitung dengan persamaan :

$H_L = \frac{V_L}{A_t}$ ;

Dengan hubungan :

| | |
|---|---|
| At | : Luas penampang menara [ m2 ] |
| $H_L$ | : Tinggi cairan [ m ] |
| $L_L$ | : Kecepatan volume cairan [ m3/jam ] |
| $V_L$ | : Volume cairan [ m3 ] |
| Θ | : Waktu tinggal cairan [ jam ] |

Diprediksi berdasarkan Kister, H,Z,, Distillation Operations, Mc Graw Hill, New York, (1991), Halaman 93, Diperoleh waktu tinggal, θ = 5 menit = 0,0833 jam

$V_L$ = 0,2128 $\frac{m^3}{jam}$ x 0,0833 jam

$V_L$ = 0,01773 $m^3$

$H_L$ = $\frac{0,01773\ m^3}{(\frac{3,14}{4\ x\ 0,9^2})\ m^2}$ = 0,0270

**Diameter nozle untuk uap**

Dihitung dengan persamaan :

$$V_L = L_L \; x \; \theta$$

Dengan hubungan :

Ap = Luas penampang pipa nozle [ m2 ]

Dnozzle = Diameter pipa nozle [ m ]

Adapun Luas penampang pipa nozle dihitung dengan persamaan :

$$D_{nozle} = \sqrt{\frac{4 \, A_p}{\pi}}$$

Dengan hubungan :

QV = Kecepatan uap [ m3/s ]

vlin = Kecepatan linear fluida masuk dalam nozzle [ m/s ]

Kecepatan linear fluida dihitung dengan persamaan :

$$A_p = \frac{Q_V}{v_{lin}}$$

(Kister, H,Z,, Distillation Operations, (1991), Halaman 86)

Dengan hubungan :

vlin : Kecepatan linear fluida [ ft/s ]

ρm : Rapat massa campuran [ lb/ft3 ]

Rapat massa campuran dihitung dengan persamaan :

$$v_{lin} = \sqrt{4000/\rho_m}$$

(Kister, H,Z,, Distillation Operations, (1991), Halaman 86,)

Dengan hubungan :

ρV : Rapat massa uap [ lb/ft3 ]

ρL : Rapat massa cair[ lb/ft3 ]

ρm : Rapat massa campuran [ lb/ft3 ]

Karena fluida yang mengalir dalam nozzle merupakan uap yang berasal dari reboiler maka % cair = 0% dan %uap = 100%

ρV = 0,6136 kg/$m^3$

= 0,0383 lb/$ft^3$

ρm = $\frac{100\ \%}{100\%+0,0383}$

= 0,0383 lb/$ft^3$

$$Vlin = \frac{100\%}{\%uap/\rho_V + \%cair/\rho_L}$$

= 323,126 ft/s

= 98,489 m/s

Ap = $\frac{0,0369\ m^3/s}{98,489\ m/s}$

Ap = 0,0004 $m^2$

Dnozzle = $\frac{4\ x\ 0,0004\ \text{m2}}{3,14}$

Dnozzle = 0,0218 m

= 0,86 in

**Pipa nozle standart**

Dipilih berdasarkan tabel design property of pipe di buku Brownell and Young (Halaman 389)

| | | | |
|---|---|---|---|
| 24 | 40 | .687 | 22.626 |
| D = 24.000 | | .750 | 22.500 |
| | 60 | .968 | 22.064 |
| | | 1.031 | 21.938 |
| | 80 | 1.218 | 21.564 |
| | 100 | 1.531 | 20.938 |
| | 120 | 1.812 | 20.376 |
| | 140 | 2.062 | 19.876 |
| | | 2.188 | 19.625 |
| | 160 | 2.343 | 19.314 |

Dipilih :

24 in NPS, Sch, ST

Diameter luar pipa (OD) = 24 inci = 0,61 m

Diameter dalam pipa (ID)= 22,5 inci = 0,573 m

Maka tinggi ruang kosong bawah :

**H2 = 0,027 + 0,25 + 0,0266 + 0,0335**

**= 0,0872 m**

- **Tinggi tray (H3)**

Dihitung dengan persamaan :

H3 = (ntray - 2) x jarak antar tray

= ( 11,82 - 2 ) x 0,25 m

= 2,4560 m

- **Tinggi ruang kosong atas (H4)**

  H4 = 1 m

- **Tinggi Total**

  **Ht = 2 m + 0,0872 m + 2,4560 m + 1 m**

  **= 5,543 meter**

**7.** Pressure drop

Dihitung dengan persamaan :

$$V_{lin} = \sqrt{\frac{4000}{0,9707}}$$

Van Winkle,M,, Distillation, Mc Graw Hill, New York, (1967), p 507

Dengan hubungan :

ΔHT : Pressure drop total [m]

ho : Pressure drop untuk mengatasi lubang perforated [m]

how : Tinggi cairan diatas weir [m]

hτ : Pressure drop untuk mengatasi tegangan permukaan [m]

β : Faktor areasi

Δ : Kemiringan ketinggian cairan diatas tray

Perhitungan Pressure drop pada seksi enriching dievaluasi pada puncak menara, sedangkan untuk seksi stripping dievaluasi pada dasar menara

a, Seksi enriching

Ptotal = 1 atm

Suhu uap ( Tdew) = 339,4 K

Suhu cair (Tbp) = 372,1 K

- Pressure drop untuk mengatasi lubang perforated,Dihitung dengan persamaan :

$$\mathbf{\Delta HT = h_o + \beta \left( h_o + h_{ow} + \frac{\Delta}{2} \right) + h\tau}$$

Van Winkle, Halaman 519

Dengan hubungan :

Co : Koefisien uap lewat lubang perforated

uh : Kecepatan linear uap melewati lubang perforated [ ft/s ]

ρV : Rapat massa uap [ kg/m3]

ρL : Rapat massa cair [ kg/m3]

Untuk menghitung kecepatan linear uap, diperlukan data lubang perforated dan tebal tray,

Diameter lubang perforated berkisar antara 1/ 16 in sampai 1 in

Referensi : 1, Kister, H,Z,, Distillation Operation, (1991), Halaman 146.

2, Van Winkle, Distillation (1967), Halaman 490.

Tebal tray berkisar antara 12 Gage sampai 16 Gage

Dipilih diameter lubang perforated

do : 3/16 in

Kister, H,Z,, Halaman 148

Tebal tray dipilih 12 Gage = 5 mm

(Towler dan Sinnott, Chemical Engineering Design Principles, MC Graw Hill, New York 2008, p 727)

Lubang perforated disusun secara triangular dengan Ptich = 4 do,Pitch berkisar antara 2 do sampai 4,

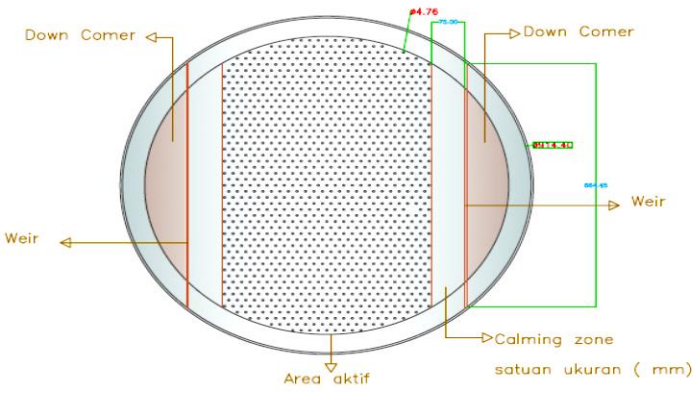
Towler dan Sinnott, Halaman 727

do = 0,1875 in = 0,0048 m

pitch = 4 x do

= 4 x 0,0048 m

= 0,019 m



Luas aktif (Aa)

Aa = 80% x Atotal

Atotal $= \frac{\pi\, Dt^2}{4}$

Atotal $= \frac{3{,}14\ x\ 0{,}9144 m^2}{4}$

Atotal = 0,65636 $m^2$

Aa = 80% x 0,65636 $m^2$

= 0,52509 $m^2$

**Luas lubang perforated total**

Dihitung dengan persamaan :

$$\mathbf{h_o = 0,186 \left(\frac{u_h}{C_o}\right)^2 \frac{\rho_V}{\rho_L}}$$

Ah : Luas lubang perforated total [ m2]

do : Diameter lubang perforated [ m ]

pitch : Jarak antar 2 lubang perforated [ m ]

Ah $= 0{,}52509\ m^2 x\ \left(\frac{0{,}0048 m}{0{,}0191\ m}\right)^2$

Ah = 0,03282 $m^2$

**Kecepatan volume uap pada puncak menara**

QV = 0,0369 $m^3/s$

$uh = \frac{40{,}0369\ m^3/s}{0{,}03282\ m^2}$

= 1,1242 m/s

= 3,6885 ft/s

Tebal plate = 5 mm

Do = 4,7625 mm

$\frac{Do}{Tebal\ plate} = \frac{5\ mm}{4{,}7625\ mm}$

= 1,0499

$\frac{Ah}{Aa} = \frac{0{,}1312\ m^2}{2{,}1\ m^2}$

= 6%

Koefisiean perforated Co, diperoleh dengan bantuan fig 11,36 Towler dan Sinnott, Halaman 729,

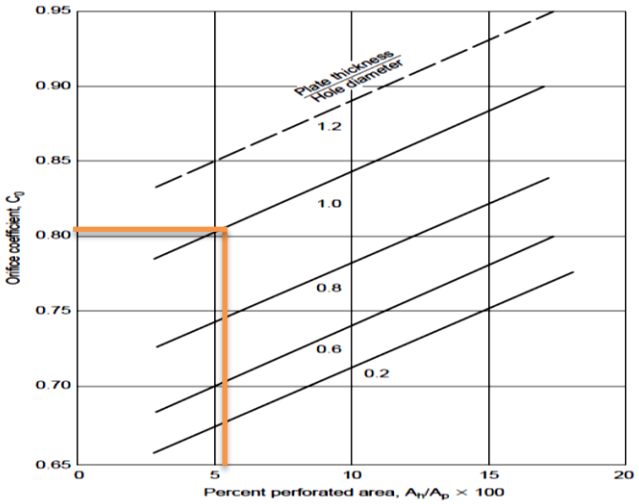



**Figure 11.36.** Discharge coefficient, sieve plates (Liebson et al., 1957).

Dari grafik diatas diperoleh nilai Co sebesar 0,805

ho $= 0{,}186\ x\ \left(\frac{3{,}6885}{0{,}8}\right)^2\ x\ \left(\frac{0{,}0383}{26{,}0423}\right)$

= 0,00582 in

= 0,0001 m

**Pressure drop untuk mengatasi tinggi weir**

Dihitung dengan persamaan :

$$\mathbf{A_h = A_a \left(\frac{do}{pitch}\right)^2}$$

Towler dan Sinnott, Halaman 724,

Dengan hubungan :

how : Tinggi cairan diatas weir [ m ]

L : Kecepatan massa cairan [ kg/s ]

Lw : Panjang weir [ m ]

ρL : Rapat massa cairan [ kg/m3]

Panjang weir diperoleh dengan bantuan tabel 14,10, Van Winkle, Distillation,

McGraw Hill, New York (1967), Halaman 591,

At = 0,0566 $m^2$

Ad = 12% at

Ad = 0,006792

$\frac{Ad}{At} = 0,12$

| H/D | L/D | $A_D/A_T$ |
|---|---|---|
| 0.1600 | 0.7332 | 0.1033 |
| 0.1605 | 0.7341 | 0.1037 |
| 0.1610 | 0.7351 | 0.1042 |
| 0.1615 | 0.7360 | 0.1047 |
| 0.1620 | 0.7369 | 0.1051 |
| 0.1625 | 0.7378 | 0.1056 |
| 0.1630 | 0.7387 | 0.1061 |
| 0.1635 | 0.7396 | 0.1066 |
| 0.1640 | 0.7406 | 0.1070 |
| 0.1645 | 0.7415 | 0.1075 |
| 0.1650 | 0.7424 | 0.1080 |
| 0.1655 | 0.7433 | 0.1084 |
| 0.1660 | 0.7442 | 0.1089 |
| 0.1665 | 0.7451 | 0.1094 |
| 0.1670 | 0.7460 | 0.1099 |
| 0.1675 | 0.7468 | 0.1103 |
| 0.1680 | 0.7477 | 0.1108 |
| 0.1685 | 0.7486 | 0.1113 |
| 0.1690 | 0.7495 | 0.1118 |
| 0.1695 | 0.7504 | 0.1122 |
| 0.1700 | 0.7513 | 0.1127 |
| 0.1705 | 0.7521 | 0.1132 |
| 0.1710 | 0.7530 | 0.1137 |
| 0.1715 | 0.7539 | 0.1142 |
| 0.1720 | 0.7548 | 0.1146 |
| 0.1725 | 0.7556 | 0.1151 |
| 0.1730 | 0.7565 | 0.1156 |
| 0.1735 | 0.7574 | 0.1161 |
| 0.1740 | 0.7582 | 0.1166 |
| 0.1745 | 0.7591 | 0.1171 |
| 0.1750 | 0.7599 | 0.1175 |
| 0.1755 | 0.7608 | 0.1180 |
| 0.1760 | 0.7616 | 0.1185 |
| 0.1765 | 0.7625 | 0.1190 |
| 0.1770 | 0.7633 | 0.1195 |
| 0.1775 | 0.7642 | 0.1200 |
| 0.1780 | 0.7650 | 0.1204 |

Dari tabel 14,10, Van Winkle, Distillation, McGraw Hill, New York (1967), Halaman 591diperoleh ; Lw/Dt = 0,7642

Ad : Luas downcomer [ m2]

At : Luas down menara [ m2]

Dt : Diameter menara [ m ]

Lw = 0,7642 x 0,9144 m

= 0,69878 m

Dt = 0,9144 meter

L = 88,786 kg/jam = 0,02466 kg/s

**Tinggi weir ( hw)**

Tinggi weir berkisar antara 1 in sampai 3 in ( Towler and Sinnot, Halaman 725)

Dipilih hw = 1,0 in = 0,0254 m

**Lebar downcamer (lh)**

Lebar downcamer diperoleh dengan bantuan Fig, 11, 34, Towler and Sinnot, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal, 726

Dengan nilai Lw/Dt = 0,7642

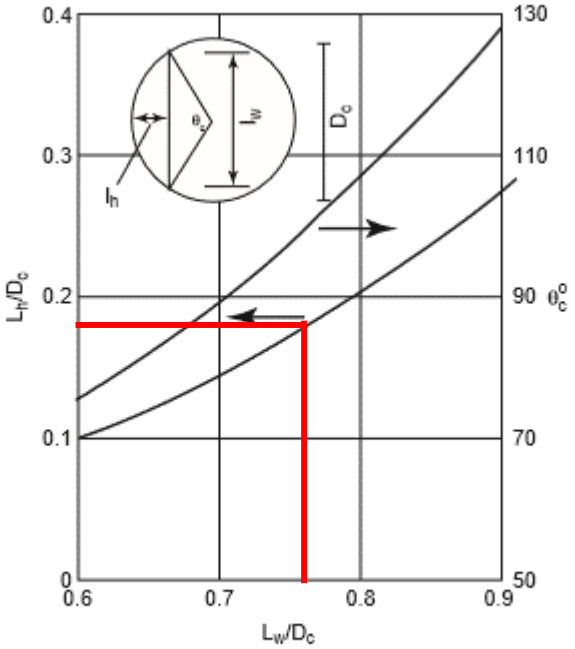



**Figure 11.34.** Relation between angle subtended by chord, chord height, and chord length.

Maka, dari fig, 11,34 diperoleh nilai lh/Dt = 0,18

Lebar downcamer (lh) = 0,165 meter

**Jumah Lubang**

Banyak lubang dihitung dengan persamaan:

$$\text{Jumlah lubang} = \frac{Ah}{Luas\ Per\ lubang}$$

$$= \frac{0{,}033\ m^2}{\frac{3{,}14}{4} x\ 0{,}00476\ m^2}$$

$$= 1.843{,}2$$

**Check Weeping**

Maximum liquid rate = 88,786 kg/jam

= 0,0247 kg/s

Minimum liquid rate pada 70% turndown, maka ;

Minimum liquid rate = 0,7 x 0,0247 kg/s

= 0,017 kg/s

**Menghitung tinggi cairan diatas puncak weir (how)**

Dari Pers, 11, 85, Towler and Sinnot, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal, 724 :

$$how\ max = 0{,}75\ x\ \left(\frac{0{,}025}{417{,}164\ x\ 0{,}6987}\right)^{2/3}$$

= 0,00145 meter

$$how\ min = 0{,}75\ x\ \left(\frac{0{,}017}{981{,}542\ x\ 1{,}397}\right)^{2/3}$$

= 0,00114 meter

sehingga,

hw + how min = 0,0265 meter

= 36,5 mm

**Menghitung kecepatan gas minimum yang melewati lubang/hole**

Dari Pers, 11, 84, Towler and Sinnot, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal, 722 :

$$h_{ow} = 0{,}750\left(\frac{L}{\rho_L L_w}\right)^{2/3}$$

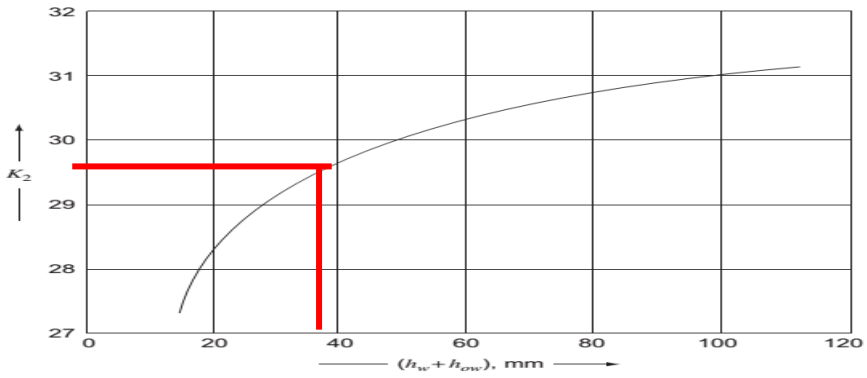
Dimana :

vhmin = Kecepatan minimum uap yang melewati lubang [ m/s ]

K2 = Konstanta

do = Diameter lubang [ mm ]

ρV = Rapat massa uap [ kg/m3]



Dari Fig, 11, 32, Towler and Sinnot, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal, 724 didapatkan K2 = 29,8

$$Vhmin = \frac{(29{,}8 - 0{,}9\ x(25{,}4 - 4{,}7625\ ))}{0{,}6136^{1/2}}$$

= 13,0133 m/s

**8. Tekanan Perancangan Menara**

Tekanan Operasi = 1,0724 atm

= 15,7652 psia

**9. Menghitung tebal shell**

Dipilih bahan ***Carbon Steel SA 283 Grade C*** dengan ***allowable stress*** (f) yaitu 12650 (Brownel and Young halaman Table 13,1 hal 521) dan Efisiensi sambungan (E) yang dipakai yaitu jenis ***double welded butt joint*** dengan nilai 80% (Brownel and Young,halaman 254), Faktor korosi (C) yaitu 0,125 in (Peters, M,S,, K,D,, Timmerhaus,halaman 542).

$$\mathbf{t = \frac{P\ r_i}{f\ E - 0,6P} + C}$$

Dimana :

t = Tebal dinding reaktor (in)

P = Tekanan perancangan (lb/in$^2$)

ri = Jari-jari Reaktor (in)

f = Allowable Stress (lb/in$^2$)

E = Efisiensi Sambungan

E = Efisiensi Sambungan

C = Faktor Korosi

(Brownel and Young,hal 254),

$$t = \frac{P\ r_i}{f\ E - 0{,}6P} + C$$

$$t = \frac{15{,}7652\ \text{psia} \times 18\ \text{in}}{(11250 \times\ 0{,}85) - (0{,}6\ \times 61{,}72\ \text{psia})} + 0{,}125\ \text{in}$$

$$t_{shell} = 0{,}1547\ \text{in}$$

Maka diambil Tebal Dinding standar yaitu 3/16 in atau 0,1875 in = 0,00476 m

(Brownel and Young,hal 88 Tab 5,6)

**Diameter luar Menara**

$$\mathbf{OD = Dt + 2\ x\ ts}$$

Keterangan :

Dt = Diameter menara (m)

Ts = Teball shell (m)

OD = 0,9144 m + 2 (0,00476) m = 0,9239 m = 36,374 in

## 10. Tebal Head

Tangki yang digunakan berbentuk silinder tegak dengan bentuk *Ellipsoidal*, Sehingga perhitungan sebagai berikut :

$$\mathbf{t_{head} = \frac{P\ ID}{2f\ E - 0,2P} + C}$$

(Brownel and Young,hal 256 pers 13,10)

Dimana :

t = Tebal Head(in)

P = Tekanan perancangan (psia)

ID = *Inside* Diameter (in)

f = Allowable Stress

E = Efisiensi Sambungan

C = Faktor Korosi

$$t_{head} = \frac{15,7652\ \text{psia} \times 18\text{in}}{(2 \times 12250 \times 0,8)\text{psia} - (0,2 \times 15,7652)\text{psia}} + 0,125\ \text{in}$$

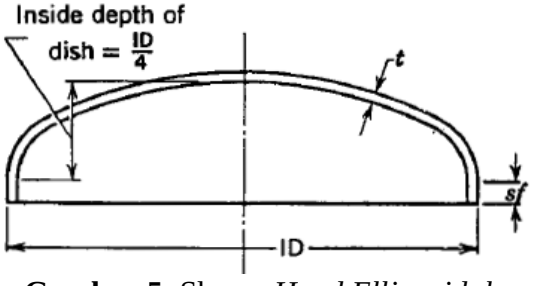
$$= 0,0145\ \text{in} + 0,125\ \text{in}$$

$$t_{head} = 0,139\ \text{in}$$

Maka diambil Tebal Head standar yaitu 3/16 in atau 0,1875 in

(Brownel and Young,hal 88 Tab 5,6)

## 11. Tinggi Head




**Gambar 5**. Skema *Head Ellipsoidal*

Dari Tabel 5,6, Brownell & Young, untuk tebal head 0,875 in diperoleh sf antara 1,2 – 2 in, dipilih sf 1,5 in,

ID = 36 in

*Inside depth of dish* = ID/4

=36 in /4

= 9 in

Maka tinggi head = *Inside depth of dish* + Tebal Head + sf

= (9+ 0,1875+ 1,5) in

= 10,6875 in

= 0,271 m

**12. Pressure drop**

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\boldsymbol{h_t = h_d + (h_o + h_{ow}) + h_\tau}$$

(Towler dan Sinnot, 2008, hal, 730)

Dimana :

ht = Pressure drop total (m)

$h_o$ = Pressure drop untuk mengatasi lubang perforated (mm)

$h_{ow}$ = Tinggi cairan diatas weir (mm)

$h_\tau$ = Pressure drop untuk *Residual head* (mm)

Perhitungan pressure drop pada seksi enriching dievaluasi pada puncak menara, sedangkan untuk seksi stripping dievaluasi pada dasar menara,

**a. Seksi stripping**

Tekanan, $P_{total}$ = 1,0724 atm

**1. Pressure drop untuk mengatasi lubang perforated**

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\mathbf{h_d = 51 \left(\frac{U_h}{C_0}\right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

**(**Towler,2008 hal 519)

Dimana :

$C_o$ = Koefisien uap lewat lubang perforated,

$u_h$ = Kecepatan linear uap melewati lubang perforated (m/s),

$\rho_v$ = Rapat massa gas ($kg/m^3$),

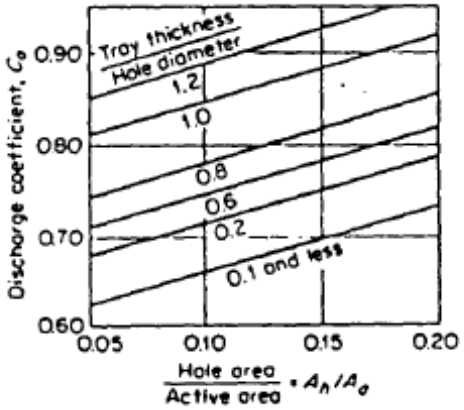
$\rho_l$ = Rapat massa cair ($kg/m^3$),

$$\mathbf{u_h} = \frac{\mathbf{Qv}}{\mathbf{Ah}}$$

$$= \frac{0{,}0369\ \frac{\mathrm{m}^3}{\mathrm{s}}}{0{,}03282\ \mathrm{m}^2}$$

$$= 1{,}1245\ \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}}$$

Koefisien perforated $C_o$, diperoleh dengan bantuan fig, 13,18 Van Winkle, 1967, hal, 519)




**Gambar 6**. Grafik Koefisien Perforated Co

Tebal plate = 5 mm

Berdasarkan Towler 2008 hal 726,ukuran *hole* adalah 2,5 sampai 12 mm dan dipilih ukuran *hole* yaitu 5 mm

$$\frac{\text{tebal plate}}{\text{Diameter hole}} = 1$$

$$\frac{\mathrm{A_h}}{\mathrm{A_a}} = \frac{0{,}0382}{0{,}5251} = 6\%$$

Maka diperoleh nilai $C_o$ = 0,85 ft/s

$$\mathrm{h_d} = 51\left(\frac{3{,}6885}{0{,}82}\right)^2 \frac{0{,}0383\ \frac{\mathrm{kg}}{\mathrm{m}^3}}{26{,}0422\ \frac{\mathrm{kg}}{\mathrm{m}^3}} = 1{,}5176\ \text{mm } \textit{of liquid}$$

**2. Pressure drop untuk mengatasi *Residual Head***

$$\mathbf{h_r} = \frac{\mathbf{12{,}5 \times 10^3}}{\boldsymbol{\rho}\mathbf{L}}$$

Sehingga

$$h_r = \frac{12{,}5 \times 10^3}{26{,}0422}$$

= 479,9901 mm *of liquid*

**3. Pressure drop untuk mengatasi tinggi weir**

Dihitung menggunakan persamaan :

(Towler dan Sinnot, "*Chemical Engineering Design Principles*", Mc Graw Hill, New York, 2008, hal, 724)

$$\mathbf{h_{ow} = 0,750\left(\frac{L}{\rho_l, l_w}\right)^{\frac{2}{3}}}$$

Dimana :

$h_{ow}$ = Tinggi cairan diatas weir (m)

L = Kecepatan massa cairan (kg/s)

$\rho_l$ = Rapat massa cairan (kg/$m^3$)

$l_w$ = Panjang weir (m)

Berdasarkan Towler hal 725, panjang weir normalnya 0,6-0,85 dari diameter coloumn (Dc), diambil 0,77

**Iweir = 0,77 x Dc** = 0,77 x 0,9144 m = 0,7041 m

$L_{Wmax}$ = 88,786 kg/jam = 0,025 kg/s

$L_{Wmiin}$ = 0,77 x 0,025 kg/s

= 0,019 kg/s

$$h_{ow} = 0,750\left(\frac{0,025\ \frac{kg}{s}}{417,164\ \frac{kg}{m^3} x\ 0,6987}\right)^{\frac{2}{3}} = 1,445 \text{ mm of liquid}$$

$$h_{ow} = 0,750\ \left(\frac{0,019\ \frac{kg}{s}}{417,164\ \frac{kg}{m^3} x\ 0,6987}\right)^{\frac{2}{3}} = 1,214 \text{ mm of liquid}$$

**Tinggi weir ($h_w$)**

Tinggi *weir* berkisar antara 40 mm sampai 90 mm (Towler and Sinnot, "*Chemical Engineering Design Principles*", Mc Graw Hill, New York, 2008, hal, 725)

Dipilih $h_w$= 50 mm

Makas Pressure Drop Total :

$$\boldsymbol{h_t} = \mathbf{h_d + (h_o + h_{ow}) + h_\tau}$$

$$= 1,5176 + (50 + 1,214) + 479,99$$

$$= 589,7783 \text{ mm}$$

**Total Pressure drop**

$$\Delta P_t = 9,81 \times 10^{-3} \times ht \times \rho l$$

(Towler,2008 hal 728)

$$\Delta P_t = 9,81 \frac{m}{s^2} \times 10^{-3} \times 589,7783 \text{ mm} \times 417,164 \text{ kg/m3}$$

$$\Delta P_t = 2413,5962 \text{ Pa} = 0,02382 \text{ Atm}$$

**Menghitung Jumlah Lubang**

Diameter *Hole* = 5 mm

Luas satu lubang $= \frac{\pi}{4} D^2$

$= \frac{\pi}{4} 0,005^2$

= 0,00001963 $m^2$

*Hole Area* = 0,0177 $m^2$

Jumlah Lubang $= \frac{0,0177}{0,00001963}$

= 900,2971 lubang

Sehingga

Tekanan puncak, $P_t$ = 1,0724 atm

*Pressure drop stripping* = Ns , $\Delta P_t$/tray

= 12 tray , 0,0238atm/tray

= 0,2856 atm

Tekanan dasar menara = Tekanan umpan + *pressure drop stripping*

= 1 atm + 0,0361 atm

= 1,2856 atm

**13. Menentukan Diameter Pipa**

a. Umpan masuk Menara Stripper (MD-01)

**Tabel 21.** Umpan masuk Menara Stripper (MD-01)

| Komponen | Massa (kg/jam) | Xi | ρ (kg/L) | Xi ρ (kg/L) |
|---|---|---|---|---|
| CH3OH | 138,813 | 0,950 | 306,289 | 291,039 |
| H2O | 7,274 | 0,050 | 431,652 | 21,492 |
| **TOTAL** | 146,086 | 1,000 | | 312,531 |

Maka :

Kecepatan Massa = 146,086 kg/jam = 0,040579

Rapat Massa = 312,531 Kg/L

Menentukan Diameter Pipa Optimum :

**$D_{opt} = 3,9 , G^{0,45} , \rho^{0,13}$**

$D_{opt} = 3,9 , (0,040579 \frac{Kg}{jam})^{0,45} , (312,531 \frac{Kg}{L})^{0,13}$

$D_{opt} = 0,2519$ in

(Walas, S, M,, 1990 pers 6,32 *page* 100)

Dipilih ukuran standart yaitu :

ID = 0,81 in

OD = 0,622 in

(Kern, D, Q,, 1965 Tab, 11 *page* 844)

b. Keluaran atas Menara Stripper (MD-01)

**Tabel 22.** Keluaran atas Menara Stripper (MD-01)

| **Komponen** | **Massa (kg/jam)** | **Xi** | **ρ (kg/L)** | **Xi ρ (kg/L)** |
|---|---|---|---|---|
| CH3OH | 138,6044 | 0,9985 | 306,7852 | 306,3250 |
| H2O | 0,2082 | 0,0015 | 432,2994 | 0,6484 |
| **TOTAL** | 138,8126 | 1,0000 | | 306,9735 |

Maka :

Kecepatan Massa = 138,8126 kg/jam = 0,03856 Kg/jam

Rapat Massa = 306,9735 kg/L

Menentukan Diameter Pipa Optimum :

**$D_{opt} = 3,9 , G^{0,45} , \rho^{0,13}$**

$D_{opt} = 3,9 , (0,03856 \frac{Kg}{s})^{0,45} , (306,9735 \frac{Kg}{L})^{0,13}$

$D_{opt} = 0,246$ in

(Walas, S, M,, 1990 pers 6,32 *page* 100)

Dipilih ukuran standart yaitu :

ID = 0,84 in

OD = 0,622 in

(Kern, D, Q,, 1965 Tab, 11 *page* 844)

c. Keluaran bawah Menara Stripper (MD-01)

**Tabel 23.** Umpan masuk Menara Stripper (MD-01)

| **Komponen** | **Massa (kg/jam)** | **Xi** | **ρ (kg/L)** | **Xi ρ (kg/L)** |
|---|---|---|---|---|
| CH3OH | 0,208 | 0,029 | 306,289 | 8,768 |
| H2O | 7,066 | 0,971 | 431,652 | 419,296 |
| **TOTAL** | 7,274 | 1,000 | | 428,064 |

Maka :

Kecepatan Massa = 7,274 kg/jam = 0,00202

Rapat Massa = 428,064 kg/L

Menentukan Diameter Pipa Optimum :

**$D_{opt} = 3,9 , G^{0,45} , \rho^{0,13}$**

$D_{opt} = 3,9 , (0,00202 \frac{Kg}{s})^{0,45} , (428,064 \frac{Kg}{L})^{0,13}$

$D_{opt} = 0,045$ in

(Walas, S, M,, 1990 pers 6,32 *page* 100)

Dipilih ukuran standart yaitu :

ID = 0,405 in

OD = 0,269 in

(Kern, D, Q,, 1965 Tab, 11 *page* 844)

## 14. Koreksi Suhu

### Koreksi Suhu Didih Umpan

$P_T = 1$ atm

Suhu didih dihitung menggunakan *goal seek* sampai diperoleh $\sum y_i = \sum K_i,x_i = 1$

**Tabel 24.** Koreksi Suhu Didih Umpan

| **Komponen** | **Xi** | **$P^o$ (atm)** | **$Ki = \frac{Pi}{Ptotal}$** | **yi = Ki , xi** | **$\alpha i = \frac{Ki}{Khk}$** |
|---|---|---|---|---|---|
| CH3OH | 0,915 | 812,317 | 1,069 | 0,978 | 4,100 |
| H2O | 0,085 | 198,105 | 0,261 | 0,022 | 1,000 |
| **Total** | 1,000 | 1010,422 | 1,329 | 1,000 | 5,100 |

Diperoleh suhu didih umpan ($T_{didih}$) = 66,4 $^oC$ = 339,39 K

**Koreksi Suhu Didih Bawah**

$P_T$ = 1,072463 atm

Dihitung menggunakan *goal seek* sampai diperoleh $\Sigma y_i = \Sigma K_i,x_i = 1$,

**Tabel 25.** Koreksi Suhu Didih Bawah

| **Komponen** | **Xi** | **Pº (atm)** | **Ki = $\frac{Pi}{Ptotal}$** | **yi = Ki , xi** | **αi = $\frac{Ki}{Khk}$** |
|---|---|---|---|---|---|
| CH3OH | 0,0163 | 2630,6513 | 3,2275 | 0,0526 | 3,4927 |
| H2O | 0,9837 | 753,1851 | 0,9241 | 0,9090 | 1,0000 |
| **Total** | 1,0000 | 3383,8364 | 4,1516 | 0,9616 | 4,4927 |

Diperoleh suhu didih residu ($T_{didih}$) = 99,81 ºC = 372,69 K

**Koreksi Suhu Reboiler**

$P_T$ = 1 atm

Dihitung menggunakan *goal seek* sampai diperoleh $\Sigma y_i = \Sigma K_i,x_i = 1$,

**Tabel 26.** Koreksi Suhu Reboiler

| **Komponen** | **Yi** | **Pº (atm)** | **Ki = $\frac{Pi}{Ptotal}$** | **Xi = Yi/Ki** | **αi = $\frac{Ki}{Khk}$** |
|---|---|---|---|---|---|
| CH3OH | 0,0163 | 2695,91 | 3,3076 | 0,0049 | 3,4813 |
| H2O | 0,9837 | 774,40 | 0,9501 | 1,0354 | 1,0000 |
| **Total** | 1,0000 | 3470,31 | 4,2577 | 1,040 | 4,4813 |

Diperoleh suhu didih residu ($T_{didih}$) = 100,59 ºC = 815,1 K

## KESIMPULAN MENARA STRIPPER (SC-01)

**Tugas** : Memisahkan Metanol ($CH_3OH$) sebagai hasil atas Menara Stripper dengan kemurnian 99,85% dengan laju alir umpan sebesar 146,09 kg/jam,

**Jenis** : *Sieve Tray Distillation Tower*

**Jumlah** : 1

**Kondisi Operasi :**

d. Kondisi Operasi Umpan Menara :
   Suhu : 66,24 C
   Tekanan : 1 atm
e. Kondisi Operasi Puncak Menara :
   Suhu : 64,59 C
   Tekanan : 1 atm
f. Kondisi Operasi Dasar Menara :
   Suhu : 99,81 C
   Tekanan : 1,072 atm

**Spesifikasi Alat**:

a. Plate :
   Jumlah Plate : 12 plate
b. Dimensi Menara Stripper:
   Tinggi Menara : 5,54 m
   Diameter Menara : 0,9144 m

# ALAT KECIL

## TANGKI PENYIMPANAN i-$C_4H_8$ (T-01)

Fungsi : Menyimpan bahan baku i-$C_4H_8$ (l) 99,00 % selama 15 hari dengan kapasitas 8.645,3629 kg/jam

Tipe alat : Silinder horizontal dengan *Torispherical dished on right left of Vessel*

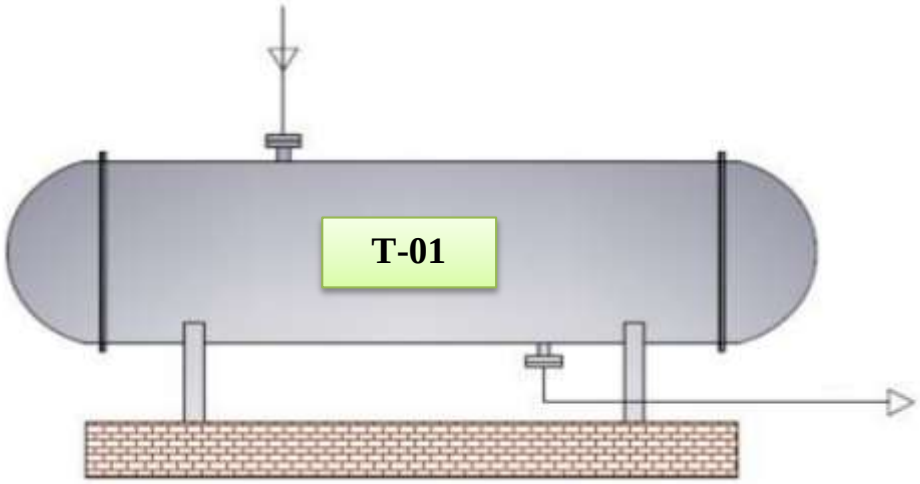
Bahan : *Carbon Stell SA-212 Grade B*

Jumlah : 1

Pemilihan : Konstruksi lebih sederhana pada tekanan tinggi

Kondisi Operasi : Suhu : 30$^oC$

Tekanan : 6,40 atm




Gambar 1. Rancangan Tangki Penyimpanan i-$C_4H_8$ (l) (T-01)

A. Menentukan Kapasitas Tangki i-$C_4H_8$ (T-01)

i. Menghitung kapasitas tangki

Waktu tinggal yang akan digunakan adalah 15 hari, karena faktor transportasi dan sumber bahan baku yang diimpor dari BASF YPC, China:

Jumlah bahan baku i-$C_4H_8$ (l) per jam = 8.645,3629 kg/jam

Jumlah bahan baku untuk 15 hari = 8.645,3629 kg/jam x 15 hari x 24

= 3.112.330,637 kg

Menghitung densitas campuran

Tabel 1. Densitas liquid pada suhu 30℃

| Komponen | A | B | N | Tc | *density* (g/ml) |
|---|---|---|---|---|---|
| i-$C_4H_8$ (l) | 0,23181 | 0,2666 | 0,27964 | 417,9 | 0,5823 |
| n-$C_4H_8$ (l) | 0,23224 | 0,2663 | 0,2853 | 419,59 | 0,5815 |

Tabel 2. Densitas campuran

| Komponen | kg/jam | xi | rho (kg/m3) | xi* rho |
|---|---|---|---|---|
| i-$C_4H_8$ (l) | 8.558,91 | 0,9901 | 582,2684 | 576,4457 |
| n-$C_4H_8$ (l) | 86,45 | 0,0099 | 581,5040 | 5,8150 |
| Total | 8.645,3629 | 1,0000 | | 582,2607 |

$\rho_{lliquid} = 582{,}2607\ \text{kg/m}^3$

$\rho_{lliquid} = 36{,}3331\ \text{lb/ft}^3$

Sehingga dapat dihitung volume liquid:

Volume $_{\text{liquid}}$ $= \frac{m_{liquid}}{\rho_{liquid}}$

Volume $_{\text{liquid}}$ $= \frac{3.112.330{,}637\ \text{kg}}{582{,}2607\ \text{kg/m}^3}$

Volume $_{\text{liquid}}$ $= 5.345{,}2524\ \text{m}^3$

Volume $_{\text{liquid}}$ $= 188.882{,}7201\ \text{ft}^3$

$= 33.616{,}2929$ barrel

Volume $_{\text{desain}}$ $= 1{,}2 \times 33.616{,}2929$ barrel

$= 40.339{,}55148$ barrel

ii. Menentukan Rasio

$V_{tangki} = V_{silinder} + 2x\ V_{tutup}$

$= \frac{1}{4}\pi D^2 H + 2\ x\ (0{,}000049 D^3)$ (Brownell & Young, 1959: Hal 88)

Keterangan:

D = Diameter tangki (ft)

H = Tinggi tangka (ft)

H/D = 2 – 5 (Brownell & Young, 1959: Hal 81)

Rasio H/D yang diambil adalah rasio yang memberikan luas tangki yang paling kecil, Hasil trial rasio H/D terhadap luas tangki dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Maka untuk perancangan, digunakan rasio H/D menghasilkan volume total tangki hasil trial adalah 235.519 $ft^3$ atau 41.922,382 barrel, Karena tangki dalam posisi horizontal maka tinggi tangki (H) dapat ditulis panjang tangki (L)

$D_{standar\ tangki}$ = 50 ft
= 600 in
= 15,24 m

$L_{standar\ tangki}$ = 120 ft
= 1.440 in
= 36,576 m

B. Menentukan Kondisi Tangki

Tabel 3. Komposisi dalam tangki penyimpanan (T-01)

| Komponen | Aliran Komponen | | |
|---|---|---|---|
| | kg/jam | %wt | Kmol/jam |
| i-$C_4H_8$ (l) | 8.558,91 | 99,00 | 152,84 |
| n-$C_4H_8$ (l) | 86,45 | 1,0000 | 1,54 |
| Total Arus | 8.645,3629 | 100,000 | 154,3815 |

Penyimpanan dilakukan dalam fase cair jenuh. Berikut adalah perhitungan tekanan fluida pada temperatur 30℃, dengan cara trial tekanan

$\text{Log } P = A + B/T + C \text{ Log}T + DT + ET^2$ dengan P(mmHg) dan T (K)

Tabel 4. Data Vapor Pressure Komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| i-$C_4H_8$ (l) | 39,2295 | -2.109,4 | -12,567 | 0,0077304 | -1,3659E-13 |
| n-$C_4H_8$ (l) | 27,3116 | -1.923,5 | -7,2064 | 7,4852E-12 | 3,6481E-06 |

Dengan T = 30$^o$C = 303,15 K, trial P

Tabel 5. Kesetimbangan gas-cair i-$C_4H_8$

| Komponen | Massa (kg/jam) | Mol (kmol/jam) | Xi | ki | yi |
|---|---|---|---|---|---|
| i-$C_4H_8$ (l) | 8558,91 | 152,84 | 0,990 | 1,0008 | 0,9908 |
| n-$C_4H_8$ (l) | 86,45 | 1,54 | 0,010 | 0,9787 | 0,0098 |
| Total | 8645,3629 | 154,3815 | 1 | 0,0004 | 1,0006 |

Tekanan : 3,52 atm = 51,744 psia

Suhu : 30 $^o$C = 86 $^o$F

Pada kondisi tekanan tersebut didapatkan kesetimbangan antara gas-cair, artinya isobutena disimpan dalam keadaan cair jenuh (*saturated*), Tetapi dipilih untuk menekan pada 6,4 atm.

C. Menentukan tekanan desain

Tekanan desain 1-10% di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1988: Hal 637). Tekanan desain yang dipilih 10% diatasnya.

$P_{desain}$ = 1,1 x P operasi

= 1,1 x 6,4 atm

= 7,04 atm

= 103,488 psi

D. Menentukan tebal silinder

Menentukan tebal silinder

$$t_s = \frac{P, ri}{f, E - 0{,}6P} + C$$

(Brownell & Young, 1959: Hal 254)

$t_s$ = ketebalan dinding shell (in)

P = tekanan desain (psi)

ri = jari-jari silinder (in)

f = nilai tegangan material, psi untuk material *Carbon Stell SA-212 Grade-B* = 17.500 psi (Tabel 13.1 Brownell & Young 1959: Hal 251)

E = Efisiensi sambungan = 0,8 (jenis sambungan las : *single welded butt*) (Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959: Hal 254)

C = Korosi yang diizinkan = 0,25 in (fig. 13.8 Brownell & Young 1959: Hal 262)

$$t_s = \frac{103{,}488 \text{ psi x } 300 \text{ in}}{17.500 \text{ psi x } 0{,}8 - 0{,}6 \text{ x } 56{,}9184 \text{ psi}} + 0{,}25$$

$t_s$ =2,2140 in

Tebal silinder yang akan digunakan sesuai standar adalah 2,25 in (Tabel 5.8, Brownell & Young, 1959: Hal 93)

E. Desain *Head* (tutup kanan-kiri)

Pemilihan jenis head berdasarkan tekanan operasi:

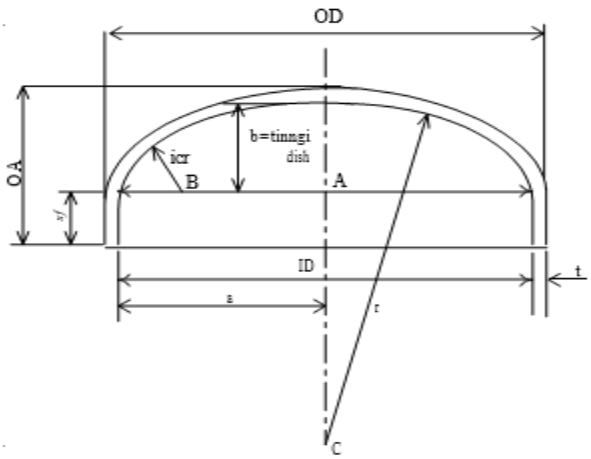
a) *Flanged and Standar Dished Head*, digunakan untuk proses bertekanan rendah.

b) *Torispherical Flanged and Dished Head*, digunakan untuk proses tekanan dalam rentang 15-200 psig.

c) *Elliptical Flanged and Dished Head*, digunakan untuk proses tekanan tinggi rentang 200-450 psig.

d) *Hemispherical Head*, digunakan untuk proses pada tekanan yang sangat tinggi hingga 2 kali lipat dari *elliptical head* ataupun *shell silinder* dengan tebal dan diameter yang sama. Tetapi harga pembuatan dan biayalain-lain dari head ini paling besar dibandmgkan dengan yang lain.

Bentuk atap yang digunakan adalah *Torispherical dished right and left*.




Gambar 2. *Torispherical dished*

I. Menghitung tebal *head* minimum

Menentukan tebal *head* dengan menggunakan persamaan:

$$t_h = \frac{0{,}885, P, rc}{fE - 0{,}1P} + C$$

(Brownell & Young, 1959: Hal 258)

Keterangan

th = Tebal *head* (in)

P = tekanan operasi (psi)

ri = jari-jari silinder (in)

f = nilai tegangan material, psi untuk material *Carbon Stell SA-212 Grade-B* = 17.500 psi (Tabel 13.1 Brownell & Young 1959: Hal 251)

E = Efisiensi sambungan = 0,8 (jenis sambungan las : *single welded butt*) (Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959: Hal 254)

C = Korosi yang diizinkan = 0,25 in (fig. 13.8 Brownell & Young, 1959: Hal 262)

$$t_h = \frac{0{,}885 \text{ x } 103{,}488 \text{ psi x } 300 \text{ in}}{17.500 \text{ psi x } 0{,}8 - 0{,}1 \text{ x } 103{,}488 \text{ psi}} + 0{,}25$$

$$t_h = 2{,}4774 \text{ in}$$

Standar tebal head yang digunakan adalah 2,50 in (Tabel 5.6, Brownell & Young, 1959: Hal 88).

II. *Depth of dish* (b) (Brownell and Young, 1959: Hal 87)

$$b = rc - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$a = \frac{ID_s}{2}$

a = 300 in

$OD = ID_s + 2\ t_s$

OD = 605 in

Dari tabel 5.7 (Brownell & Young, 1959: Hal 91) untuk OD standard, diperoleh data sebagai berikut:

icr = 35,3490 in

mencari AB dan BC

AB = a – icr

AB = 150 in – 35,3490 in

AB = 114,6510 in

BC = r – icr

BC = 300 in – 35,3490 in

BC = 264,6510 in

b = 420 in – $(264{,}6510^2 \text{ in}^2 - 114{,}6510^2 \text{ in}^2)^{1/2}$

b = 61,4726 in

III. Panjang *head* (OA)

OA $= t_h + b + sf$

Nilai sf yang direkomendasikan adalah 3 in Tabel 5.8 (Brownell and Young, 1959)

OA = 2,25 in + 61,4726 in + 3 in

= 66,7226 in

= 5,5580 ft

F. Menentukan Panjang total tangki

Untuk mengetahui tinggi total tangki total digunakan persamaan:

$L_{total\ tangki} = L_{awaltangki} + 2 \times L_{head}$

= 120 ft + 2 x 5,5580 ft

= 131,1159 ft

G. Menghitung Diameter Pipa inlet dan Outlet

Menghitung kecepatan liquid volumetrik

$$Q_L = \frac{W_L}{\rho}$$

$Q_L$ = Kecepatan liquid volumetrik ($ft^3$/jam)

$W_L$ = Feed masuk/keluar bahan baku (kg/jam)

$\rho$ = Densitas ($kg/ft^3$)

$$Q_L = \frac{8.645{,}3629\ \text{kg/jam}}{582{,}2607\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{0{,}0283\text{m}^3}{1\text{ft}^3}}$$

$$Q_L = 524{,}2801\ \text{ft}^3/\text{jam} = 0{,}14563\ \text{ft}^3/\text{s}$$

$$U_{max} = 100(\rho_L)^{0,5}$$

Dengan,

$U_{max}$ = Kecepatan liquid maksimal (ft/jam)

$\rho_L$ = densitas campuran (lb/ft3)

$$U_{max} = 100(36{,}3330\ \text{lb/ft}^3)^{0,5}$$

$$U_{max} = 602{,}7691 \frac{\text{ft}}{\text{jam}} = 0{,}16743 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Menghitung luas pipa (A) inlet dan outlet

$$A_{Pipa} = \frac{Q_L}{\text{Kecepatan fluida}}$$

$$A_{Pipa} = \frac{0{,}14563 \ \text{ft}^3/\text{s}}{0{,}16743 \ \text{ft/s}}$$

$$A_{Pipa} = 0{,}8679 \ \text{ft}^2$$

Menghitung diameter (D) pipa

$$D = \sqrt{\frac{4 \ x \ A}{\pi}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \ x \ 0{,}8697 \ \ ft^2}{3{,}14}}$$

D = 1,05261 ft

= 12,6314 in

Berdasarkan Tabel.11, Kern dipilih pipa dengan standar sebagai berikut:

NPS = 14 in

ID = 13,25 in

OD = 14 in

Sch No = 30

Gambar 3. Pipa *Low Alloy Steel*

Gambar 4. Tangki Penyimpanan i-$C_4H_8$ (l) (T-01)

## Resume Tangki Penyimpanan i-$C_4H_8$ (T-01)

Fungsi : Menyimpan bahan baku i-$C_4H_8$ (l) 99,00 % dengan kapasitas 8.645,3629 kg/jam,

Tipe alat : Silinder horizontal dengan *Torispherical dished on right left of Vessel*

Bahan : *Carbon Steel* SA-212 *Grade* B

Jumlah : 1 tangki

Kondisi Operasi : Suhu : 30$^oC$

Tekanan : 6,4 atm

Waktu penyimpanan : 15 hari

Dimensi:

Volume tangki : 23.5512,25 $ft^3$ = 6.664,9966 $m^3$

Diameter : 50 ft = 15,24 m

Panjang : 120 ft = 36,576 m

Panjang total tangki : 131,1159 ft = 39,9641 m

Tebal head : 2,25 in = 0,0571 m

Tebal Shell : 2,5 in = 0,0635 m

Diameter pipa : 14 in = 0,3556 m

## TANGKI PENYIMPANAN $CH_3OH$ (T-02)

Fungsi : Menyimpan bahan baku $CH_3OH$ (l) 99,85 % selama 7 hari dengan kapasitas 4.898,1525 kg/jam,

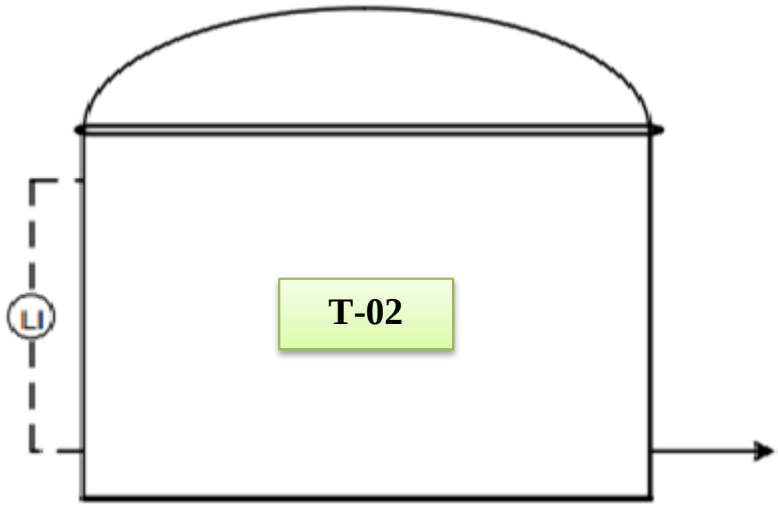
Tipe alat : Silinder Tegak dengan *torispherical roof*

Bahan : *Carbon Steel Type* SA-283 Grade C

Jumlah : 1

Kondisi Operasi : Suhu : 30$^oC$

Tekanan : 1 atm




Gambar 5. Rancangan Tangki Penyimpanan $CH_3OH$ (l) (T-02)

A. Menghitung kapasitas tangki

Waktu tinggal yang akan digunakan adalah 7 hari, karena faktor transportasi dan sumber bahan baku yang berasal dari PT, Kaltim Metanol Industri,

Jumlah bahan baku $CH_3OH$ (l) per jam = 4.898,1525 kg/jam

Jumlah bahan baku untuk 7 hari = 4.898,1525 kg/jam x 7 hari x 24 jam

= 822.889,6225 kg

B. Menentukan Kondisi Operasi

Titik didih campuran pada 1 atm

Tabel 6. Massa dalam tangki

| Komponen | Aliran Komponen | | |
|---|---|---|---|
| | Kmol/jam | %wt | Kg/jam |
| $CH_3OH$ | 152,8377 | 99,850 | 4.890,8053 |
| $H_2O$ | 0,4082 | 0,150 | 7,3472 |
| Total | 153,2458 | 100,000 | 4.898,1525 |

Tabel 7. Titik didih $CH_3OH$ (l) 99,85%

| Titik Didih Campuran 1 atm ($^oC$) | | |
|---|---|---|
| Fraksi massa | T. Didih Murni | T. Didih Campuran |
| 0,9985 | 65 | 64,9025 |
| 0,0015 | 100 | 0,1500 |
| 1 | | 65,0525 |

Titik didih campuran pada 1 atm 65,0525$^oC$, maka kondisi penyimpanan pada suhu dibawah titik didihnya.

Dipilih kondisi penyimpanan

Suhu : 30 $^oC$ = 303,15 K

Tekanan :1 atm = 14,7 psi

C. Menghitung densitas campuran

rumus $density = A\ B^{-(1-\frac{T}{Tc})^n}$

Dengan :

A, B, n : Koefisien regresi untuk komponen kimia

T : Suhu (K)

Tc : Suhu Kritis (K)

Tabel 8. Densitas liquid pada suhu 30℃

| Komponen | A | B | n | Tc | Density$(g/ml)$ |
|---|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 0,27197 | 0,27192 | 0,2331 | 512,58 | 0,7827 |
| $H_2O$ | 0,3471 | 0,274 | 0,28571 | 647,13 | 1,0229 |

Tabel 9. Densitas campuran

| Komponen | kg/jam | xi | rho (kg/m$^3$) | xi* rho |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 4.890,8053 | 0,9985 | 782,6686 | 781,4946 |
| $H_2O$ | 7,3472 | 0,0015 | 1022,8753 | 1,5343 |
| Total | 4.898,1525 | 1,0000 | | 783,0289 |

$\rho_{liquid} = 783{,}0289\ \text{kg/m}^3$

$\rho_{liquid} = 48{,}8610\ \text{lb/ft}^3$

D. Menghitung Volume Cairan

Volume $_{liquid}$ $= \frac{m_{liquid}}{\rho_{liquid}}$

Volume $_{liquid}$ $= \frac{8.228.889{,}6225\ \text{kg}}{783{,}0289\ \text{kg/m}^3}$

Volume $_{liquid}$ $= 1050{,}9058\ \text{m}^3$

$= 37.135{,}3735\ \text{ft}^3$

$= 6.609{,}1466$ barrel

Volume $_{desain}$ $= 1{,}2 \times$ Volume liquid

$= 1{,}2 \times 6.609{,}1466$ barrel

$= 7.930{,}9759$ barrel

E. Menghitung dimensi tangki

Menentukan Rasio

$V_{tangki} = V_{silinder}$

$= \frac{1}{4}\pi D^2 H$

Keterangan:

D = Diameter tangki ft)

H = Tinggi tangka (ft)

Sf = *Straight flange* (in) (dipilih sf = 2 in)

(Tabel 5,4 Brownell & Young, 1959: Hal 87)

$$\frac{H_s}{D} < 2$$

Rasio H/D yang diambil adalah rasio yang memberikan luas tangki yang paling kecil, Hasil trial rasio H/D terhadap luas tangki dapat dilihat pada tabel dibawah ini, Berdasarkan Appendix E (Brownell and Young, 1959: Hal 346) untuk volume, Maka untuk perancangan, menghasilkan volume total 46.160,10088 $ft^3$ atau 8.216,4980 barrel,

$D_{standar\ tangki}$ = 35 ft

= 420 in

= 10,668 m

$H_{standar\ tangki}$ = 48 ft

= 576 in

= 14,6304 m

F. Menentukan tinggi *liquid*

$$H_{Silinder\ kosong} = \frac{4\ V\ Silinder\ kosong}{\pi D^2}$$

$$H_{Silinder\ kosong} = \frac{4 \text{ x } 9.024{,}7273\ ft^3}{\pi \text{ x } (35\ ft)^2}$$

$H_{Silinder\ kosong} = 9{,}3763$ ft

= 2,8580 m

$H_{liquid} = H_{total} - H_{Silinder\ kosong}$

$H_{liquid} = 48\ ft - 9{,}3763\ ft$

$H_{liquid} = 38{,}6226$ ft

= 11,7725 m

Menentukan jumlah *course*

Ukuran lebar plate standar 6, 8, dan 10 ft, sedangkan tinggi tangki sebesar 54 ft, Maka lebih baik digunakan plate ukuran 6 ft.

L = 6 ft (*Appendix* E, *item*, Brownell and Young, 1959)

Jumlah *course* = $\frac{48\ ft}{6\ ft}$

= 8 buah

G. Menentukan tebal silinder

$$t_s = \frac{P,ri}{f,E-0,6P} + C$$ (Brownell & Young, 1959: Hal 254)

Keterangan $t_s$ = ketebalan dinding shell (in)

P = tekanan desain (psi)

ri = jari-jari silinder (in)

f = nilai tegangan material (psi)

Digunakan *Carbon Steel Type* SA-283 Grade C dengan 12.650 psi (Appendix D, Brownell, 1959: Hal 342)

E = Efisiensi sambungan = 0,8 (jenis sambungan las: *double welded butt join*) (Tabel 13,2 Brownell & Young, 1959: Hal 254)

C = Korosi yang diizinkan = 0,25 in (fig, 13,8 Brownell & Young, 1959: Hal 262)

Tekanan desain 5-10% di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1988: Hal 637), Tekanan desain yang dipilih 10% diatasnya.

$P_{hidrostatis}$ $= = \frac{\rho\left(g/g_c\right)H_L}{144}$

$= \frac{48,8610 \text{ lb/ft3 x } 38,6237 \text{ ft}}{144}$

= 13,1055 psi

$P_{absolut}$ = P operasi + P hidrostatis

= 14,7 psi + 13,1055 psi

= 27,2755 psi

$P_{desain}$ = 1,1 x $P_{absolut}$

= 1,1 x 27,2755 psi

= 30,0030 psi

$$t_s = \frac{30,0030 \text{ psi x } 210 \text{ in}}{12.650 \text{ psi x } 0,8 - 0,6 \text{ x } 30,0030 \text{ psi}} + 0,25$$

$t_s = 0,8737$ in

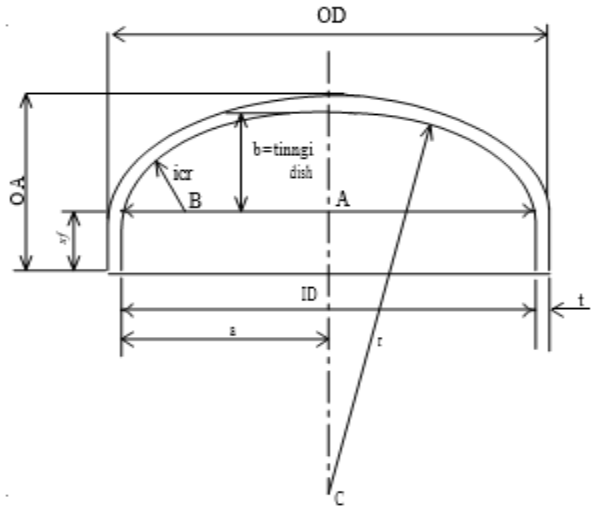
Sehingga digunakan tebal shell standard $= 0,875\ in$ (Brownell and Young,1959: Hal 88).

Tabel 10. Tebal Silinder pada setiap Courses

| Courses | H (ft) | HL (ft) | $P_{hid}$ (psi) | $P_{absolut}$ (psi) | $P_{desain}$ (psi) | ts (in) | ts standar |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 48,0000 | 38,6237 | 13,1055 | 27,2755 | 30,0030 | 0,8737 | 0,875 |
| 2 | 42,0000 | 32,6237 | 11,0696 | 25,2396 | 27,7636 | 0,8271 | 0,875 |
| 3 | 36,0000 | 26,6237 | 9,0337 | 23,2037 | 25,5241 | 0,7805 | 0,875 |
| 4 | 30,0000 | 20,6237 | 6,9979 | 21,1679 | 23,2847 | 0,7338 | 0,75 |
| 5 | 24,0000 | 14,6237 | 4,9620 | 19,1320 | 21,0452 | 0,6873 | 0,75 |
| 6 | 18,0000 | 8,6237 | 2,9261 | 17,0961 | 18,8057 | 0,6407 | 0,75 |
| 7 | 12,0000 | 2,6237 | 0,8902 | 15,0602 | 16,5663 | 0,5941 | 0,625 |
| 8 | 6,0000 | -3,3763 | -1,1456 | 13,0244 | 14,3268 | 0,5475 | 0,625 |

H. Desain *Head* (atap)

Bentuk atap yang digunakan adalah torispherical flanged and dished head. Jenis head ini untuk mengakomodasi kemungkinan naiknya temperatur di dalam tangki sehingga mengakibatkan naiknya tekanan dalam tangki, karena naiknya temperatur lingkungan menjadi lebih dari 1 atm. Untuk *torispherical flanged dan dished head*, mempunyai rentang *allowable pressuse* antara 15 psig (1,0207 atm) sampai dengan 200 psig (13,6092 atm) (Brownell and Young, 1959).




Gambar 6. *Torispherical flanged and dished head*

I. Menghitung tebal *head* minimum

Menentukan tebal *head* dengan menggunakan persamaan:

$$t_h = \frac{0{,}885, P, rc}{fE - 0{,}1P} + C$$

(Brownell & Young, 1959 hal : 258)

Keterangan,

th = Tebal *head* (in)

P = tekanan desain (psi)

ri = jari-jari silinder (in)

f = nilai tegangan material, psi untuk material *Carbon Steel Type* SA-283 Grade C (12.650 psi)

E = Efisiensi sambungan = 0,8 (jenis sambungan las : *double welded butt join*) (Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959: Hal 254)

C = Korosi yang diizinkan = 0,25 in (fig, 13.8 Brownell & Young, 1959: Hal 262)

$$t_h = \frac{30{,}009 \text{ psi x } 210 \text{ in x } 0{,}885}{12.650 \text{ psi x } 0{,}8 - 0{,}1 \text{ x } 30{,}009 \text{ psi}} + 0{,}25$$

$$t_h = 0{,}8011 \text{ in}$$

Untuk th yang digunakan masih sesuai standar SA-283 Grade C = 0,875 in sesuai (Brownell and Young, 1959: Hal 88).

II. *Depth of dish* (b) (Brownell and Young, 1959: Hal 87)

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

$a = \frac{ID_s}{2}$

a = 210 in

$OD = ID_s + 2\ t_s$

OD = 421,75 in

Dari tabel 5.7 (Brownell & Young, 1959: Hal 91) untuk OD standard, diperoleh data sebagai berikut:

icr = 24,8502 in

mencari AB dan BC

AB = a/2 – icr

AB = 210 in – 24,8502 in

AB = 80,1497 in

BC = r – icr

BC = 210 in – 80,1497 in

BC = 185,1497 in

b = 210 in – $(185{,}1497^2\ \text{in}^2 - 80{,}1497^2\ \text{in}^2)^{1/2}$

b = 43,0975 in

III. Tinggi *head* (OA)

OA = $t_h$ + b + sf

Nilai sf yang direkomendasikan adalah 2 in Tabel 5,8 (Brownell and Young, 1959)

OA = 0,875 in + 43,0975 in + 2 in

= 45,9725 in

= 3,8295 ft

= 1,1672 m

I. Tinggi Tangki Total

$H_{\text{tangki total}}$ = $H_{\text{tangki}}$ + $H_{head}$

= 48 ft + 3,8295 ft

= 51,8295 ft

= 15,7976 m

J. Menghitung Diameter Pipa inlet dan Outlet

Menghitung kecepatan liquid volume metrik

$$Q_L = \frac{W_L}{\rho}$$

$Q_L$ = Kecepatan liquid volumeterik ($ft^3$/jam)

$W_L$ = Feed masuk/keluar bahan baku (kg/jam)

$\rho$ = Densitas ($kg/ft^3$)

$$Q_L = \frac{4898{,}1525\ kg/jam}{783{,}0289\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{0{,}0283\ \text{m}^3}{1\ \text{ft}^3}}$$

$$Q_L = 220{,}8778\ \text{ft}^3/\text{jam}$$

$$U_{max} = 100(\rho_L)^{0,5}$$

Dengan:

$U_{max}$ = Kecepatan liquid maksimal (ft/jam)

$\rho_L$ = densitas campuran (lb/ft$^3$)

$U_{max} = 100(48{,}8610\ \text{lb/ft}^3)^{0,5}$

$U_{max} = 699{,}0064\ \text{ft/jam}$

Menghitung luas pipa (A) inlet dan outlet

$$A_{Pipa} = \frac{Q_L}{U_{max}}$$

$$A_{Pipa} = \frac{220{,}8778\ \text{ft}^3/\text{jam}}{699{,}0064\ \text{ft/jam}}$$

$$A_{Pipa} = 0{,}3159\ \text{ft}^2$$

Menghitung diameter (D) pipa

$$D = \sqrt{\frac{4\ x\ 0{,}3159\ ft^2}{\pi}}$$

D = 0,63445 ft

= 193,3818 mm

= 7,6134 in

Berdasarkan Tabel 11 Kern, dipilih pipa dengan standar sebagai berikut:

NPS = 8 in

ID = 7,981 in

OD = 8,625 in

Sch No = 40

## Resume Tangki Penyimpanan $CH_3OH$ (T-02)

Fungsi : Menyimpan bahan baku $CH_3OH$ (l) 99,85% selama 7 hari dengan kapasitas 4.898,1525 kg/jam,

Tipe alat : Silinder Tegak dengan *torispherical roof*

Bahan : *Carbon Steel Type* SA-283 Grade C

Jumlah : 1 tangki

Kondisi Operasi: Suhu : 30 $^oC$

Tekanan : 1,0 atm

Dimensi:

Volume tangki : 46.160,1008 $ft^3$ = 1.306,330855 $m^3$

Diameter : 35 ft = 10,668 m

Tinggi : 48 ft = 14,6304 m

Tinggi head : 3,8295 ft = 1,1672 m

Tinggi total tangki (ft): 51,8295 ft = 15,7976 m

Jumlah *Course* : 8 buah

Tebal head : 0,875 in = 0,0222 m

Tebal Shell : 0,875 in = 0,0222 m

OD pipa aliran : 8,625 in = 0,2190 m

## TANGKI PENYIMPANAN $(CH_3)_3COCH_3$ (T-03)

Fungsi : Menyimpan produk $(CH_3)_3COCH_3$ (l) 98,00 % selama 7 hari dengan kapasitas 12.626,26263 kg/jam

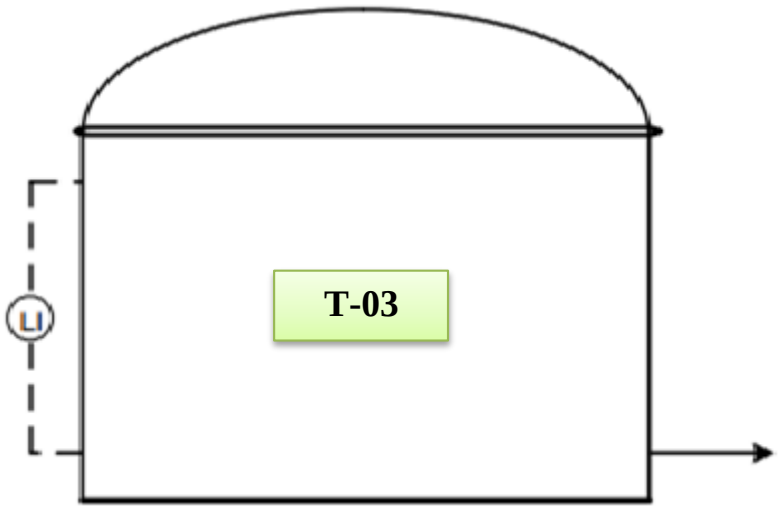
Tipe alat : Silinder Tegak dengan *torispherical roof*

Bahan : *Carbon Steel Type* SA-283 Grade C

Jumlah : 1

Kondisi Operasi : Suhu : 32$^oC$

Tekanan : 1 atm




Gambar 7. Rancangan Tangki Penyimpanan $(CH_3)_3COCH_3$ (l) (T-03)

A. Menghitung kapasitas tangki

Waktu tinggal yang akan digunakan adalah 7 hari, menunggu untuk didistribusikan kepada konsumen,

Jumlah bahan baku $(CH_3)_3COCH_3$ (l) per jam = 12.626,26263 kg/jam

Jumlah bahan baku untuk 7 hari = 12.626,26263 kg/jam x 7 hari x 24 jam

= 2.121.212,1212 kg

B. Menentukan Kondisi Operasi

Titik didih campuran pada 1 atm

Tabel 11. Massa dalam tangki

| Komponen | Input | | |
|---|---|---|---|
| | Kmol/jam | %wt | Kg/jam |
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 140,6107 | 98,0000 | 12.373,7374 |
| $CH_3OH$ | 7,8891 | 1,9994 | 252,4518 |
| $H_2O$ | 0,0041 | 0,0006 | 0,0735 |
| Total | 148,5039 | 100,0000 | 12.626,2626 |

Tabel 12. Titik didih $(CH_3)_3COCH_3$ (l) 99,80 %

| Titik Didih Campuran 1 atm (°C) | | |
|---|---|---|
| Fraksi massa | T, Didih Murni | T, Didih Campuran |
| 0,9800 | 56,00 | 54,88 |
| 0,0200 | 65,00 | 1,30 |
| 0,0000 | 100,00 | 0,0006 |
| 1,0000 | | 56,1802 |

Titik didih campuran pada 1 atm dan 56,1802 °C, maka kondisi penyimpanan pada suhu dibawah titik didihnya.

Dipilih kondisi penyimpanan

Suhu : 32 °C = 305,15 K

Tekanan :1 atm = 14,7 psi

C. Menghitung densitas campuran

rumus $density = A\ B^{-(1-\frac{T}{Tc})^n}$

Dengan:

A, B, n : Koefisien regresi untuk komponen kimia

T : Suhu (K)

Tc : Suhu Kritis (K)

Tabel 13. Densitas liquid pada suhu 32℃

| Komponen | A | B | n | Tc | Density$(g/ml)$ |
|---|---|---|---|---|---|
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 0,26791 | 0,27032 | 0,2829 | 497,1 | 0,7278 |
| $CH_3OH$ | 0,27197 | 0,27192 | 0,2331 | 512,58 | 0,7808 |
| $H_2O$ | 0,3471 | 0,274 | 0,28571 | 647,13 | 1,0210 |

Tabel 14. Densitas campuran

| Komponen | kg/jam | xi | rho (kg/m$^3$) | xi* rho (kg/m$^3$) |
|---|---|---|---|---|
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 12.373,74 | 0,9800 | 727,8311 | 713,2745 |
| $CH_3OH$ | 252,45 | 0,0200 | 780,8224 | 15,6119 |
| $H_2O$ | 0,07 | 0,000013 | 1.021,0367 | 0,0059 |
| Total | 12626,2626 | 100,0000 | | 728,8923 |

$\rho_{liquid} = 728{,}8923\ \text{kg/m}^3$

$\rho_{liquid} = 45{,}4829\ \text{lb/ft}^3$

D. Menghitung Volume Cairan

Volume $_{liquid}$ $= \frac{m_{liquid}}{\rho_{liquid}}$

Volume $_{liquid}$ $= \frac{2.121.212{,}1212\ \text{kg}}{728{,}8923\ \text{kg/m}^3}$

Volume $_{liquid}$ $= 2.910{,}1858\ \text{m}^3$

$= 102.835{,}8921\ \text{ft}^3$

$= 18.302{,}1584$ barrel

Volume $_{desain}$ $= 1{,}2 \times 1802{,}1584$ barrel

$= 21.962{,}5901$ barrel

E. Menghitung dimensi tangki

Menentukan Rasio

$V_{tangki} = V_{silinder}$

$= \frac{1}{4}\pi D^2 H$

Keterangan:

D = Diameter tangki (ft)

H = Tinggi tangki (ft)

Sf = *Straight flange* (in) (dipilih sf = 2 in)

(Tabel 5.4 Brownell & Young, 1959: Hal 87)

$$\frac{H_s}{D} < 2$$

Rasio H/D yang diambil adalah rasio yang memberikan luas tangki yang paling kecil. Hasil trial rasio H/D terhadap luas tangki dapat dilihat pada tabel dibawah ini. Berdasarkan Appendix E (Brownell and Young, 1959: Hal 346) untuk volume. Maka untuk perancangan, menghasilkan volume total 138.490,807 $ft^3$ atau 24.651,36365 barrel.

$D_{standar\ tangki}$ = 70 ft

= 840 in

= 21,3360 m

$H_{standar\ tangki}$ = 36 ft

= 432 in

= 10,9728 m

F. Menentukan tinggi *liquid*

$$H_{Silinder\ kosong} = \frac{4\ V\ Silinder\ kosong}{\pi D^2}$$

$$H_{Silinder\ kosong} = \frac{4 \text{ x } 35.654{,}91487\ ft^3}{\pi \text{ x } (70\ ft)^2}$$

$$H_{Silinder\ kosong} = 9{,}2610\ ft$$

= 2,8227 m

$$H_{liquid} = H_{total} - H_{Silinder\ kosong}$$

$$H_{liquid} = 36\ ft - 9{,}2610\ ft$$

$$H_{liquid} = 26{,}7389\ ft$$

= 8,1500 m

G. Menentukan jumlah *course*

Ukuran lebar plate standar 6, 8, dan 10 ft, sedangkan tinggi tangki sebesar 36 ft. Maka lebih baik digunakan plate ukuran 6 ft.

L = 6 ft

(*Appendix* E, *item*, Brownell and Young, 1959)

Jumlah *course* = $\frac{36 \text{ ft}}{6 \text{ ft}}$

= 6 buah

H. Menentukan tebal silinder

$t_s = \frac{P,ri}{f,E-0,6P} + C$ (Brownell & Young, 1959: Hal 254)

Keterangan $t_s$ = ketebalan dinding shell (in)

P = tekanan desain (psi)

ri = jari-jari silinder (in)

f = nilai tegangan material (psi)

Digunakan *Carbon Steel Type* SA-283 Grade C dengan 12.650 psi (Appendix D, Brownell: Hal 342)

E = Efisiensi sambungan = 0,8 (jenis sambungan las: *double welded butt join*) (Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959: Hal 254)

C = Korosi yang diizinkan = 0,25 in (fig. 13.8 Brownell & Young, 1959: Hal 262)

Tekanan desain 5-10% di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1988: Hal 637), Tekanan desain yang dipilih 10% diatasnya.

$P_{hidrostatis} = \frac{\rho\left(g/g_c\right)H_L}{144}$

$= \frac{45,4829 \text{ lb/ft3 x } 26,7389 \text{ ft}}{144}$

= 8,4456 psi

$P_{absolut}$ = P operasi + P hidrostatis

= 14,7 psi + 8,4456 psi

= 22,6156 psi

$P_{desain}$ = 1,1 x $P_{absolut}$

= 1,1 x 22,6156 psi

= 24,8772 psi

$$t_s = \frac{24{,}8772 \text{ psi x } 420 \text{ in}}{12.650 \text{ psi x } 0{,}8 - 0{,}6 \text{ x } 24{,}8772 \text{ psi}} + 0{,}25$$

$t_s = 1{,}2839$ in

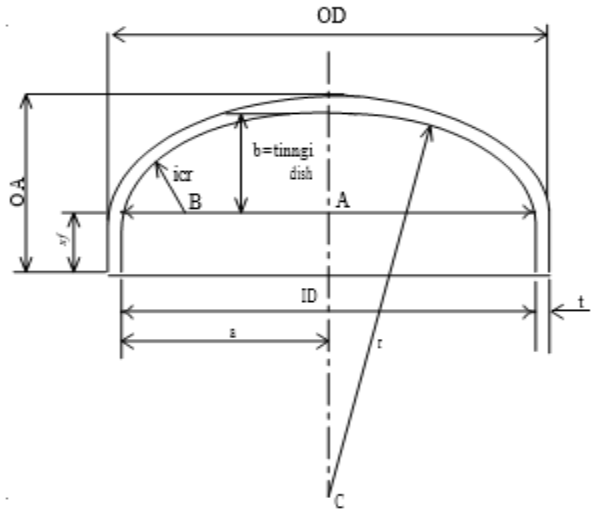
Sehingga digunakan tebal shell standard $= 1{,}375\ in$

Tabel 15. Tebal Silinder pada setiap Courses

| Courses | H (ft) | HL (ft) | $P_{hid}$ (psi) | $P_{absolut}$ (psi) | $P_{desain}$ (psi) | ts (in) | ts standart (in) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 36,0000 | 26,7390 | 8,4456 | 22,6156 | 24,8772 | 1,2840 | 1,375 |
| 2 | 30,0000 | 20,7390 | 6,5505 | 20,7205 | 22,7925 | 1,1972 | 1,25 |
| 3 | 24,0000 | 14,7390 | 4,6554 | 18,8254 | 20,7079 | 1,1105 | 1,125 |
| 4 | 18,0000 | 8,7390 | 2,7602 | 16,9302 | 18,6233 | 1,0238 | 1,125 |
| 5 | 12,0000 | 2,7390 | 0,8651 | 15,0351 | 16,5386 | 0,9371 | 1 |
| 6 | 6,0000 | -3,2610 | -1,0300 | 13,1400 | 14,4540 | 0,8504 | 0,875 |

I. Desain *Head* (atap)

Bentuk atap yang digunakan adalah torispherical flanged and dished head. Jenis head ini untuk mengakomodasi kemungkinan naiknya temperatur di dalam tangki sehingga mengakibatkan naiknya tekanan dalam tangki, karena naiknya temperatur lingkungan menjadi lebih dari 1 atm. Untuk *torispherical flanged dan dished head*, mempunyai rentang *allowable pressuse* antara 15 psig (1,0207 atm) sampai dengan 200 psig (13,6092 atm) (Brownell and Young, 1959).




Gambar 8. *Torispherical flanged and dished head*

IV. Menghitung tebal *head* minimum

Menentukan tebal *head* dengan menggunakan persamaan:

$$t_h = \frac{0{,}885, P, rc}{fE - 0{,}1P} + C$$

(Brownell & Young, 1959: Hal 258)

Keterangan,

th = Tebal *head* (in)

P = tekanan desain (psi)

ri = jari-jari silinder (in)

f = nilai tegangan material, psi untuk material *Carbon Steel Type* SA-283 Grade C (12.650 psi)

E = Efisiensi sambungan = 0,8 (jenis sambungan las : *double welded butt join*) (Tabel 13,2 Brownell & Young, 1959: Hal 254)

C = Korosi yang diizinkan = 0,25 in (fig. 13.8 Brownell & Young, 1959: Hal 262)

$$t_h = \frac{24{,}8772 \text{ psi x } 420 \text{ in x } 0{,}885}{12.650 \text{ psi x } 0{,}8 - 0{,}1 \text{ x } 24{,}8879 \text{ psi}} + 0{,}25$$

$$t_h = 1{,}1639 \text{ in}$$

Untuk th yang digunakan masih sesuai standar *SA-283 Grade C* = 1,25 in sesuai (Brownell and Young, 1959: Hal 88).

V. *Depth of dish* (b) (Brownell and Young, 1959: Hal 87)

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

$a = \frac{ID_s}{2}$

a = 420 in

$OD = ID_s + 2\ t_s$

OD = 842,75 in

Dari Tabel 5.7 (Brownell & Young, 1959: Hal 91) untuk OD standard, diperoleh data sebagai berikut:

icr = 48,970 in

mencari AB dan BC

AB = a/2 – icr

AB = 210 in – 48,970 in

AB = 161,0299 in

BC = r – icr

BC = 420 in – 48,970 in

BC = 371,0299 in

b = 420 in – $(371{,}0299^2\ in^2 - 161{,}0299^{\ 2}\ in^2)^{1/2}$

b = 85,7357 in

VI. Tinggi *head* (OA)

OA = $t_h$ + b + sf

Nilai sf yang direkomendasikan adalah 2 in Tabel 5.8 (Brownell and Young, 1959)

OA = 1,25 in + 85,7357 in + 2 in

= 88,9858 in

= 7,4125 ft

= 2,2593 m

J. Tinggi Tangki Total

$H_{\text{tangki total}}$ = $H_{\text{tangki}}$ + $H_{head}$

= 36 ft + 7,4125 ft

= 43,4125 ft

= 13,2321 m

K. Menghitung Diameter Pipa inlet dan Outlet

Menghitung kecepatan liquid volume metrik

$$Q_L = \frac{W_L}{\rho}$$

$Q_L$ = Kecepatan liquid volumeterik ($ft^3$/jam)

$W_L$ = Feed masuk/keluar bahan baku (kg/jam)

$\rho$ = Densitas ($kg/ft^3$)

$$Q_L = \frac{12626{,}2626\ kg/jam}{728{,}8923\,\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{0{,}0283\ \text{m}^3}{1\ \text{ft}^3}}$$

$$Q_L = 611{,}6587\ \text{ft}^3/\text{jam}$$

$$U_{max} = 100(\rho_L)^{0,5}$$

Dengan:

$U_{max}$ = Kecepatan liquid maksimal (ft/jam)

$\rho_L$ = densitas campuran (lb/ft$^3$)

$U_{max} = 100(45{,}4829\ \text{lb/ft}^3)^{0,5}$

$U_{max} = 674{,}4100\ \text{ft/jam}$

Menghitung luas pipa (A) inlet dan outlet

$$A_{Pipa} = \frac{Q_L}{U_{max}}$$

$$A_{Pipa} = \frac{611{,}6587\ \text{ft}^3/\text{jam}}{674{,}4100\ \text{ft/jam}}$$

$$A_{Pipa} = 0{,}9076\ \text{ft}^2$$

Menghitung diameter (D) pipa

$$D = \sqrt{\frac{4\ x\ A}{\pi}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4\ x\ 0{,}9076\ ft^2}{\pi}}$$

D = 1,0753 ft

= 327,7409 mm

= 12,9031 in

Berdasarkan Tabel 11 Kern, dipilih pipa dengan standar sebagai berikut:

NPS = 14 in

ID = 13,25 in

OD = 14 in

Sch No = 30

## Resume Tangki Penyimpanan $(CH_3)_3COCH_3$ (T-03)

Fungsi : Menyimpan bahan baku $(CH_3)_3COCH_3$ (l) 99,80% selama 7 hari dengan kapasitas 12.626,26263 kg/jam,

Tipe alat : Silinder Tegak dengan *torispherical roof*

Bahan : *Carbon Steel Type* SA-283 Grade C

Jumlah : 1 tangki

Kondisi Operasi: Suhu : 32 $^oC$

Tekanan : 1,0 atm

Dimensi:

Volume tangki : 138.490,807 $ft^3$ = 3.919,2898 $m^3$

Diameter : 70 ft = 21,3360 m

Tinggi : 36 ft = 10,9728 m

Tinggi head : 7,4125 ft = 2,2593 m

Tinggi total tangki (ft): 43,4125 ft = 13,2321 m

Jumlah *Course* : 6 buah

Tebal head : 1,25 in = 0,0317 m

Tebal Shell : 1,375 in = 0,0349 m

OD pipa aliran : 14 in = 0,3556 m

## TANGKI PENYIMPANAN i-$C_4H_8$ (T-04)

Fungsi : Menyimpan arus purging dari *flashdrum* i-$C_4H_8$ (l) 88,7892 % selama 15 hari dengan kapasitas 649,0497 kg/jam

Tipe alat : Silinder horizontal dengan *Torispherical dished on right left of Vessel*

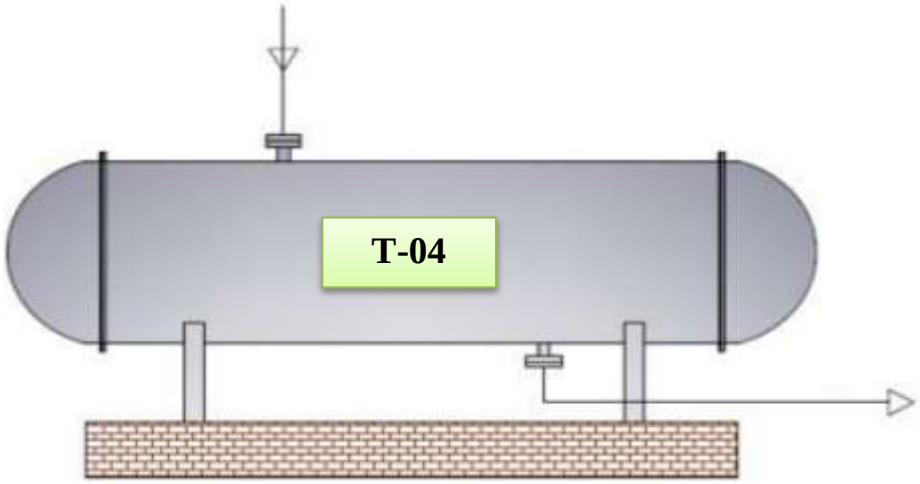
Bahan : *Carbon Stell SA-212 Grade B*

Jumlah : 1

Pemilihan : Konstruksi lebih sederhana pada tekanan tinggi

Kondisi Operasi : Suhu : 30 $^oC$

Tekanan : 3,51 atm




Gambar 9. Rancangan Tangki Penyimpanan i-$C_4H_8$ (l) (T-04)

A. Menentukan Kapasitas Tangki i-$C_4H_8$ (T-04)

iii. Menghitung kapasitas tangki

Waktu tinggal yang akan digunakan adalah 15 hari, karena menunggu untuk diproses lebih lanjut atau dijual ke instansi lain.

Jumlah bahan baku i-$C_4H_8$ (l) per jam = 694,0497 kg/jam

Jumlah bahan baku untuk 15 hari = 694,0497 kg/jam x 15 hari x 24

= 249.857,9035 kg

Menghitung densitas campuran

Tabel 16. Densitas liquid pada suhu 30℃

| Komponen | A | B | N | Tc | *density* (g/ml) |
|---|---|---|---|---|---|
| i-$C_4H_8$ (l) | 0,23181 | 0,2666 | 0,27964 | 417,9 | 0,5823 |
| n-$C_4H_8$ (l) | 0,23224 | 0,2663 | 0,2853 | 419,59 | 0,5815 |

Tabel 17. Densitas campuran

| Komponen | kg/jam | Xi | rho (kg/m3) | xi* rho |
|---|---|---|---|---|
| i-$C_4H_8$ (l) | 616,2415 | 0,8879 | 582,2684 | 516,9917 |
| n-$C_4H_8$ (l) | 77,8083 | 0,1121 | 581,5040 | 65,1910 |
| Total | 694,0497 | 1,0000 | | 582,1827 |

$\rho_{lliquid} = 582{,}1827\ \text{kg/m}^3$

$\rho_{lliquid} = 36{,}3282\ \text{lb/ft}^3$

Sehingga dapat dihitung volume liquid:

Volume $_{\text{liquid}}$ $= \frac{m_{liquid}}{\rho_{liquid}}$

Volume $_{\text{liquid}}$ $= \frac{249.857{,}9035\ \text{kg}}{582{,}1827\ \text{kg/m}^3}$

Volume $_{\text{liquid}}$ $= 429{,}1744\ \text{m}^3$

Volume $_{\text{liquid}}$ $= 15.165{,}5377\ \text{ft}^3$

$= 2.699{,}0778$ barrel

Volume $_{\text{desain}}$ $= 1{,}2 \times 2.699{,}0778$ barrel

$= 3.353{,}6596$ barrel

iv. Menentukan Rasio

$V_{tangki} = V_{silinder} + 2x\ V_{tutup}$

$= \frac{1}{4}\pi D^2 H + 2\ x\ (0{,}000049 D^3)$ (Brownell & Young, 1959: Hal 88)

Keterangan:

D = Diameter tangki (ft)

H = Tinggi tangki (ft)

H/D = 2 – 5 (Brownell & Young, 1959: Hal 81)

Rasio H/D yang diambil adalah rasio yang memberikan luas tangki yang paling kecil. Hasil trial rasio H/D terhadap luas tangki dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Maka untuk perancangan, digunakan rasio H/D menghasilkan volume total tangki hasil trial adalah 533,1942 $ft^3$ atau 3.353,6596 barrel. Karena tangki dalam posisi horizontal maka tinggi tangki (H) dapat ditulis panjang tangki (L)

$D_{standar\ tangki}$ = 20 ft
= 240 in
= 6,096 m

$L_{standar\ tangki}$ = 60 ft
= 720 in
= 18,288 m

B. Menentukan Kondisi Tangki

Tabel 18. Komposisi dalam tangki penyimpanan (T-01)

| Komponen | Aliran Komponen | | |
|---|---|---|---|
| | kg/jam | %wt | Kmol/jam |
| i-$C_4H_8$ (l) | 616,2415 | 88,7892 | 11,0043 |
| n-$C_4H_8$ (l) | 77,8083 | 11,2108 | 1,3894 |
| Total Arus | 694,0497 | 100,0000 | 12,3937 |

Penyimpanan dilakukan dalam fase cair jenuh. Berikut adalah perhitungan tekanan fluida pada temperatur 30℃, dengan cara trial tekanan

$\text{Log } P = A + B/T + C \text{ Log}T + DT + ET^2$ dengan P(mmHg) dan T (K)

Tabel 19. Data Vapor Pressure Komponen

| Komponen | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| i-$C_4H_8$ (l) | 39,2295 | -2109,4 | -12,567 | 0,0077304 | -1,3659E-13 |
| n-$C_4H_8$ (l) | 27,3116 | -1923,5 | -7,2064 | 7,4852E-12 | 3,6481E-06 |

Dengan T = 30$^o$C = 303,15 K, trial P

Tabel 20. Kesetimbangan gas-cair i-$C_4H_8$

| Komponen | Massa (kg/jam) | Mol (kmol/jam) | Xi | ki | yi |
|---|---|---|---|---|---|
| i-$C_4H_8$ (l) | 616,2415 | 11,0043 | 0,8879 | 1,0037 | 0,8911 |
| n-$C_4H_8$ (l) | 77,8083 | 1,3894 | 0,1121 | 0,9815 | 0,1100 |
| Total | 694,0497 | 12,3937 | 1,0000 | 0,0004 | 1,0000 |

Tekanan : 3,51 atm = 51,597 psia

Suhu : 30 $^o$C = 86 $^o$F

Pada kondisi tekanan tersebut didapatkan kesetimbangan antara gas-cair, artinya isobutena disimpan dalam keadaan cair jenuh (*saturated*).

C. Menentukan tekanan desain

Tekanan desain 1-10% di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1988: Hal 637), Tekanan desain yang dipilih 10% diatasnya.

$P_{desain}$ = 1,1 x P operasi

= 1,1 x 3,51 atm

= 3,861 atm

= 56,7567 psi

D. Menentukan tebal silinder

Menentukan tebal silinder

$$t_s = \frac{P, ri}{f, E - 0{,}6P} + C$$

(Brownell & Young, 1959: Hal 254)

$t_s$ = ketebalan dinding shell (in)

P = tekanan desain (psi)

ri = jari-jari silinder (in)

f = nilai tegangan material, psi untuk material *Carbon Stell SA-212 Grade-B* = 17.500 psi (Tabel 13,1 Brownell & Young, 1959: Hal 251)

E = Efisiensi sambungan = 0,8 (jenis sambungan las : *single welded butt*) (Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959: Hal 254)

C = Korosi yang diizinkan = 0,25 in (fig. 13.8 Brownell & Young, 1959: Hal 262)

$$t_s = \frac{56{,}7567 \text{ psi x } 120 \text{ in}}{17.500 \text{ psi x } 0{,}8 - 0{,}6 \text{ x } 56{,}9184 \text{ psi}} + 0{,}25$$

$t_s$ =0,7376 in

Tebal silinder yang akan digunakan sesuai standar adalah 0,75 in (Tabel 5,8 Hal 93 Brownell & Young 1959)

E. Desain *Head* (tutup kanan-kiri)

Pemilihan jenis head berdasarkan tekanan operasi:

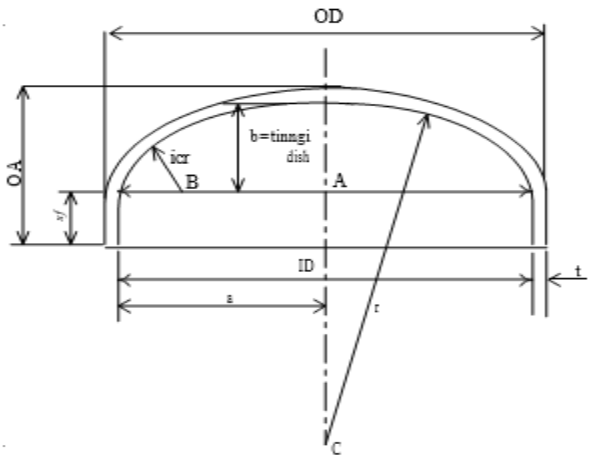
e) *Flanged and Standar Dished Head*, digunakan untuk proses bertekanan rendah.

f) *Torispherical Flanged and Dished Head*, digunakan untuk proses tekanan dalam rentang 15-200 psig.

g) *Elliptical Flanged and Dished Head*, digunakan untuk proses tekanan tinggi rentang 200-450 psig.

h) *Hemispherical Head*, digunakan untuk proses pada tekanan yang sangat tinggi hingga 2 kali lipat dari *elliptical head* ataupun *shell silinder* dengan tebal dan diameter yang sama, Tetapi harga pembuatan dan biayalain-lain dari head ini paling besar dibandmgkan dengan yang lain.

Bentuk atap yang digunakan adalah *Torispherical dished right and left*.




Gambar 10. *Torispherical dished*

IV. Menghitung tebal *head* minimum

Menentukan tebal *head* dengan menggunakan persamaan:

$$t_h = \frac{0{,}885, P, rc}{fE - 0{,}1P} + C$$

(Brownell & Young, 1959: Hal 258)

Keterangan

th = Tebal *head* (in)

P = tekanan operasi (psi)

ri = jari-jari silinder (in)

f = nilai tegangan material, psi untuk material *Carbon Stell SA-212 Grade-B* = 17.500 psi (Tabel 13.1 Brownell & Young, 1959: Hal 251)

E = Efisiensi sambungan = 0,8 (jenis sambungan las : *single welded butt*) (Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959: Hal 254)

C = Korosi yang diizinkan = 0,25 in (fig. 13.8 Brownell & Young, 1959: Hal 262)

$$t_h = \frac{0{,}885 \text{ x } 56{,}7567 \text{ psi x } 120 \text{ in}}{17500 \text{ psi x } 0{,}8 - 0{,}1 \text{ x } 56{,}7567 \text{ psi}} + 0{,}25$$

$$t_h = 0{,}68 \text{ in}$$

Standar tebal head yang digunakan adalah 0,75 in (Tabel 5.6 Hal 88 Brownell & Young 1959)

V. *Depth of dish* (b) (Brownell and Young, 1959: Hal 87)

$$b = rc - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$a = \frac{ID_s}{2}$

a = 120 in

$OD = ID_s + 2\ t_s$

OD = 241,5 in

Dari tabel 5.7 (Brownell & Young, 1959: Hal 91) untuk OD standard, diperoleh data sebagai berikut:

icr = 14,4375 in

mencari AB dan BC

AB = a – icr

AB = 90 in – 14,4375 in

AB = 75,5625 in

BC = r – icr

BC = 180 in – 14,4375 in

BC = 165,5625 in

b = 180 in – $(165{,}5625^2 \text{ in}^2 - 75{,}5625^2 \text{ in}^2)^{1/2}$

b = 32,6865 in

VI. Panjang *head* (OA)

OA $= t_h + b + sf$

Nilai sf yang direkomendasikan adalah 3 in Tabel 5.8 (Brownell and Young, 1959)

OA = 0,75 in + 32,6865 in + 3 in

= 36,4365 in

= 3,0351 ft

F. Menentukan Panjang total tangki

Untuk mengetahui tinggi total tangki total digunakan persamaan:

$L_{total\ tangki} = L_{awaltangki} + 2 \times L_{head}$

= 60 ft + 2 x 3,0351 ft

= 66,0703 ft

G. Menghitung Diameter Pipa inlet dan Outlet

Menghitung kecepatan liquid volumetrik

$$Q_L = \frac{W_L}{\rho}$$

$Q_L$ = Kecepatan liquid volumetrik ($ft^3$/jam)

$W_L$ = Feed masuk/keluar bahan baku (kg/jam)

$\rho$ = Densitas ($kg/ft^3$)

$$Q_L = \frac{694{,}0497\ \text{kg/jam}}{582{,}1826\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{0{,}0283\text{m}^3}{1\text{ft}^3}}$$

$$Q_L = 42{,}0948\ \text{ft}^3/\text{jam} = 0{,}0117\ \text{ft}^3/\text{s}$$

$$U_{max} = 100(\rho_L)^{0,5}$$

Dengan,

$U_{max}$ = Kecepatan liquid maksimal (ft/jam)

$\rho_L$ = densitas campuran (lb/ft3)

$$U_{max} = 100(36{,}3282\ \text{lb/ft}^3)^{0,5}$$

$$U_{max} = 602{,}7287 \frac{\text{ft}}{\text{jam}} = 0{,}1674 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Menghitung luas pipa (A) inlet dan outlet

$$A_{Pipa} = \frac{Q_L}{\text{Kecepatan fluida}}$$

$$A_{Pipa} = \frac{0{,}0117 \ \text{ft}^3/\text{s}}{0{,}1673 \ \text{ft/s}}$$

$$A_{Pipa} = 0{,}0698 \ \text{ft}^2$$

Menghitung diameter (D) pipa

$$D = \sqrt{\frac{4 \ x \ A}{\pi}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \ x \ 0{,}0698 \ ft^2}{3{,}14}}$$

D = 0,2982 ft

= 3,5793 in

Berdasarkan Tabel 11 Kern dipilih pipa dengan standar sebagai berikut:

NPS = 4 in

ID = 4,026 in

OD = 4,5 in

Sch No = 40

Gambar 11. Pipa *Low Alloy Steel*

Gambar 12. Tangki Penyimpanan i-$C_4H_8$ (l) (T-04)

## Resume Tangki Penyimpanan i-$C_4H_8$ (T-04)

Fungsi : Menyimpan arus purging dari Flashdrum i-$C_4H_8$ (l) 88,7892 % selama 15 hari dengan kapasitas 649,0497 kg/jam

Tipe alat : Silinder horizontal dengan *Torispherical dished on right left of Vessel*

Bahan : *Carbon Steel* SA-212 *Grade* B

Jumlah : 1 tangki

Kondisi Operasi : Suhu : 30$^oC$

Tekanan : 3,52 atm

Waktu penyimpanan : 15 hari

Dimensi:

Volume tangki : 18,840,784 $ft^3$ = 533,1941 $m^3$

Diameter : 20 ft = 6,096 m

Panjang : 60 ft = 18,288 m

Panjang total tangki : 66,0703 ft = 20,1382 m

Tebal head : 0,75 in = 0,0190 m

Tebal Shell : 0,75 in = 0,0190 m

Diameter pipa : 4,5 in = 0,1143 m

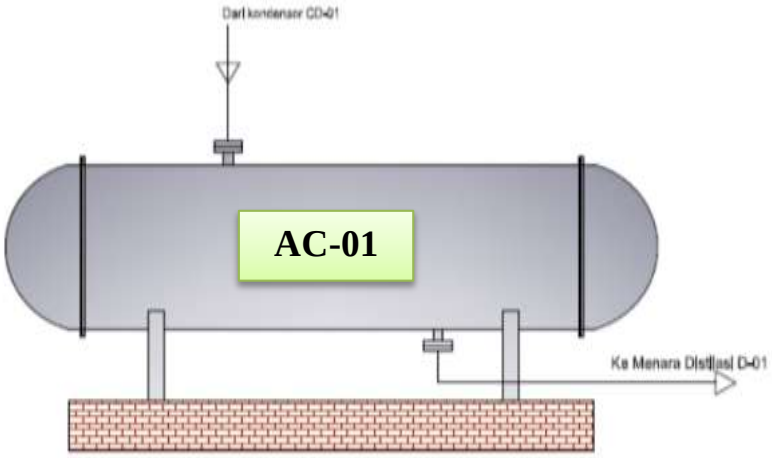
# AKUMULATOR (AC-01)

Fungsi : Menampung embunan yang berasal dari condenser (CD – 01) yang berupa campuran $(CH_3)_3COCH_3$, $CH_3OH$, dan $H_2O$.

Tipe alat : Silinder horizontal dengan *Torispherical dished on right left of Vessel*

Bahan : *Carbon Stell SA-283 Grade C*

Jumlah : 1




Gambar 1. *Akumulator (AC-01)*

**Kondisi operasi:**

Tekanan (P) = 2 atm

Suhu (T) = 55,75°C = 328,90 K

Komposisi Keluaran Kondensor:

Tabel 1. Komposis Keluaran Kondensor

| Komponen | kmol /jam | kg/jam | Fraksi massa |
|---|---|---|---|
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 168,8179 | 14.855,9738 | 0,9800 |
| $CH_3OH$ | 9,4717 | 303,0949 | 0,0200 |
| $H_2O$ | 0,0049 | 0,0882 | 0,000006 |
| **Total** | **178,2945** | **15.159,1569** | **1,0000** |

1. **Menghitung Volume Embunan**

Volume embunan dihitung dengan persamaan:

$V_1$ = Kecepatan volume x Waktu tinggal

Waktu tinggal diprediksi berdasarkan Wallas, S, M, 1990, *Chemical Process Equipment Selection and Design* hal 612, waktu tingal berkisar antara 5 - 10 menit.

Dipilih waktu tinggal = 10 menit

$$\textbf{Kecepatan Volume} = \frac{\textbf{kecepatan massa}}{\textbf{densitas}}$$

Tabel 2. Kecepatan Volume Komponen

| **Komponen** | **m (kg/jam)** | **$\rho$ (kg/m$^3$)** | **$V_1 = \frac{m}{\rho}$ (m$^3$/jam)** |
|---|---|---|---|
| $(CH_3)_3COCH_3$ | 14.855,9738 | 701,6355 | 21,17335 |
| $CH_3OH$ | 303,0949 | 758,1441 | 0,39979 |
| $H_2O$ | 0,0882 | 998,8571 | 0,00009 |
| **Total** | **15.159,1569** | **-** | **21,57322** |

$$\text{Volume} = 21{,}57322\ \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}\ \text{x}\ 10\ \text{menit}\ \text{x}\ \frac{1\ \text{jam}}{60\ \text{menit}}$$

$$\text{Volume} = 3{,}5955\ \text{m}^3$$

2. **Menghitung Volume Akumulator**

Faktor keamanan = 20 %

Volume akumulator (Vt) = 1,2 x volume embunan

= 1,2 x 3,5955 m$^3$

= 4,3146 m$^3$

= 263.296,1817 in$^3$

3. **Tekanan Perancangan Akumulator**

Tekanan Operasi = 1 atm

Tekanan desain 1-10% di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1988: Hal 637). Tekanan desain yang dipilih 10% diatasnya.

**Tekanan Perancangan = 1,1 x $P_{operasi}$**

= 1,1 x 1 atm

= 1,1 atm

= 16,17 psia

**4. Diameter dan Tinggi Akumulator**

Berdasarkan Wallas, S, M, 1990, *Chemical Process Equipment Selection and Design* hal 611 untuk tangki horinzontal maka diipilih ***L = 3D*** dan dipilih tutup bentuk *torispherical*.

Maka:

**Volume Akumulator** = $V_{silinder}$ + 2x $V_{tutup}$

263.296,1817 $in^3$ $= \frac{1}{4}\pi D^2 L + 2\ x\ (0{,}000049 D^3)$

Maka diperoleh hasil: **3 ID = L**

ID = 48,159 in = 49 in

L = 144,4779 in = 147 in

**5. Desain Head**

Pemilihan jenis head berdasarkan tekanan operasi:

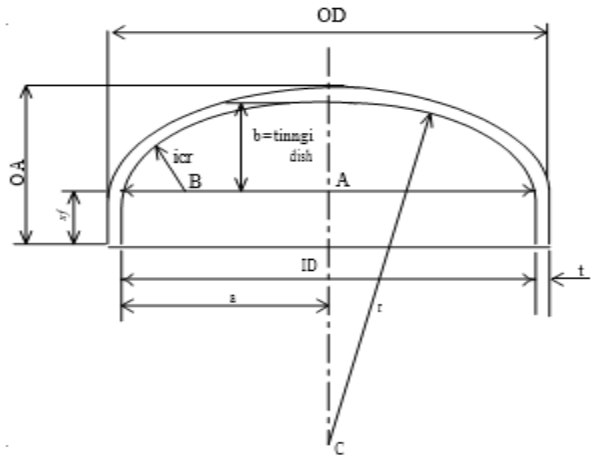
i) *Flanged and Standar Dished Head*, digunakan untuk proses bertekanan rendah.

j) *Torispherical Flanged and Dished Head*, digunakan untuk proses tekanan dalam rentang 15-200 psig.

k) *Elliptical Flanged and Dished Head*, digunakan untuk proses tekanan tinggi rentang 200-450 psig.

l) *Hemispherical Head*, digunakan untuk proses pada tekanan yang sangat tinggi hingga 2 kali lipat dari *elliptical head* ataupun *shell silinder* dengan tebal dan diameter yang sama. Tetapi harga pembuatan dan biayalain-lain dari head ini paling besar dibandmgkan dengan yang lain.

Bentuk atap yang digunakan adalah *Torispherical dished right and left*.




Gambar 2. *Torispherical dished*

Menghitung tebal *head* minimum

Menentukan tebal *head* dengan menggunakan persamaan:

$$t_h = \frac{0{,}885, P, rc}{fE - 0{,}1P} + C$$

(Brownell & Young, 1959: Hal 258)

Keterangan

th = Tebal *head* (in)

P = tekanan operasi (psi)

ri = jari-jari silinder (in)

f = nilai tegangan material, psi untuk material *Carbon Stell SA 283 Grade C* = 12.650 psi (Tabel 13.1 Brownell & Young, 1959: Hal 251)

E = Efisiensi sambungan = 0,8 (jenis sambungan las : *single welded butt*) (Tabel 13,2 Brownell & Young, 1959: Hal 254)

C = Korosi yang diizinkan = 0,25 in (fig. 13.8 Brownell & Young, 1959: Hal 262)

$$t_h = \frac{0{,}885 \text{ x } 16{,}17 \text{ psi x } 420 \text{ in}}{12.650 \text{ psi x } 0{,}8 - 0{,}1 \text{ x } 16{,}17 \text{ psi}} + 0{,}25$$

$$t_h = 0{,}2846 \text{ in}$$

Standar tebal head yang digunakan adalah 0,3125 in (Tabel 5.6 Hal 88 Brownell & Young 1959).

Nilai Diameter Luar (OD), yaitu:

OD = ID + 2 x thead

= 49 in + (2×0,3125 in)

= 49,625 in

**6. Tebal Shell**

Menentukan tebal silinder

$$t_s = \frac{P, ri}{f, E - 0{,}6P} + C$$

(Brownell & Young, 1959:Hal 254)

$t_s$ = ketebalan dinding shell (in)

P = tekanan desain (psi)

ri = jari-jari silinder (in)

f = nilai tegangan material, psi untuk material *Carbon Stell Type SA-283 Grade-C* = 12.650 psi (Tabel 13.1 Brownell & Young, 1959: Hal 251)

E = Efisiensi sambungan = 0,8 (jenis sambungan las : *single welded butt*) (Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959: Hal 254)

C = Korosi yang diizinkan = 0,25 in (fig. 13.8 Brownell & Young, 1959: Hal 262)

$$t_s = \frac{16{,}17 \text{ psi x } 24{,}5 \text{ in}}{12.650 \text{ psi x } 0{,}8 - 0{,}6 \text{ x } 16{,}17 \text{ psi}} + 0{,}25$$

$t_s$ =0,2891 in

Tebal silinder yang akan digunakan sesuai standar adalah 0,375 in (Tabel 5.6, Brownell & Young, 1959: Hal 88)

**7. Head Akumulator**

Berdasarkan Pers 5.11, Brownel and Young, maka:

$$\mathbf{Vhead} = 0{,}000049D^3$$

Dimana:

ID : Diameter dalam

$Vhead = 0{,}000049(49 \text{ in})^3$

= 5,7648 $in^3$

**8. Tebal dan Panjang Head Akumulator**

Dari Tabel 5.6, Brownell & Young, untuk tebal head 0,375 in diperoleh sf antara 1,5 – 3 in, dipilih sf 2 in.

ID = 49 in

*Inside depth of dish* = ID/4

= 49 in /4

= 12,25 in

Maka Panjang head = *Inside depth of dish* + Tebal Head + sf

= (12,25 + 0,3125 + 2) in

= 14,5625 in

= 0,3697 m

**9. Menghitung Panjang Total Akumulator**

**Panjang Total = Panjang Shell + 2, Panjang Head**

Maka:

$\mathbf{L_{Total} = L_{Shell} + 2 \times L_{Head}}$

$L_{Total}$ = 147 in + 2 x 14,5625 in

$L_{Total}$ = 176,125 in

Jadi panjang total ($L_{Total}$) Akumulator yaitu 176,125 in = 4,4732 m

## Resume AKUMULATOR (AC-01)

Fungsi : Menampung embunan yang berasal dari condenser (CD – 01) yang berupa campuran $(CH_3)_3COCH_3$, $CH_3OH$, dan $H_2O$,

Tipe alat : Silinder horizontal dengan *Torispherical dished on right left of Vessel*

Bahan : *Carbon Steel Type* SA- 283 *Grade* C

Jumlah : 1 tangki

Kondisi Operasi : Suhu : 55,75 $^oC$

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal :10 menit

Dimensi:

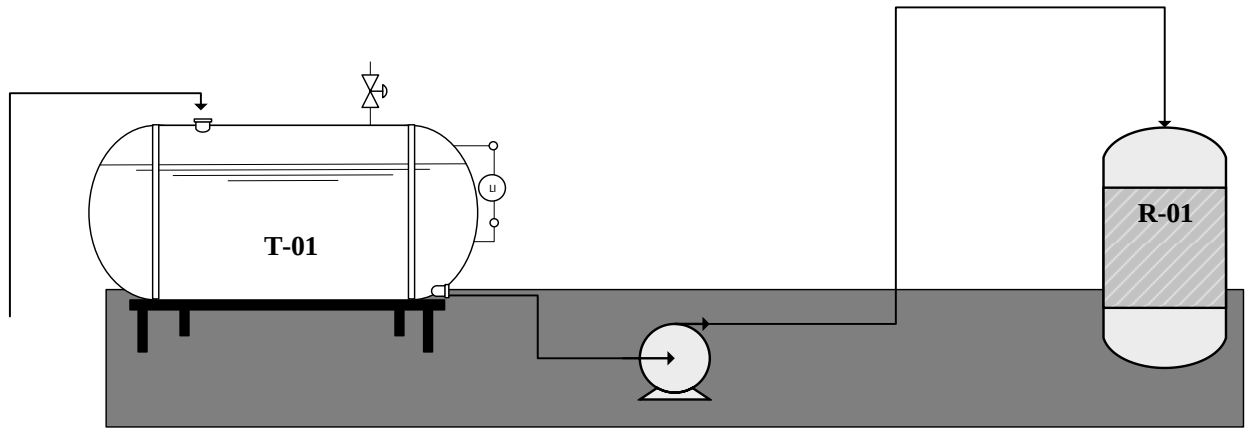
| | |
|---|---|
| Diameter dalam(ID) | : 49 in |
| Panjang Total | : 4,4732 m |
| Panjang Head | : 0,3697 m |
| Tebal Shell | : 0,3125 in |
| Tebal head | : 0,3125 in |

POMPA (P-01)

Tugas : Untuk mengalirkan bahan baku dari tangki penyimpanan i-C4H4 (T-01) ke Reaktor (R-01) dan menaikkan tekanan dari 6,4 atm sampai 15 atm,

Jenis : Pompa Single Stage

Sketsa :




Gambar 1. Sistem aliran pompa 1

Data :

Suhu fluida : 30 $^{o}$C

Tekanan : 6,4 atm

Densitas fluida : 582,24 kg/m$^3$

Viskositas : 0,1327 cp : 0,0001327 kg/m,s

Kecepatan Massa Aliran : 8,645,36 kg/jam

**1. Menentukan titik pemompaan**

Titik 1 *suction*

Titik *Suction head* : 1 m

Tekanan *Suction head* : 6,4 atm

Titik 2 *discharge*

Tinggi *discharge head* : 10 m

Tekanan *discharge head* : 15 atm

**2. Pemilihan Pipa**

A. Diameter Pipa Optimum

Digunakan pipa *stainless stell* dengan diameter optimum

$D_{opt} = 0{,}363 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$

(Pers 15 Peter & Timmerhaus)

Dengan :

Dopt = Diameter Optimum (m)

Q = Kecepatan Volume Cairan ($m^3/s$)

ρ = Densitas campuran ($kg/m^3$)

$$Q = \frac{8645{,}36 \text{ kg/jam}}{582{,}24 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 14{,}8483 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0{,}00412 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$D_{opt} = 0{,}363 \times 0{,}00412^{0{,}45} \times 582{,}24^{0{,}13}$

$D_{opt} = 0{,}0702 \text{ m} = 2{,}7634 \text{ in}$

B. Pemilihan Pipa Standar

Pipa standar dipilih berdasarkan table 11 kern, di dapatkan:

NPS = 3 in

ID = 3,068 in

OD = 3,5 in

Sch no, = 40

Ap = 7,38 $in^2$ = 0,0048 $m^2$

Kecepatan aliran linier dalam pipa

$$V = \frac{Q}{Ap}$$

$$V = \frac{14{,}8483 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}}{0{,}0048 \text{ m}^2} = 3118{,}5524 \frac{\text{m}}{\text{jam}} = 0{,}8662 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

C. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho \text{ v ID}}{\mu}$$

$$\text{Re} = \frac{582{,}24\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0{,}8662\ \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 0{,}07792\ \text{m}}{0{,}0001327\ \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$\text{Re} = 296.193{,}6748$$

D. Bahan Konstruksi pipa :

Dipilih bahan pipa dari commercial steel dengan ID= 3,068 in, sehingga $\frac{\in}{D}$ (kekasaran relative) dapat didapat dari fig 126 G,G, Brown hal 141

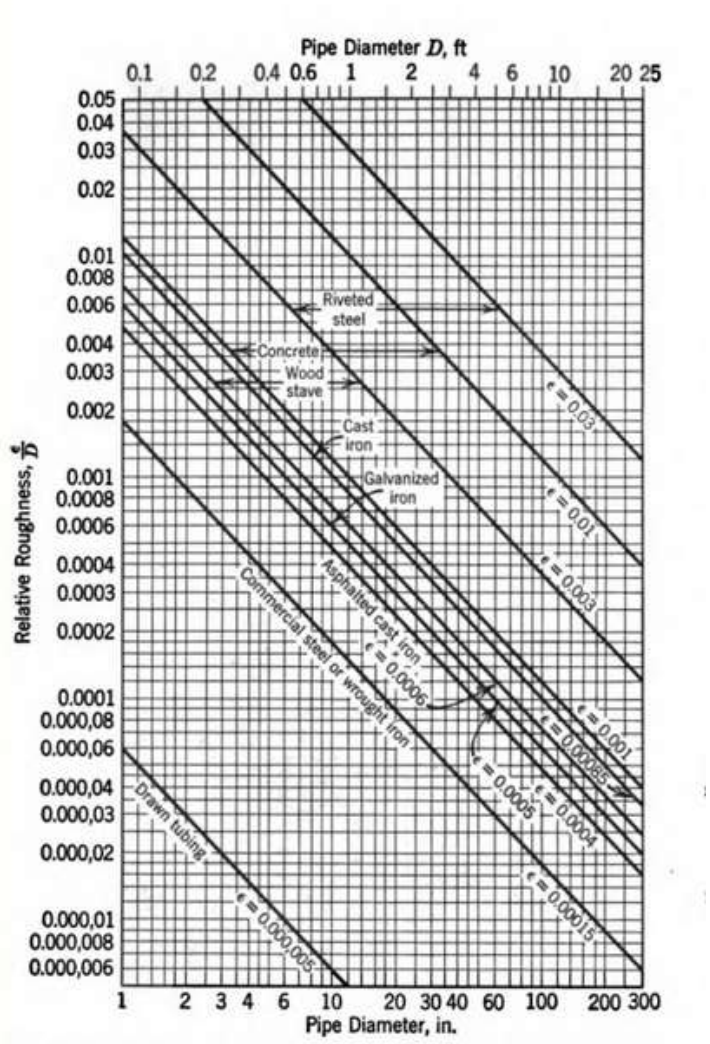



FIG. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[4]

Gambar 2. Grafik antara diamter pipa dan *relative roughness*

Maka di dapat $\frac{\in}{D} = 0{,}0006$

Dicari factor friksi dari fig125, G,G Brown hal 140 di dapat f = 0,0013

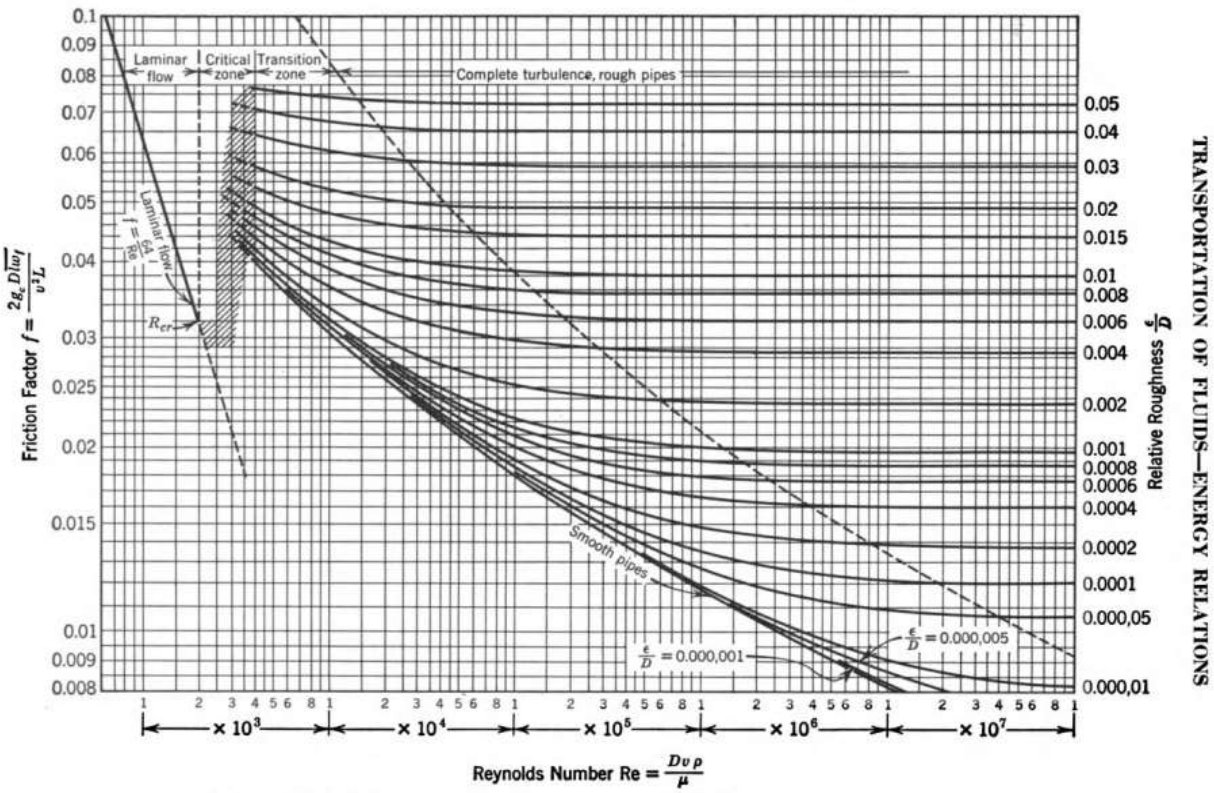



FIG. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[4]

Gambar 3. Hubungan antara Reynold dan faktor friksi

E. Merancang Pemipaan dan Fitting

Menghitung panjang ekuivalen dan panjang pipa dari brown fig,127 dengan ID =3,068 in

Tabel 1. Panjang ekuivalen dan panjang pipa pompa (P-01)

| *Equivalent length* | Jumlah | Le (ft) | Sig Le (ft) | Sig Le (m) |
|---|---|---|---|---|
| *sudden enlargement* | 1 | 10,5 | 10,5 | 3,200 |
| *sudden constraction* | 1 | 4,5 | 4,5 | 1,372 |
| *standart elbow* | 6 | 18 | 108 | 32,918 |
| *gate valve* | 1 | 70 | 70 | 21,336 |
| *standart tee* | 1 | 18 | 18 | 5,486 |
| *check valve* | 1 | 25 | 25 | 7,620 |
| Panjang *eqivalent* | | | 236 | 71,933 |

Panjang pipa lurus = 60 m

Panjang pipa equivalen = 71,933 m

Panjang pipa total = 131,933 m

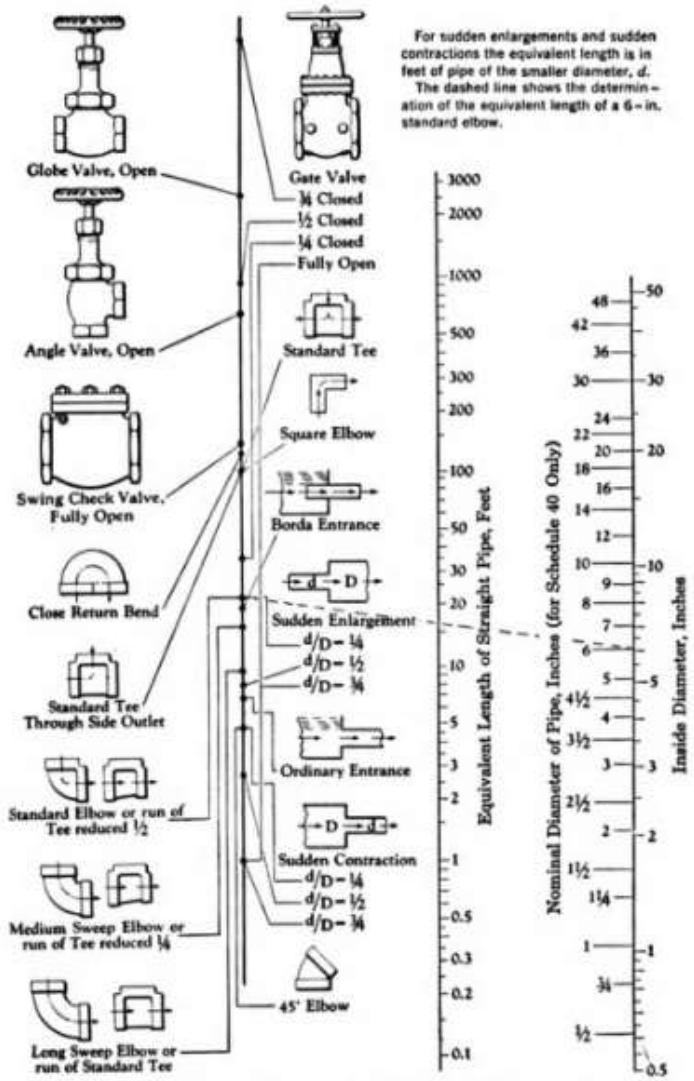



FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

## 3. Mengitung Head Pompa

Head Pompa dihitung dengan persamaaan Bernouli

$$\frac{P1}{\rho} + Z1 + \frac{V1^2}{2g} + Hf + Hman = \frac{P2}{\rho} + Z2 + \frac{V2^2}{2g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

*a. Pressure Head*

$$\mathrm{Hp} = \frac{(\mathrm{P2} - \mathrm{P1})}{\gamma}$$

$$\gamma = \rho \times \mathrm{g}$$

$$\gamma = 582{,}24\ \frac{\mathrm{kg}}{\mathrm{m}^3} \times 9{,}8 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}^2} = 5705{,}9977 \frac{\mathrm{N}}{\mathrm{m}^3}$$

$$\mathrm{Hp} = \frac{(15 - 6{,}4)\mathrm{atm} \times \frac{101325 \frac{\mathrm{N}}{\mathrm{s}^2}}{\mathrm{atm}}}{5705{,}9977 \frac{\mathrm{N}}{\mathrm{m}^3}} = 152{,}72\ \mathrm{m}$$

*b. Velocity Head*

$$\mathrm{Hv} = \frac{(\mathrm{V2}^2 - \mathrm{V1}^2)}{2\ \mathrm{g}}$$

$$\mathrm{Hv} = \frac{((0{,}8662 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}})^2 - (0{,}8662 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}})^2)}{2 \times 9{,}8 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}^2}} = 0$$

c. Static Head

$$Hs = Z2 - Z1$$

$$Hs = (10 - 1)\ m = 9\ m$$

*d. Friction Head*

$$\mathrm{Hf} = \frac{\mathrm{f} \times \mathrm{V}^2 \times (\mathrm{L} + \mathrm{Le})}{2 \times \mathrm{g} \times \mathrm{ID}}$$

$$\mathrm{Hf} = \frac{0{,}013 \times (0{,}8662 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}})^2 \times 131{,}933\ \mathrm{m}}{2 \times 9{,}8 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}^2} \times 0{,}07792\ \mathrm{m}}$$

$$\mathrm{Hf} = 0{,}0491\ \mathrm{m}$$

Total Head Pompa

H man = HP + HV + HS + HF

H man = 161,7647 m

**4. Menentukan Kecepatan Spesifik**

Berdasarkan gambar 5,10 Towler, G,K Sinnot, hal 245 didapatkan spesifikasi pompa, sebagai berikut:

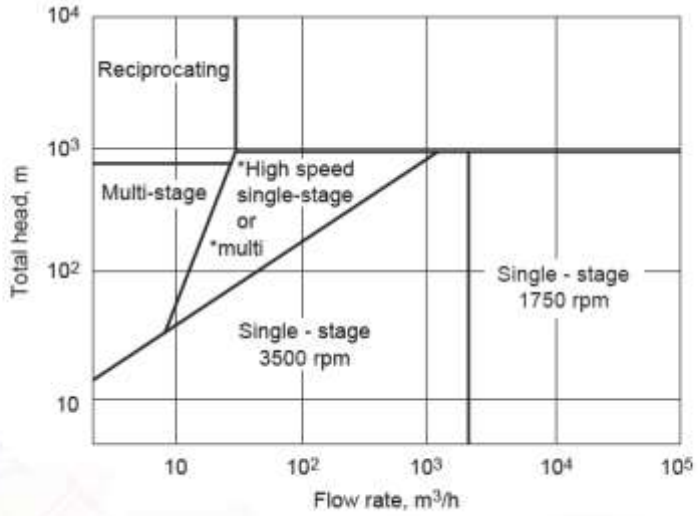



**Figure 5.10.** Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Gambar 4. *Centrifugal pump selectiom guide*

Jenis pompa : Single stage

Kecepatan : 3.500 rpm

$$Ns = \frac{n \times Q^{0,5}}{Hman^{0,75}}$$

Dengan :

Ns =Kecepatan Spesifik (rpm)

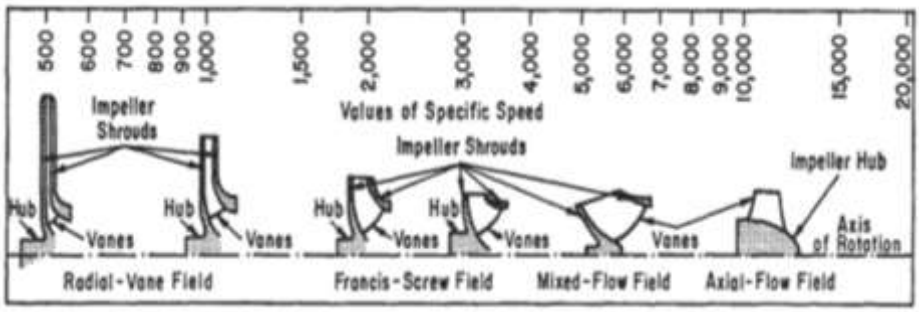
n = Putaran pompa (rpm)

Hman= Panjang Total Head Pompa (ft)

Q = Kecepatan Volume Cairan (gpm)

$$Ns = \frac{3.500 \text{ rpm} \times 66,8843 \text{ gpm}^{0,5}}{530,7502^{0,75}}$$

$$Ns = 258,8587 \text{ rpm}$$




Gambar 5. Tipe impeller dari nilai Ns

Dari nilai kecepatan spesifik digunakan impeller dengan tipe radial-vane field

## 5. Menentukan Brake Horse Power

Debit Cairan = 0,004124 $\frac{m^3}{s}$

Total Head Pompa = 161,7647 m

Effisiensi = 67% (fig, 10,63 hal 550 Peter Timmerhaus, 1991)

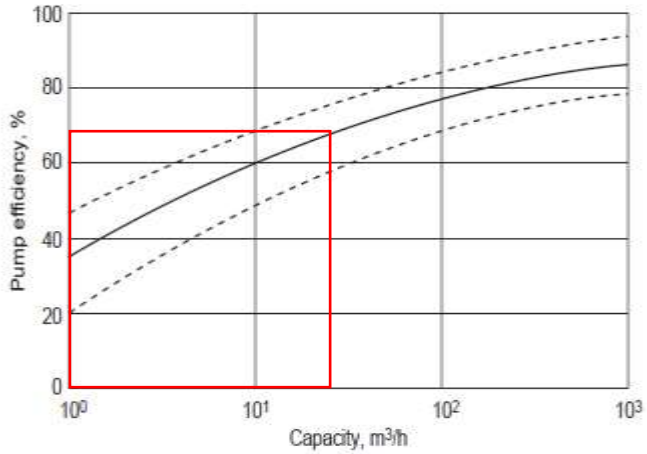



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Gambar 6. Efisiensi pompa sentrifugal

$BHP = \frac{Q\,H\,\rho}{eff}$ (persamaan 3-6 Ludwig vol 1 hal 130)

$$BHP = \frac{0{,}004124\ \frac{m^3}{s} \times\ 161{,}7652\ \text{m} \times 582{,}2446\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0{,}67}$$

$BHP$ =579,8155 kgm/s = 7,5955 hp

**Motor Penggerak**

Effisiensi motor dari fig 14,38 , Peter Timmerhaus = 87%

$$Power\ Motor = \frac{BHP}{eff}$$

$$Power\ Motor = \frac{7{,}5955}{0{,}87} = 8{,}7305\ Hp$$

Dipakai motor standard dengan daya 10 Hp

*Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

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.

**6. Net Positive Suction Head (NPSH)**

a. NPSH yang tersedia (NPSHa)

$NPSHa = \frac{P}{\rho} + H - \frac{Pf}{\rho} - \frac{Pv}{\rho}$ (pers 5,7 coulson third edition)

Dengan :

NPSH = Net Positive Suction Head (m)

P = tekanan diatas cairan dalam wadah umpan ($N/m^2$)

H = tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

ρ = densitas cairan pada suhu hisap pompa ($kg/m^3$)

Pv = tekanan uap cairan pada suction ($N/m^2$)

Pf = kehilangan tekanan pada pipa hisap ($N/m^2$)

Menghitung tekanan uap cairan pada suction (Pv)

Pada T = 303,15 K

Tabel 2. Nilai tekanan uap-cair pada *suction* (Pv)

| Komponen | Massa | Mol | yi | Po(mmhg) | Pv |
|---|---|---|---|---|---|
| i-Butene | 8.558,909 | 152,838 | 0,99 | 2.677,37097 | 2.650,597 |
| n-Butene | 86,454 | 1,54381 | 0,01 | 2.618,178612 | 26,182 |
| Jumlah | 8.645,363 | 154,381 | 1 | 5.295,549583 | 2.676,779 |

Pv = 2.676,779 mmHg = 3,522 atm = 35.6874,5222 N/m$^2$

Menghitung kehilangan tekanan pda pipa hisap (Pf)

$Pf = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$ (pers 5,3 coulson third edition)

Dengan

Pf = *Pressure drop in pipe* (N/m$^2$)

L = panjang pipa (m)

ID = *pipe inside* diameter (m)

V = *fluid velocity* (m/s)

f = *friction factor*

ρ = Densitas Fluida (kg/m$^3$)

$$Pf = 8 \times 0{,}0013 \times \left(\frac{131{,}933\ \text{m}}{0{,}07792\ \text{m}}\right) \times \left(\frac{582{,}2446\,\frac{\text{kg}}{\text{m3}} \times (0{,}8662\,\frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2}\right)$$

$$Pf = 3.846{,}5624\,\frac{\text{kg}}{\text{ms}^2} \times \frac{\text{N}}{\frac{\text{kgm}}{\text{s}^2}} = 3.846{,}5624\,\frac{\text{N}}{\text{m}^2}$$

P = 6,4 atm = 64.8480 N/m$^2$

H = 10 m

$$\text{NPSHa} = \frac{648.480}{582{,}25\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} x\ 9{,}8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 10\text{m} - \frac{3.846{,}5624}{582{,}25\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} x\ 9{,}8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - \frac{356.874{,}5222}{582{,}25\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} x\ 9{,}8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$\text{NPSHa} = 60{,}4309$$

b. Menentukan NPSH

NPSH yang diperlukan dihitung dengan

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{\text{N}}{1.200}\right)^{\frac{4}{5}} \times \text{Q}^{\frac{2}{3}}$$

Dengan

N = Kecepatan Putaran (rpm)

Q = Kecepatan Volume Cairan (m3/menit)

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{3.500}{1.200}\right)^{\frac{4}{5}} \times 02474^{\frac{2}{3}}$$

$$\text{NPSHr} = 0{,}92378\ \text{m}$$

$NPSHa >$ NPSHr

NPSHa yang tersedia lebih besar dari NPSH yang diperlukan, maka tidak terjadi kavitasi

RANGKUMAN

POMPA 1 (P-01)

Tugas : Untuk mengalirkan bahan baku dari tangki penyimpanan Isobutena (T-01) ke Reaktor (R-01) sebanyak 8645,36 kg/jam dan menaikkan tekanan dari 1 atm sampai 15 atm,

Jenis : *Pompa single stage*

Pemilihan pipa :

- NPS = 3 in
- ID = 3,068 in
- OD = 3,5 in
- Sch no, = 40
- Ap = 7,38 $in^2$

Panjang pipa total : 131,933 m

Head Pompa Total : 161,7647 m

Kecepatan putar : 3.500 rpm

BHP : 7,5955 hp

Effisiensi motor : 87%

Daya motor standard : 10 Hp

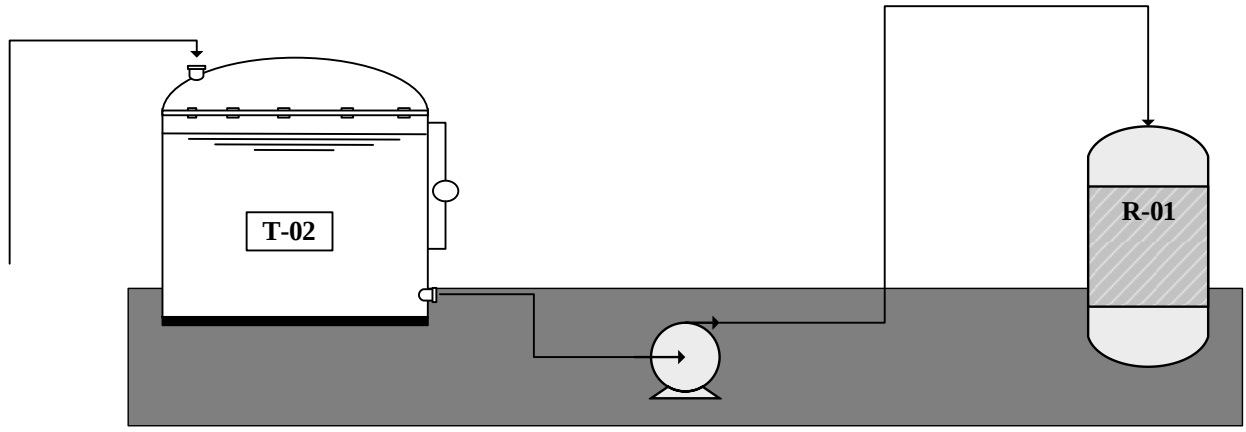
Jenis Impeller : *tipe radial-vane field*

POMPA (P-02)

Tugas : Untuk mengalirkan bahan baku CH3OH sebanyak 4.898,15 Kg/jam dari Tangki-01 (T-02) ke Reaktor-01 (R-01) dan menaikan tekanan dari 1 atm ke 15 atm,

Jenis : Pompa Single Stage

Sketsa :




Gambar 7. Sistem aliran pompa (P-02)

Data :

Suhu fluida : 30 $^{o}$C

Tekanan : 1 atm

Densitas fluida : 730,28 kg/m$^3$

Viskositas : 0,13261 cp : 0,00013261 kg/ms

Kecepatan Massa Aliran : 4.898,15 kg/jam

**1. Menentukan titik pemompaan**

Titik 1 suction

Titik Suction head : 1 m

Tekanan Suction head : 1 atm

Titik 2 discharge

Tinggi discharge head : 10 m

Tekanan discharge head : 15 atm

**2. Pemilihan Pipa**

a. Diameter Pipa Optimum

Digunakan pipa *stainless stell* dengan diameter optimum

$D_{opt} = 0{,}363 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$

(Pers 15 Peter & Timmerhaus)

Dengan :

Dopt = Diameter Optimum (m)

Q = Kecepatan Volume Cairan ($m^3/s$)

ρ = Densitas campuran ($kg/m^3$)

$$Q = \frac{4.988{,}15 \ \text{kg/jam}}{730{,}28 \ \text{kg/m}^3} = 8{,}412 \ \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0{,}00233 \ \frac{\text{m}^3}{\text{s}} = 37{,}8929 \ \text{gpm}$$

$$D_{opt} = 0{,}636 \times 0{,}00233^{0{,}45} \times 582{,}26^{0{,}13}$$

$$D_{opt} = 0{,}0543 \ \text{m} = 2{,}14 \ \text{in}$$

b. Pemilihan Pipa Standar

Pipa standar dipilih berdasarkan table 11 kern, di dapatkan:

NPS = 2,5 in

ID = 2,469 in = 0,06271 m

OD = 2,88 in

Sch no, = 40

Ap = 4,79 $in^2$ = 0,0031 $m^2$

Kecepatan aliran linier dalam pipa

$$V = \frac{Q}{Ap}$$

$$V = \frac{8{,}412 \ \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}}{0{,}0031 \ \text{m}^2} = 2.722{,}124202 \frac{\text{m}}{\text{jam}} = 0{,}7561 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

c. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho \ v \ ID}{\mu}$$

$$Re = \frac{730{,}28\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0{,}7561 \frac{m}{s} \times 006271\ m}{0{,}0001326 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$Re = 208.217{,}5204$

d. Bahan Konstruksi pipa :

Dipilih bahan pipa dari commercial steel dengan ID = 2,469 in, sehingga $\frac{\in}{D}$ (kekasaran relative) dapat didapat dari fig 126 G,G, Brown hal 141

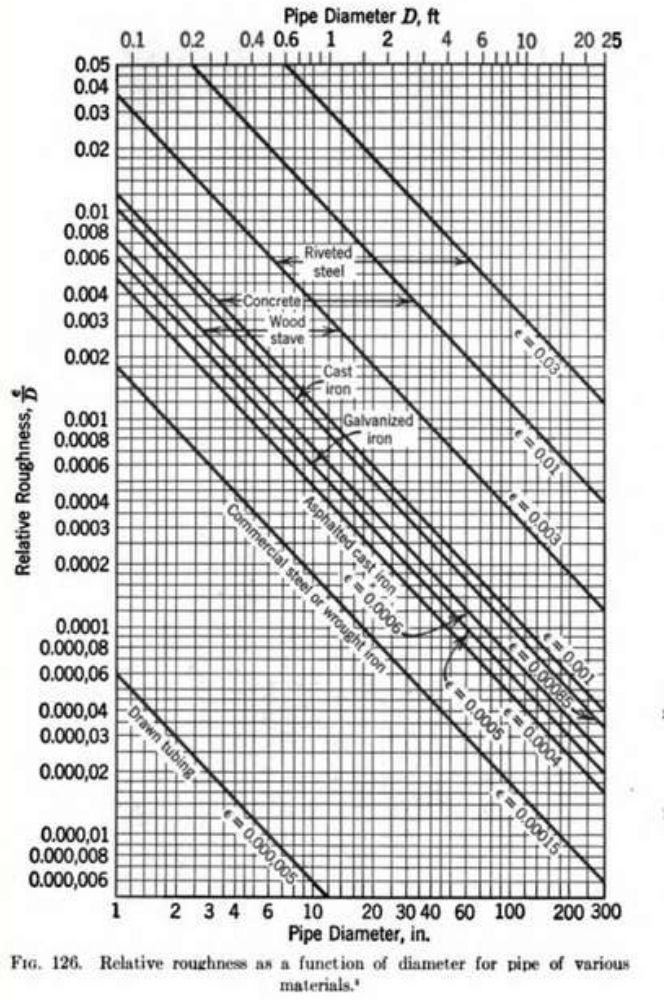



FIG. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[4]

Gambar 8. Grafik antara diameter pipa dan *relative roughness*

Maka di dapat $\frac{\in}{D} = 0{,}0004$

Dicari factor friksi dari fig125, G,G Brown hal 140 di dapat f = 0,028

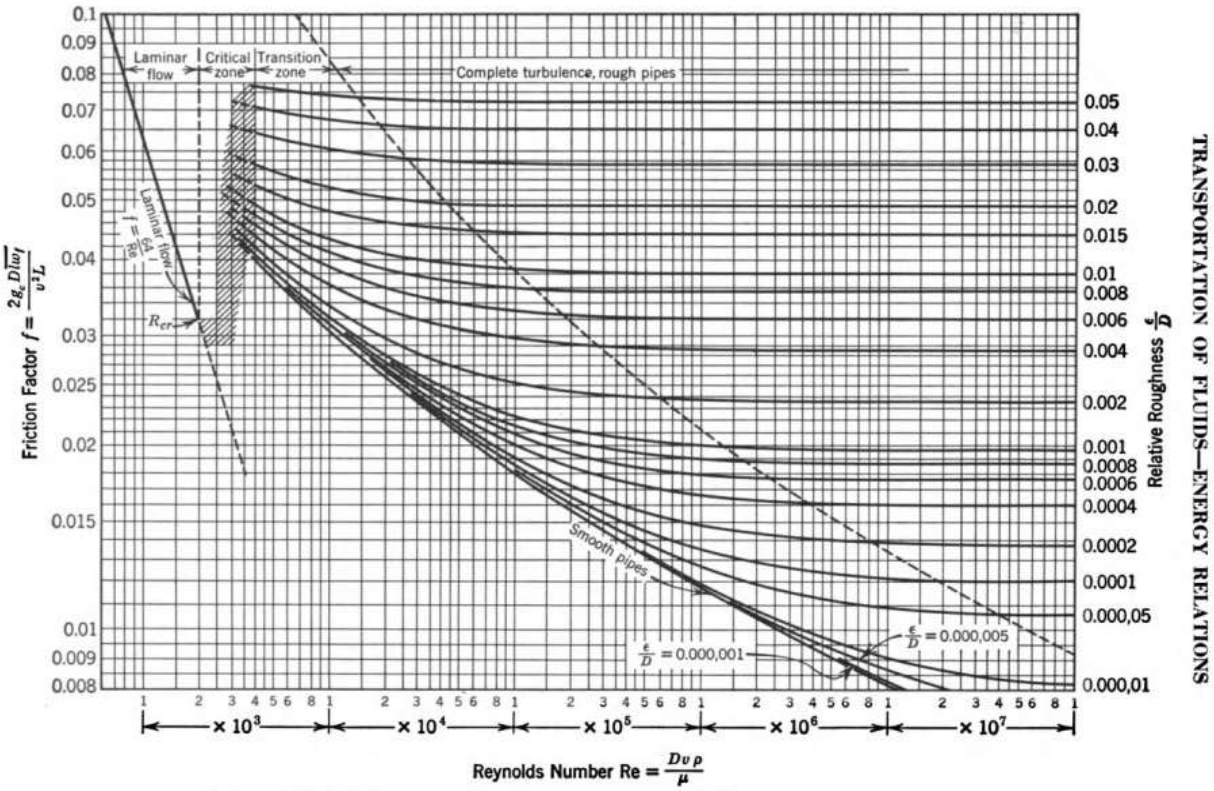



FIG. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[4]

Gamba 9. Grafik antara Reynold dan faktor friksi

e. Merancang Pemipaan dan Fitting

Menghitung panjang ekuivalen dan panjang pipa dari brown fig,127 dengan ID = 2,469 in

Tabel 3. Panjang ekuivalen dan panjang pipa

| *Equivalent length* | Jumlah | Le (ft) | Sig Le (ft) | Sig Le (m) |
|---|---|---|---|---|
| *sudden enlargement* | 1 | 5,2 | 5,2 | 1,585 |
| *sudden constraction* | 1 | 3 | 3 | 0,914 |
| *standart elbow* | 6 | 9 | 54 | 16,459 |
| *gate valve* | 1 | 49 | 49 | 14,935 |
| *standart tee* | 1 | 9 | 9 | 2,743 |
| *check valve* | 1 | 18 | 18 | 5,486 |
| Panjang *eqivalent* | | | 138,2 | 42,123 |

Panjang pipa lurus = 60 m

Panjang pipa equivalen = 42,123 m

Panjang pipa total = 102,123 m

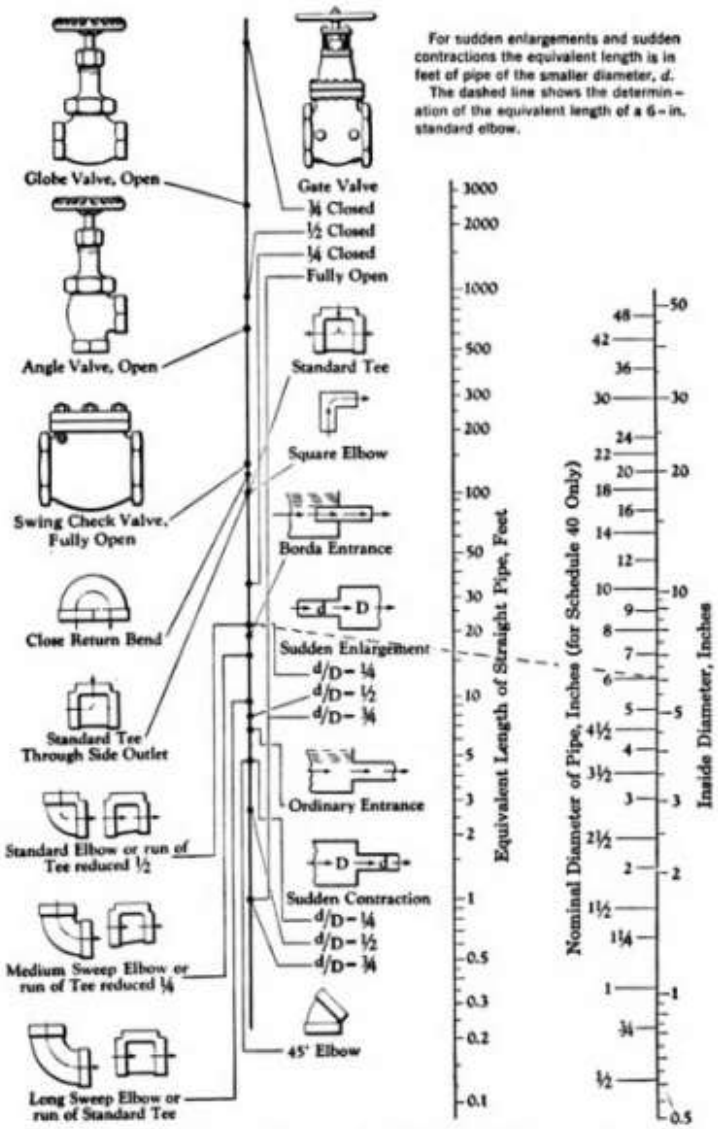



FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

## 3. Mengitung Head Pompa

Head Pompa dihitung dengan persamaaan Bernouli

$$\frac{P1}{\rho} + Z1 + \frac{V1^2}{2\,g} + Hf + Hman = \frac{P2}{\rho} + Z2 + \frac{V2^2}{2\,g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\mathrm{Hp} = \frac{(\mathrm{P2} - \mathrm{P1})}{\gamma}$$

$$\gamma = \rho \times \mathrm{g}$$

$$\gamma = 730{,}28\ \frac{\mathrm{kg}}{\mathrm{m}^3} \times 9{,}8 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}^2} = 5.706{,}195243 \frac{\mathrm{N}}{\mathrm{m}^3}$$

$$\mathrm{Hp} = \frac{(15 - 1)\mathrm{atm} \times \frac{101.325 \frac{\mathrm{N}}{\mathrm{m}^2}}{\mathrm{atm}}}{5.706{,}195243 \frac{\mathrm{N}}{\mathrm{m}^2}} = 248{,}598\ \mathrm{m}$$

*b. Velocity Head*

$$\mathrm{Hv} = \frac{(\mathrm{V2}^2 - \mathrm{V1}^2)}{2\ \mathrm{g}}$$

$$\mathrm{Hv} = \frac{((0{,}7561 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}})^2 - (0{,}7561 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}})^2)}{2 \times 9{,}8 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}^2}} = 0$$

*c. Static Head*

$$Hs = Z2 - Z1$$

$$Hs = 10 - 1 = 9\ m$$

*d. Friction Head*

$$\mathrm{Hf} = \frac{\mathrm{f} \times \mathrm{V}^2 \times (\mathrm{L} + \mathrm{Le})}{2 \times \mathrm{g} \times \mathrm{ID}}$$

$$\mathrm{Hf} = \frac{0{,}028 \times (0{,}7561 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}})^2 \times 102{,}123\ \mathrm{m}}{2 \times 9{,}8 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}^2} \times 0{,}06271\ \mathrm{m}}$$

$$Hf = 0{,}5024\ m$$

Total Head Pompa

H man = HP + HV + HS + HF

H man = 258,1006 m = 846,8281 ft

**4. Menentukan Kecepatan Spesifik**

Berdasarkan gambar 5,10 Towler, G,K Sinnot, hal 245 didapatkan spesifikasi pompa, sebagai berikut:

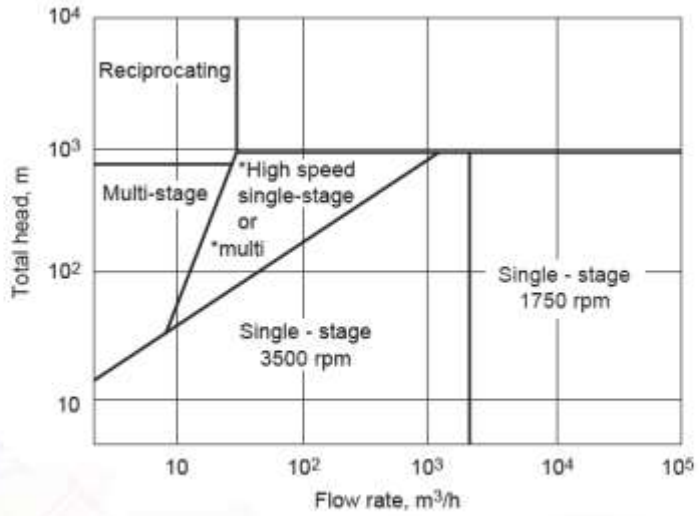



**Figure 5.10.** Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Gambar 10. *Centrifugal pump selection guide*

Jenis pompa : Single stage

Kecepatan : 3.500 rpm

$$Ns = \frac{n \times Q^{0,5}}{Hman^{0,75}}$$

Dengan :

Ns =Kecepatan Spesifik (rpm)

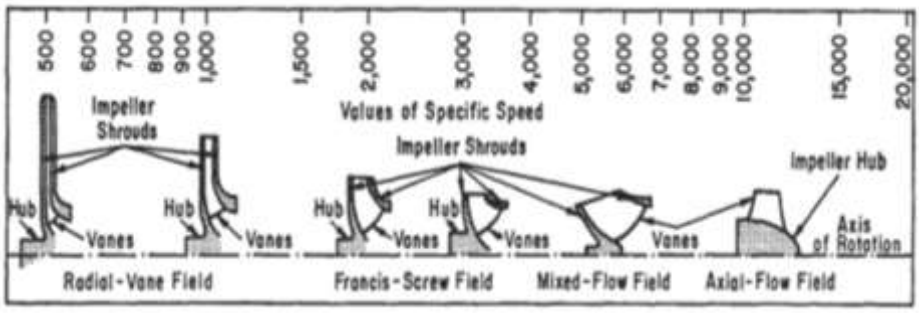
n = Putaran pompa (rpm)

Hman= Panjang Total Head Pompa (ft)

Q = Kecepatan Volume Cairan (gpm)

$$Ns = \frac{3.500\ \text{rpm} \times 37,8929\ \text{gpm}^{0,5}}{846,8281\ \text{ft}^{0,75}}$$

$$Ns = 137,2464\ \text{rpm}$$




Gambar 11. Tipe impeller

Dari nilai kecepatan spesifik digunakan impeller dengan tipe radial vane field,

**5. Menentukan Brake Horse Power**

Debit Cairan = 8,4122 $\frac{m^3}{jam}$ = 0,00233 $\frac{m^3}{s}$

Total Head Pompa = 258,1006 m

Effisiensi = 67 % (fig, 10,63 hal 550 Peter Timmerhaus, 1991)

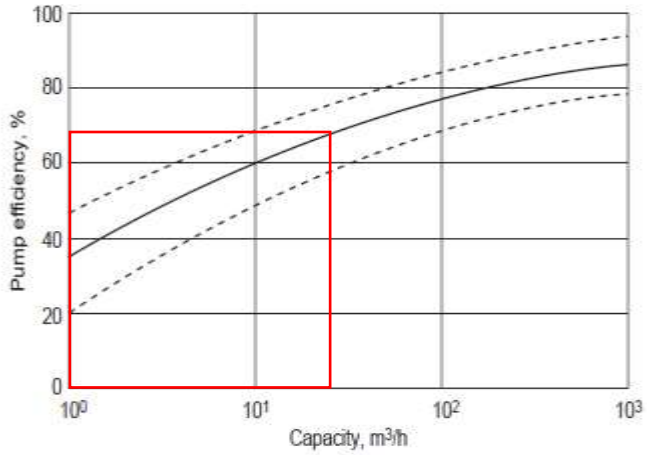



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Gambar 12. Efisiensi pompa sentrifugal

$BHP = \frac{Q\,H\,\rho}{eff}$ (persamaan 3-6 Ludwig vol 1 hal 130)

$$BHP = \frac{0{,}00233\ \frac{m^3}{s} \times 258{,}1006\ \text{m} \times 582{,}26\ \frac{\text{kg}}{\text{m3}}}{0{,}67}$$

$BHP$ = 524,1361 kgm/s = 6,8662 hp

**Motor Penggerak**

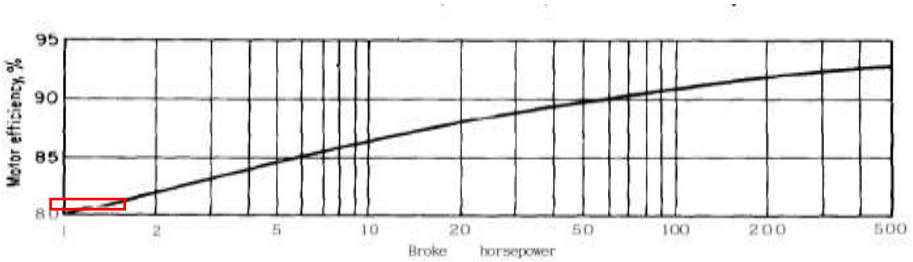



FIGURE 1438

Gambar 13. Penggerak efisiensi motor

Effisiensi motor dari fig 14,38 , Peter Timmerhaus = 87 %

$$Power\ Motor = \frac{BHP}{eff}$$

$$Power\ Motor = \frac{6{,}8662}{0{,}87} = 7{,}8921\ Hp$$

Dipakai motor standard dengan daya 10 Hp

*Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

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.

**6. Net Positive Suction Head (NPSH)**

a. NPSH yang tersedia (NPSHa)

$NPSHa = \frac{P}{\rho} + H - \frac{Pf}{\rho} - \frac{Pv}{\rho}$ (pers 5,7 coulson third edition)

Dengan :

NPSH = Net Positive Suction Head (m)

P = tekanan diatas cairan dalam wadah umpan ($Kg/m^2$)

H = tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

ρ = densitas cairan pada suhu hisap pompa ($kg/m^3$)

Pv = tekanan uap cairan pada suction ($kg/m^2$)

Pf = kehilangan tekanan pada pipa hisap ($kg/m^2$)

Menghitung tekanan uap cairan pada suction (Pv)

Pada T = 303,15 K

Tabel 4. Tekanan uap-cair pada suction (Pv)

| Komponen | Massa | Mol | yi | Po(mmhg) | Pv |
|---|---|---|---|---|---|
| CH3OH | 4.890,805 | 152,838 | 0,997336441 | 163,0221576 | 162,588 |
| H2O | 7,347 | 0,40818 | 0,002663559 | 31,86489945 | 0,085 |
| Jumlah | 4.898,153 | 153,246 | 1 | 194,887057 | 162,673 |

Pv = 162,673 mmHg = 0,2140 atm = 21.687,82464 N/$m^2$

Menghitung kehilangan tekanan pda pipa hisap (Pf)

$Pf = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$ (pers 5,3 coulson third edition)

Dengan

Pf = Pressure drop in pipe (kg/$m^2$)

L = panjang pipa (m)

ID = pipe inside diameter (m)

V = fluid velocity (m/s)

f = friction factor

ρ = Densitas Fluida (kg/$m^3$)

$$Pf = 8 \times 0{,}028 \times \left(\frac{102{,}123\ \text{m}}{0{,}06271\ \text{m}}\right) \times \left(\frac{730{,}28\frac{\text{kg}}{\text{m3}} \times (0{,}7561\frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2}\right)$$

$$Pf = 48.411{,}9437\frac{\text{N}}{\text{m}^2}$$

P = 1 atm = 101325 kg/$m^2$

H = 10 m

$$\text{NPSHa} = \frac{\text{P}}{\rho} + \text{H} - \frac{\text{Pf}}{\rho} - \frac{\text{Pv}}{\rho}$$

$$\text{NPSHa} = \frac{101.325\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^2}}{730{,}28\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} x\ 9{,}8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 10\ \text{m} - \frac{48.411{,}9437 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2}}{730{,}28\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} x\ 9{,}8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - \frac{21.687{,}9264 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2}}{730{,}28\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} x\ 9{,}8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$\text{NPSHa} = 143631\ \text{m}$$

b. Menghitung NPSHr

NPSH yang diperlukan dihitung dengan

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{\text{N}}{1.200}\right)^{\frac{4}{5}} \times \text{Q}^{\frac{2}{3}}$$

Dengan

N = Kecepatan Putaran (rpm)

Q = Kecepatan Volume Cairan (m3/menit)

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{3.500}{1.200}\right)^{\frac{4}{5}} \times 0{,}1402^{\frac{2}{3}}$$

$$\text{NPSHr} = 0{,}6313\ \text{m}$$

$$NPSHa > \text{NPSHr}$$

NPSHa yang tersedia lebih besar dari NPSH yang diperlukan, maka tidak terjadi kavitasi

KESIMPULAN POMPA 2 (P-02)

Tugas : Untuk mengalirkan bahan baku Metanol sebanyak 4.898,15 kg/jam dari Tangki (T-01) ke Reaktor (R-01),

Jenis : Pompa *single stage*

Pemilihan pipa :

- NPS = 2,5 in
- ID = 2,468 in
- OD = 2,5 in
- Sch no, = 40
- Ap = 4,79 $in^2$ = 0,0031 $m^2$

Panjang pipa total : 102,123 m

Head Pompa Total : 258,1006 m = 846,8283 ft

Kecepatan putar : 3.500 rpm

BHP : 6,8662 hp

Effisiensi motor : 87%

Daya motor standard : 10 Hp

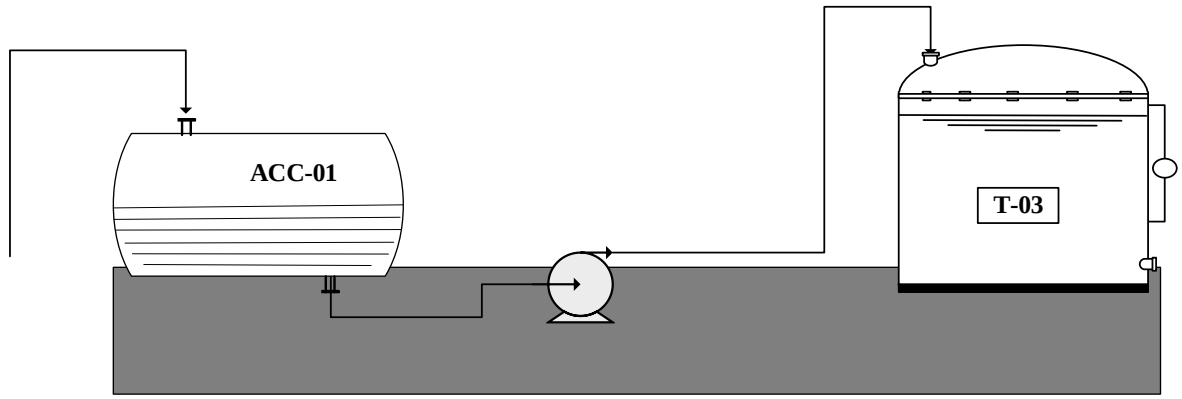
Jenis Impeller : tipe *radial vane field*

POMPA (P-03)

Tugas : Untuk mengalirkan Produk MTBE sebanyak 12.626,26 kg/jam dari hasil atas Menara Distilasi (MD-01) ke Tangki (T-03),

Jenis : Pompa Single Stage

Sketsa :




Gambar 14. Sistem aliran pompa (P-03)

Data :

Suhu fluida : 55,75 $^{o}$C

Tekanan : 1 atm

Densitas fluida : 671,81 kg/m$^3$

Viskositas : 0,2513 cp : 0,000251 kg/ms

Kecepatan Massa Aliran : 12.626,26 kg/jam

**1. Menentukan titik pemompaan**

Titik 1 suction

Titik Suction head : 1 m

Tekanan Suction head : 1 atm

Titik 2 discharge

Tinggi discharge head : 6 m

Tekanan discharge head : 1,1 atm

**2. Pemilihan Pipa**

a. Diameter Pipa Optimum

Digunakan pipa *stainless stell* dengan diameter optimum

$D_{opt} = 0{,}363 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$

(Pers 15 Peter & Timmerhaus)

Dengan :

Dopt = Diameter Optimum (m)

Q = Kecepatan Volume Cairan ($m^3/s$)

ρ = Densitas campuran ($kg/m^3$)

$$Q = \frac{12.626{,}26 \text{ kg/jam}}{671{,}81 \text{ kg/m}^3} = 18{,}7944 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0{,}00522 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} = 84{,}6593 \text{ gpm}$$

$$D_{opt} = 0{,}0363 \times 0{,}00522^{0{,}45} \times 671{,}81^{0{,}13}$$

$$D_{opt} = 0{,}0863 \text{ m} = 3{,}1303 \text{ in}$$

b. Pemilihan Pipa Standar

Pipa standar dipilih berdasarkan table 11 kern, di dapatkan:

NPS = 4 in

ID = 4,026 in = 0,102261 m

OD = 4,5 in

Sch no, = 40

Ap = 12,7 $in^2$ = 0,0082 $m^2$

Kecepatan aliran linier dalam pipa

$$V = \frac{Q}{Ap}$$

$$V = \frac{18{,}7944 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}}{0{,}0082 \text{ m}^2} = 2.293{,}8022 \frac{\text{m}}{\text{jam}} = 0{,}6372 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

c. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho \, v \, ID}{\mu}$$

$$Re = \frac{671{,}8105\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0{,}6372 \frac{m}{s} \times 0{,}1023\ m}{0{,}0002512 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$Re = 209.149$$

d. Bahan Konstruksi pipa :

Dipilih bahan pipa dari commercial steel dengan ID = 4,026 in, sehingga $\frac{\in}{D}$ (kekasaran relative) dapat didapat dari fig 126 G,G, Brown hal 141

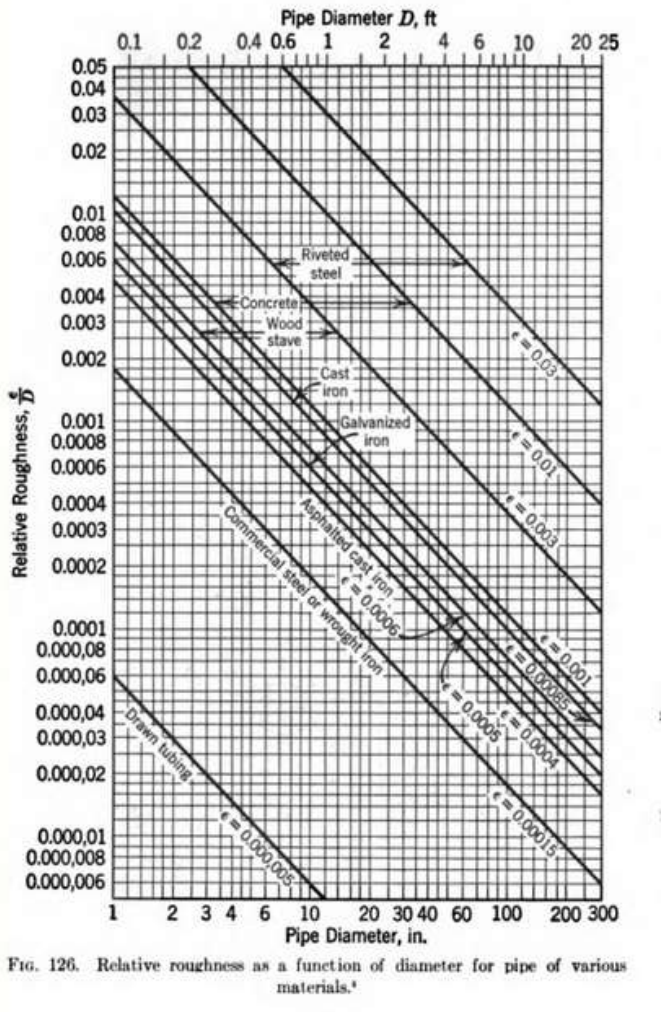



FIG. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[4]

Gambar 15. Grafik antara diameter pipa dan *relative roughness*

Maka di dapat $\frac{\in}{D} = 0{,}0004$

Dicari factor friksi dari fig125, G,G Brown hal 140 di dapat f = 0,0014

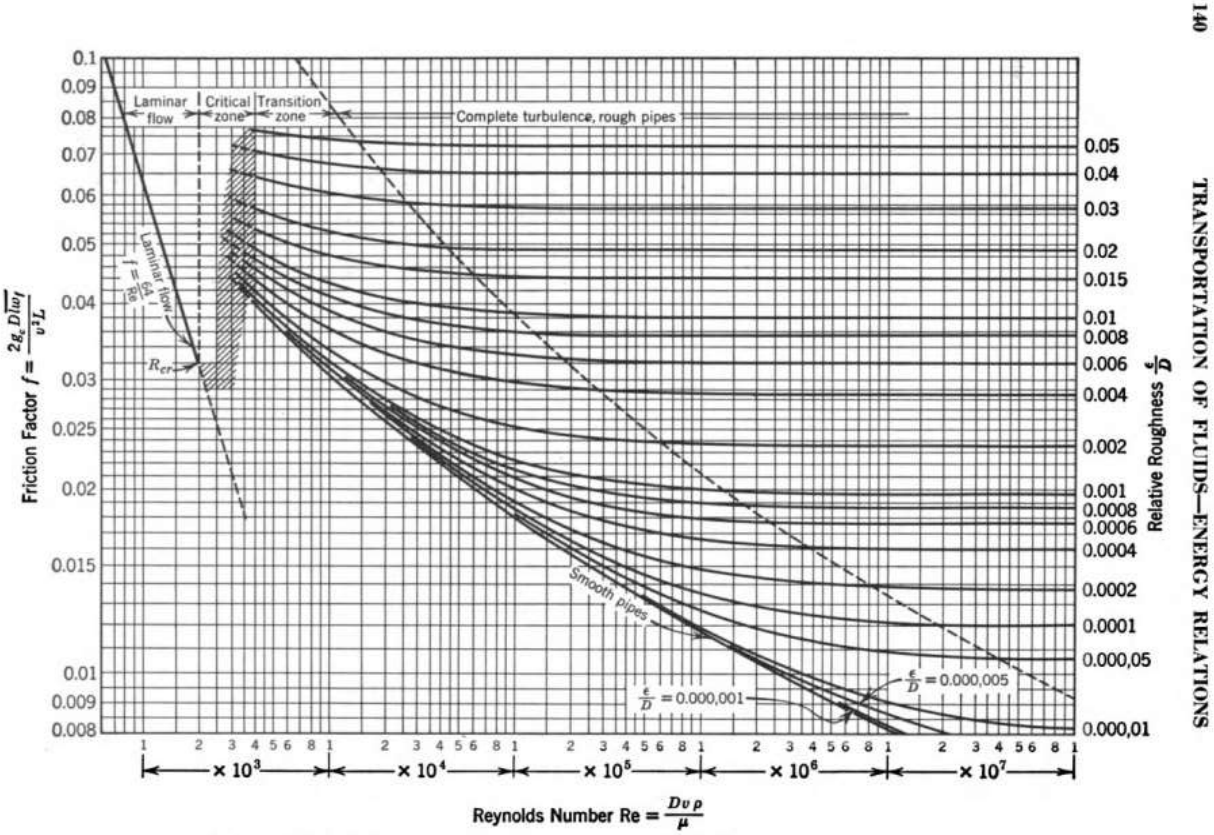



Fig. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[4]

Gambar 16. Grafik antara Reynold dan faktor friksi

e. Merancang Pemipaan dan Fitting

Menghitung panjang ekuivalen dan panjang pipa dari brown fig,127 dengan ID = 4,026 in

Tabel 5. Panjang ekuivalen dan panjang pipa

| *Equivalent length* | Jumlah | Le (ft) | Sig Le (ft) | Sig Le (m) |
|---|---|---|---|---|
| *sudden enlargement* | 1 | 6,2 | 6,2 | 1,890 |
| *sudden constraction* | 1 | 3,5 | 3,5 | 1,067 |
| *standart elbow* | 8 | 9 | 72 | 21,946 |
| *gate valve* | 1 | 70 | 70 | 21,336 |
| *check valve* | 1 | 25 | 25 | 7,620 |
| Panjang *eqivalent* | | | 176,7 | 53,858 |

Panjang pipa lurus = 30 m

Panjang pipa equivalen = 53,858 m

Panjang pipa total = 83,858 m

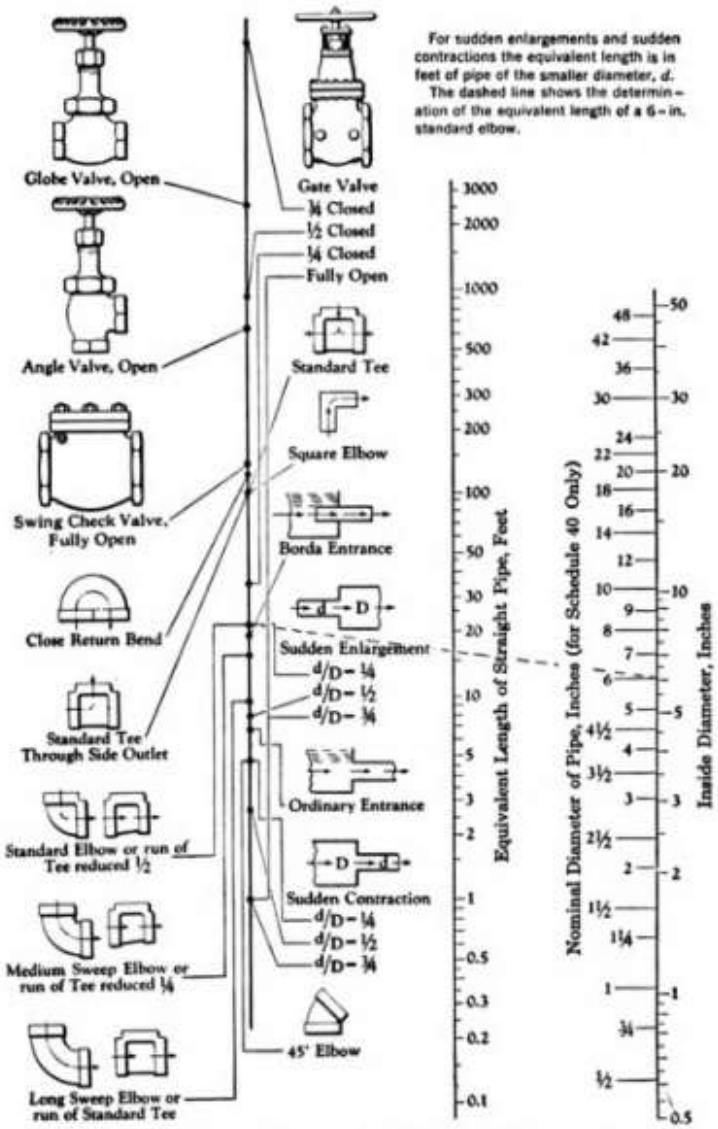



FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

## 3. Mengitung Head Pompa

Head Pompa dihitung dengan persamaaan Bernouli

$$\frac{P1}{\rho} + Z1 + \frac{V1^2}{2\,g} + Hf + Hman = \frac{P2}{\rho} + Z2 + \frac{V2^2}{2\,g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\mathrm{Hp} = \frac{(\mathrm{P2} - \mathrm{P1})}{\gamma}$$

$$\gamma = \rho \times \mathrm{g}$$

$$\gamma = 671{,}8105\ \frac{\mathrm{kg}}{\mathrm{m}^3} \times 9{,}8 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}^2} = 6.583{,}7435 \frac{\mathrm{N}}{\mathrm{m}^3}$$

$$\mathrm{Hp} = \frac{(1{,}1 - 2{,}2)\mathrm{atm} \times \frac{101.325 \frac{\mathrm{N}}{\mathrm{m}^2}}{\mathrm{atm}}}{6.583{,}7435 \frac{\mathrm{N}}{\mathrm{m}^2}} = 16{,}9291\ \mathrm{m}$$

*b. Velocity Head*

$$\mathrm{Hv} = \frac{(\mathrm{V2}^2 - \mathrm{V1}^2)}{2\ \mathrm{g}}$$

$$\mathrm{Hv} = \frac{(0{,}6372 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}})^2 - (0{,}6372 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}})^2)}{2 \times 9{,}8 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}^2}} = 0$$

*c. Static Head*

$$Hs = Z2 - Z1$$

$$Hs = 5 - 1 = 4\ m$$

*d. Friction Head*

$$\mathrm{Hf} = \frac{\mathrm{f} \times \mathrm{V}^2 \times (\mathrm{L} + \mathrm{Le})}{2 \times \mathrm{g} \times \mathrm{ID}}$$

$$\mathrm{Hf} = \frac{0{,}0014 \times (0{,}6372 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}})^2 \times 83{,}858\ \mathrm{m}}{2 \times 9{,}8 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}^2} \times 0{,}1023\ \mathrm{m}}$$

$$Hf = 0{,}0344\ m$$

Total Head Pompa

H man = HP + HV + HS + HF

H man = 6,5734 m = 21,5674 ft

**4. Menentukan Kecepatan Spesifik**

Berdasarkan gambar 5,10 Towler, G,K Sinnot, hal 245 didapatkan spesifikasi pompa, sebagai berikut:

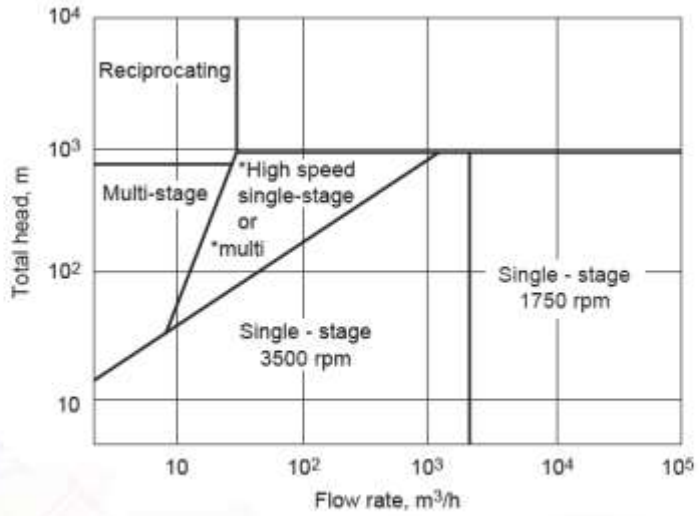



**Figure 5.10.** Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Gambar 17. *Centrifugal pump selection guide*

Jenis pompa : Single stage

Kecepatan : 3.500 rpm

$$Ns = \frac{n \times Q^{0,5}}{Hman^{0,75}}$$

Dengan :

Ns =Kecepatan Spesifik (rpm)

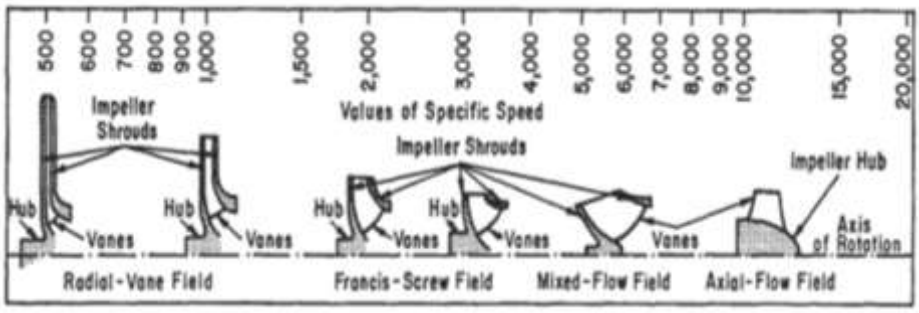
n = Putaran pompa (rpm)

Hman= Panjang Total Head Pompa (ft)

Q = Kecepatan Volume Cairan (gpm)

$$Ns = \frac{3.500\ \text{rpm} \times 84,6594\ \text{gpm}^{0,5}}{21,5329\ \text{ft}^{0,75}}$$

$$Ns = 3.221,6547\ \text{rpm}$$




Gambar 18. Tipe impeller

Dari nilai kecepatan spesifik digunakan impeller dengan tipe francis screw field,

**5. Menentukan Brake Horse Power**

Debit Cairan = 18,7944 $\frac{m^3}{jam}$ = 0,00522 $\frac{m^3}{s}$

Total Head Pompa = 6,5629 m

Effisiensi = 67 % (fig, 10,63 hal 550 Peter Timmerhaus, 1991)

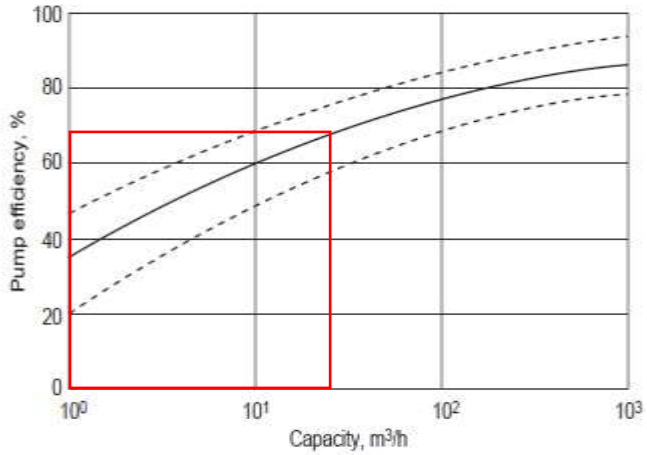



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Gambar 20. Efisiensi pompa sentrifugal

$BHP = \frac{Q\,H\,\rho}{eff}$ (persamaan 3-6 Ludwig vol 1 hal 130)

$$BHP = \frac{0{,}00522\ \frac{m^3}{s} \times 6{,}5629\ \text{m} \times 671{,}8105\ \frac{\text{kg}}{\text{m3}}}{0{,}67}$$

$BHP$ = 34,3553 kgm/s = 0,45 hp

**Motor Penggerak**

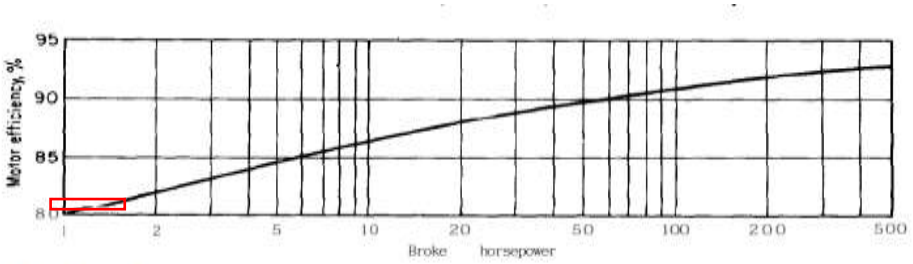



FIGURE 1438

Gambar 21. Penggerak efisiensi motor

Effisiensi motor dari fig 14,38 , Peter Timmerhaus = 80 %

$$Power\ Motor = \frac{BHP}{eff}$$

$$Power\ Motor = \frac{0{,}45}{0{,}80} = 0{,}562\ Hp$$

Dipakai motor standard dengan daya 0,75 Hp

*Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

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.

**6.** Net Positive Suction Head (NPSH)

a. NPSH yang tersedia (NPSHa)

$NPSHa = \frac{P}{\rho} + H - \frac{Pf}{\rho} - \frac{Pv}{\rho}$ (pers 5,7 coulson third edition)

Dengan :

NPSH = Net Positive Suction Head (m)

P = tekanan diatas cairan dalam wadah umpan ($Kg/m^2$)

H = tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

ρ = densitas cairan pada suhu hisap pompa ($kg/m^3$)

Pv = tekanan uap cairan pada suction ($kg/m^2$)

Pf = kehilangan tekanan pada pipa hisap ($kg/m^2$)

Menghitung tekanan uap cairan pada suction (Pv)

Pada T = 328,9 K

Tabel 6. Tekanan uap-cair pada suction (Pv)

| Komponen | Massa | Mol | yi | Po(mmhg) | Pv |
|---|---|---|---|---|---|
| (CH3)3COCH3 | 12.373,737 | 140,611 | 0,94685 | 773,1616842 | 732,067 |
| CH3OH | 252,452 | 7,8891 | 0,05312 | 531,9205536 | 28,258 |
| H2O | 0,073 | 0,00408 | 2,7E-05 | 122,5299437 | 0,003 |
| Jumlah | 12.626,263 | 178,295 | 0,05315 | 1427,612181 | 760,328 |

Pv = 760,328 mmHg = 1,0004 atm = 101.368,7441 N/$m^2$

Menghitung kehilangan tekanan pda pipa hisap (Pf)

$Pf = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$ (pers 5,3 coulson third edition)

Dengan

Pf = Pressure drop in pipe (kg/$m^2$)

L = panjang pipa (m)

ID = pipe inside diameter (m)

V = fluid velocity (m/s)

f = friction factor

ρ = Densitas Fluida (kg/$m^3$)

$$Pf = 8 \times 0{,}0014 \times \left(\frac{83{,}858\ \text{m}}{0{,}10226\ \text{m}}\right) \times \left(\frac{671{,}8105\ \frac{\text{kg}}{\text{m3}} \times (0{,}6372\ \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2}\right)$$

$$Pf = 1.252{,}5029\ \frac{\text{N}}{\text{m}^2}$$

P = 1 atm = 101325 kg/$m^2$

H = 6 m

$$\text{NPSHa} = \frac{\text{P}}{\rho} + \text{H} - \frac{\text{Pf}}{\rho} - \frac{\text{Pv}}{\rho}$$

$$\text{NPSHa} = \frac{101325\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^2}}{671{,}81\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\ x\ 9{,}8\frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 6\ \text{m} - \frac{1.252{,}5029\frac{\text{kg}}{\text{m}^2}}{671{,}81\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\ x\ 9{,}8\frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - \frac{101368{,}7441\frac{\text{kg}}{\text{m}^2}}{671{,}81\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\ x\ 9{,}8\frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$\text{NPSHa} = 5{,}8031\ \text{m}$$

b. Menghitung NPSHr

NPSH yang diperlukan dihitung dengan

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{\text{N}}{1.200}\right)^{\frac{4}{5}} \times \text{Q}^{\frac{2}{3}}$$

Dengan

N = Kecepatan Putaran (rpm)

Q = Kecepatan Volume Cairan (m3/menit)

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{3.500}{1.200}\right)^{\frac{4}{5}} \times 0{,}3132^{\frac{2}{3}}$$

$$\text{NPSHr} = 1{,}0818\ \text{m}$$

$$NPSHa > \text{NPSHr}$$

NPSHa yang tersedia lebih besar dari NPSH yang diperlukan, maka tidak terjadi kavitasi

KESIMPULAN POMPA 3 (P-03)

Tugas : Untuk mengalirkan Produk MTBE sebanyak 5159,16 kg/jam dari hasil atas Menara Distilasi (MD-01) ke Tangki (T-03),

Jenis : Pompa *single stage*

Pemilihan pipa :

- NPS = 4 in
- ID = 4,026 in = 0,102261 m
- OD = 4,5 in
- Sch no, = 40
- Ap = 12,7 $in^2$ = 0,0082 $m^2$

Panjang pipa total : 83,858 m

Head Pompa Total : 6,5629 m = 21,5329 ft

Kecepatan putar : 3.500 rpm

BHP : 0,45 hp

Effisiensi motor : 80%

Daya motor standard : 0,75 Hp

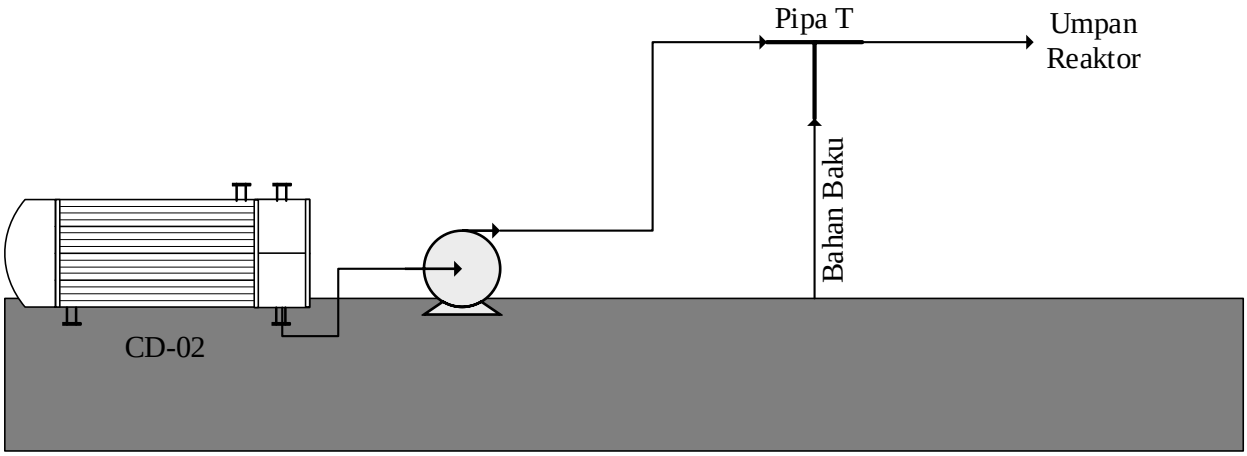
Jenis Impeller : tipe *radial vane field*

POMPA (P-04)

Tugas : Untuk mengalirkan CH3OH sebanyak 185,75 Kg/jam dari hasil atas Menara Striper (ST-01) ke area mixer bahan baku pada Tangki-02 (T-02) dan menaikkan tekanan dari 1 atm sampai 15 atm,

Jenis : Pompa Single Stage

Sketsa :




Gambar 22. Sistem aliran pompa (P-04)

Data :

Suhu fluida : 30 $^{o}$C

Tekanan : 1 atm

Densitas fluida : 730,28 kg/m$^3$

Viskositas : 0,1326 cp : 0,000132 kg/ms

Kecepatan Massa Aliran : 138,81 kg/jam

**1. Menentukan titik pemompaan**

Titik 1 suction

Titik Suction head : 1 m

Tekanan Suction head : 1 atm

Titik 2 discharge

Tinggi discharge head : 6 m

Tekanan discharge head : 15 atm

**2. Pemilihan Pipa**

a. Diameter Pipa Optimum

Digunakan pipa *stainless stell* dengan diameter optimum

$D_{opt} = 0{,}363 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$

(Pers 15 Peter & Timmerhaus)

Dengan :

Dopt = Diameter Optimum (m)

Q = Kecepatan Volume Cairan ($m^3/s$)

ρ = Densitas campuran ($kg/m^3$)

$$Q = \frac{138{,}81 \text{ kg/jam}}{528{,}26 \text{ kg/m}^3} = 0{,}2384 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0{,}00006622 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} = 1{,}0739 \text{ gpm}$$

$$D_{opt} = 0{,}363 \times 0{,}00006622^{0{,}45} \times 528{,}26^{0{,}13}$$

$$D_{opt} = 0{,}0109 \text{ m} = 0{,}43 \text{ in}$$

b. Pemilihan Pipa Standar

Pipa standar dipilih berdasarkan table 11 kern, di dapatkan:

NPS = 0,5 in

ID = 0,622 in = 0,015799 m

OD = 0,84 in

Sch no, = 40

Ap = 0,304 $in^2$ = 0,000196 $m^2$

Kecepatan aliran linier dalam pipa

$$V = \frac{Q}{Ap}$$

$$V = \frac{0{,}2384 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}}{0{,}000196 \text{ m}^2} = 1.215{,}5325 \frac{\text{m}}{\text{jam}} = 0{,}3376 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

c. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho \, v \, ID}{\mu}$$

$$Re = \frac{730{,}28\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0{,}3376 \frac{m}{s} \times 0{,}015799\ m}{0{,}000132 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$Re = 23.423{,}1453$$

d. Bahan Konstruksi pipa :

Dipilih bahan pipa dari commercial steel dengan ID = 0,622 in, sehingga $\frac{\in}{D}$ (kekasaran relative) dapat didapat dari fig 126 G,G, Brown hal 141

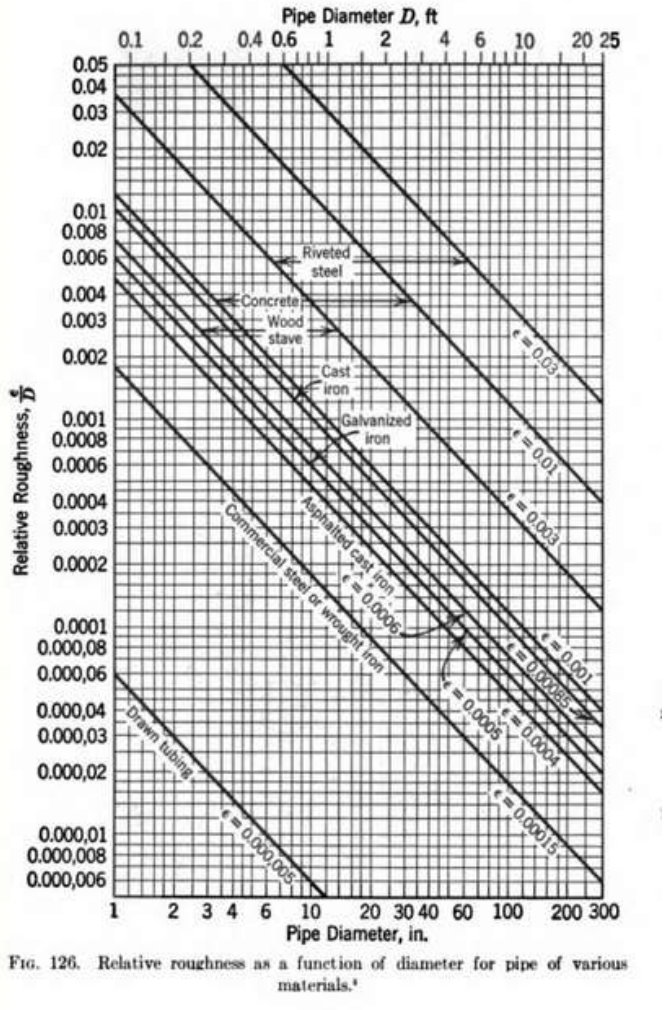



FIG. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[4]

Gambar 23. Grafik antara diameter pipa dan *relative roughness*

Maka di dapat $\frac{\in}{D} = 0{,}0004$

Dicari factor friksi dari fig125, G,G Brown hal 140 di dapat f = 0,024

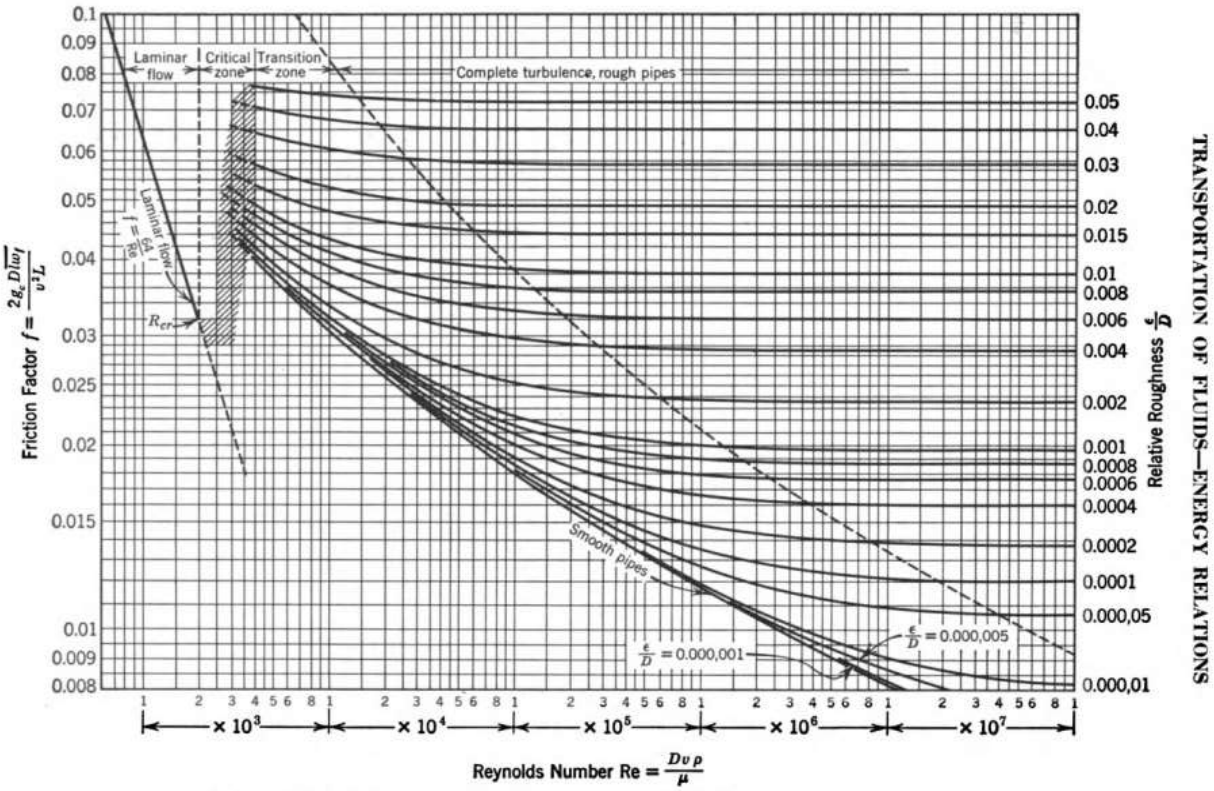



FIG. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[4]

Gambar 24. Grafik antara Reynold dan faktor friksi

e. Merancang Pemipaan dan Fitting

Menghitung panjang ekuivalen dan panjang pipa dari brown fig,127 dengan ID =0,824 in

Tabel 7. Panjang ekuivalen dan panjang pipa

| *Equivalent length* | Jumlah | Le (ft) | Sig Le (ft) | Sig Le (m) |
|---|---|---|---|---|
| *sudden enlargement* | 1 | 2,5 | 2,5 | 0,762 |
| *sudden constraction* | 1 | 1,2 | 1,2 | 0,366 |
| *standart elbow* | 6 | 5 | 30 | 9,144 |
| *gate valve* | 1 | 18 | 18 | 5,486 |
| *standart tee* | 1 | 5 | 5 | 1,524 |
| *check valve* | 1 | 6 | 6 | 1,829 |
| Panjang *eqivalent* | | | 62,7 | 19,111 |

Panjang pipa lurus = 50 m

Panjang pipa equivalen = 19,111 m

Panjang pipa total = 69,111 m

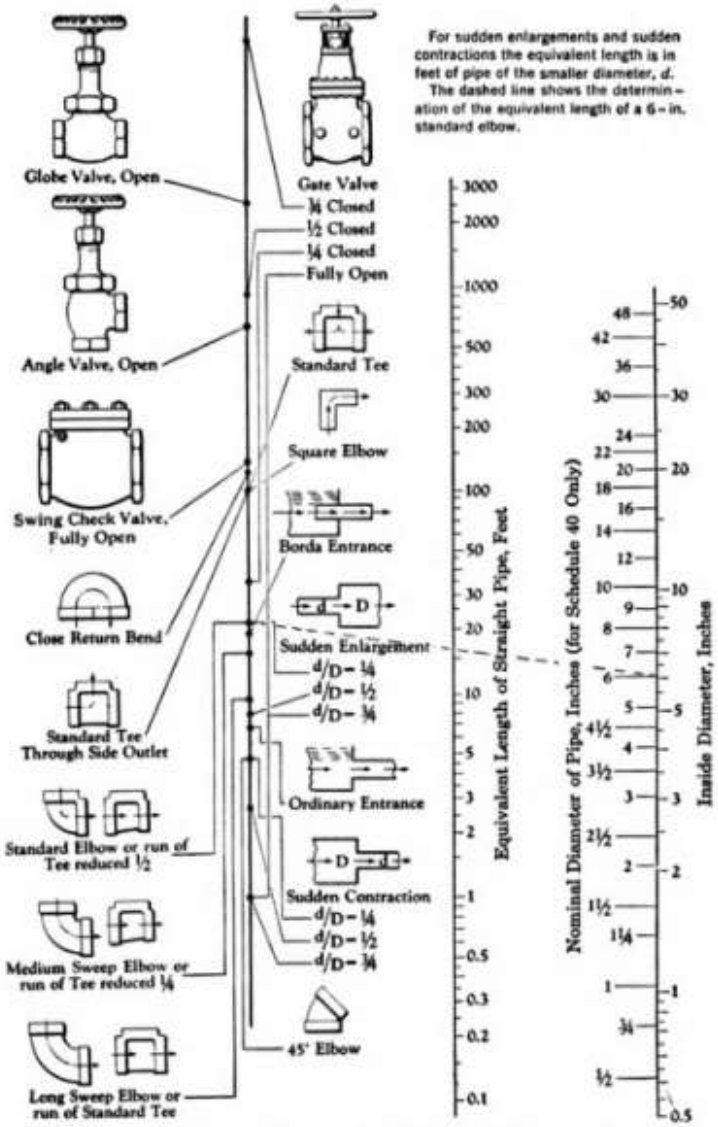



FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

### 3. Mengitung Head Pompa

Head Pompa dihitung dengan persamaaan Bernouli

$$\frac{P1}{\rho} + Z1 + \frac{V1^2}{2g} + Hf + Hman = \frac{P2}{\rho} + Z2 + \frac{V2^2}{2g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\mathrm{Hp} = \frac{(\mathrm{P2} - \mathrm{P1})}{\gamma}$$

$$\gamma = \rho \times \mathrm{g}$$

$$\gamma = 730{,}28\ \frac{\mathrm{kg}}{\mathrm{m}^3} \times 9{,}8 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}^2} = 5.706{,}1952 \frac{\mathrm{N}}{\mathrm{m}^3}$$

$$\mathrm{Hp} = \frac{(15 - 1)\mathrm{atm} \times \frac{101.325 \frac{\mathrm{N}}{\mathrm{m}^2}}{\mathrm{atm}}}{5.706{,}1952 \frac{\mathrm{N}}{\mathrm{m}^2}} = 248{,}5982\ \mathrm{m}$$

*b. Velocity Head*

$$\mathrm{Hv} = \frac{(\mathrm{V2}^2 - \mathrm{V1}^2)}{2\ \mathrm{g}}$$

$$\mathrm{Hv} = \frac{((0{,}3376 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}})^2 - (0{,}3376 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}})^2)}{2 \times 9{,}8 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}^2}} = 0$$

*c. Static Head*

$$Hs = Z2 - Z1$$

$$Hs = 6 - 1 = 5\ m$$

*d. Friction Head*

$$\mathrm{Hf} = \frac{\mathrm{f} \times \mathrm{V}^2 \times (\mathrm{L} + \mathrm{Le})}{2 \times \mathrm{g} \times \mathrm{ID}}$$

$$\mathrm{Hf} = \frac{0{,}024 \times (0{,}3376 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}})^2 \times 69{,}111\ \mathrm{m}}{2 \times 9{,}8 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}^2} \times 0{,}01579\ \mathrm{m}}$$

$$Hf = 0{,}0146\ m$$

Total Head Pompa

H man = HP + HV + HS + HF

H man = 253,6128 m = 823,1038 ft

**4. Menentukan Kecepatan Spesifik**

Berdasarkan gambar 5,10 Towler, G,K Sinnot, hal 245 didapatkan spesifikasi pompa, sebagai berikut:

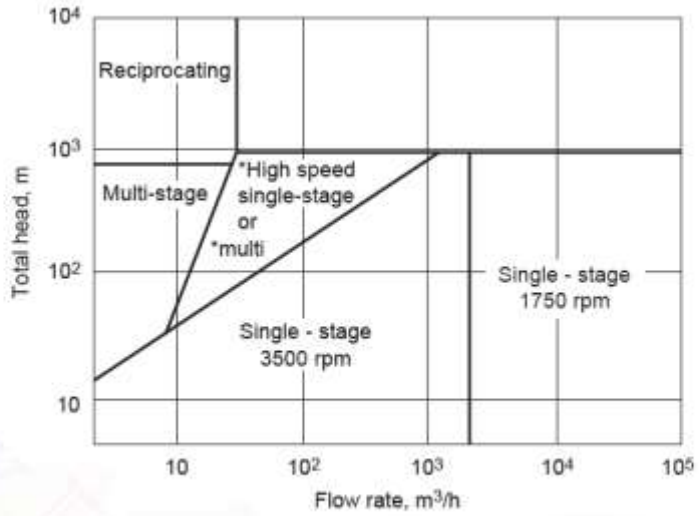



**Figure 5.10.** Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Gambar 25. *Centrifugal pump selection guide*

Jenis pompa : Single stage

Kecepatan : 3.500 rpm

$$Ns = \frac{n \times Q^{0,5}}{Hman^{0,75}}$$

Dengan :

Ns =Kecepatan Spesifik (rpm)

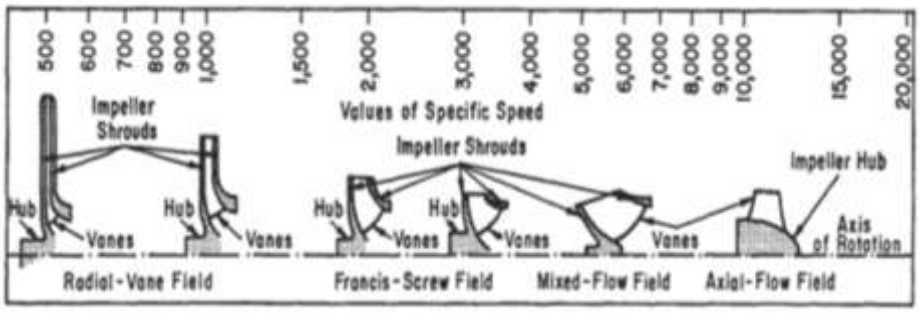
n = Putaran pompa (rpm)

Hman= Panjang Total Head Pompa (ft)

Q = Kecepatan Volume Cairan (gpm)

$$Ns = \frac{3.500\ \text{rpm} \times 1{,}0739\ \text{gpm}^{0,5}}{832{,}1038\ \text{ft}^{0,75}}$$

$$Ns = 23{,}4106\ \text{rpm}$$




Gambar 26. Tipe impeller

Dari nilai kecepatan spesifik digunakan impeller dengan tipe radial vane field

## 5. Menentukan Brake Horse Power

Debit Cairan = 0,00006622 $\frac{m^3}{s}$

Total Head Pompa = 253,6128 m

Effisiensi = 42 % (fig, 10,63 hal 550 Peter Timmerhaus, 1991)

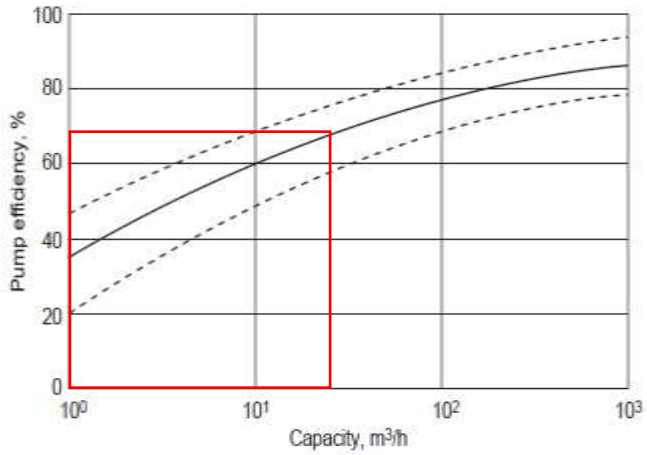



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Gambar 27. Efisiensi pompa sentrifugal

$BHP = \frac{Q\,H\,\rho}{eff}$ (persamaan 3-6 Ludwig vol 1 hal 130)

$$BHP = \frac{0{,}00006622\ \frac{m^3}{s} \times 253{,}6128\ \text{m} \times 582{,}2648\ \frac{\text{kg}}{\text{m3}}}{0{,}42}$$

$BHP = 23{,}2835$ kgm/s = 0,3050 hp

**Motor Penggerak**

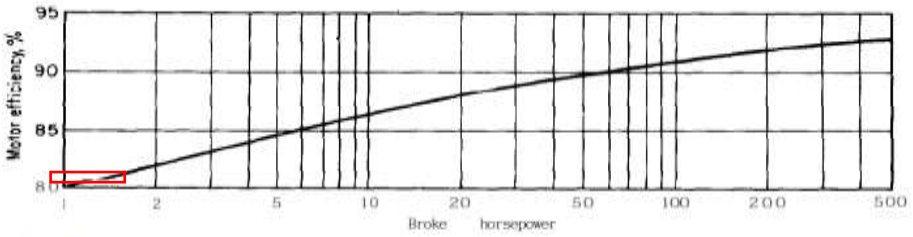



FIGURE 1438

Gambar 28. Penggerak efisiensi motor

Effisiensi motor dari fig 14,38 , Peter Timmerhaus = 80 %

$$Power\ Motor = \frac{BHP}{eff}$$

$$Power\ Motor = \frac{0{,}3050}{0{,}80} = 0{,}3813\ Hp$$

Dipakai motor standard dengan daya 0,5 Hp

*Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

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.

## 6. Net Positive Suction Head (NPSH)

a. NPSH yang tersedia (NPSHa)

$NPSHa = \frac{P}{\rho} + H - \frac{Pf}{\rho} - \frac{Pv}{\rho}$ (pers 5,7 coulson third edition)

Dengan :

NPSH = Net Positive Suction Head (m)

P = tekanan diatas cairan dalam wadah umpan ($Kg/m^2$)

H = tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

ρ = densitas cairan pada suhu hisap pompa ($kg/m^3$)

Pv = tekanan uap cairan pada suction ($kg/m^2$)

Pf = kehilangan tekanan pada pipa hisap ($kg/m^2$)

Menghitung tekanan uap cairan pada suction (Pv)

Pada T = 303,15 K

Tabel 8. Tekanan uap-cair pada suction (Pv)

| Komponen | Massa | Mol | yi | Po(mmhg) | Pv |
|---|---|---|---|---|---|
| CH3OH | 138,604 | 4,3314 | 0,99734 | 163,0221576 | 162,588 |
| H2O | 0,208 | 0,0116 | 0,00266 | 31,86489945 | 0,085 |
| Jumlah | 138,813 | 4,3430 | 1 | 194,887057 | 162,673 |

Pv = 162,673 mmHg = 0,2140 atm = 21.687,9246 $N/m^2$

Menghitung kehilangan tekanan pda pipa hisap (Pf)

$Pf = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$ (pers 5,3 coulson third edition)

Dengan

Pf = Pressure drop in pipe ($kg/m^2$)

L = panjang pipa (m)

ID = pipe inside diameter (m)

V = fluid velocity (m/s)

f = friction factor

ρ = Densitas Fluida ($kg/m^3$)

$$Pf = 8 \times 0{,}024 \times \left(\frac{69{,}111\ \text{m}}{0{,}01579\ \text{m}}\right) \times \left(\frac{730{,}28\,\frac{\text{kg}}{\text{m3}} \times (0{,}3376\,\frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2}\right)$$

$$Pf = 22.226{,}73\,\frac{\text{N}}{\text{m}^2}$$

P = 1 atm = 101.325 $kg/m^2$

H = 6 m

$$\text{NPSHa} = \frac{\text{P}}{\rho} + \text{H} - \frac{\text{Pf}}{\rho} - \frac{\text{Pv}}{\rho}$$

$$\text{NPSHa} = \frac{101.325\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^2}}{730.28\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\ x\ 9{,}8\ \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 6\ \text{m} - \frac{22.226{,}73\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^2}}{730.28\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\ x\ 9{,}8\ \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - \frac{21.687{,}9246\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^2}}{730.28\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\ x\ 9{,}8\ \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$\text{NPSHa} = 15{,}021\ \text{m}$$

c. Menghitung NPSHr

NPSH yang diperlukan dihitung dengan

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{\text{N}}{1.200}\right)^{\frac{4}{5}} \times \text{Q}^{\frac{2}{3}}$$

Dengan

N = Kecepatan Putaran (rpm)

Q = Kecepatan Volume Cairan (m3/menit)

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{3.500}{1.200}\right)^{\frac{4}{5}} \times 0{,}0053^{\frac{2}{3}}$$

$$\text{NPSHr} = 0{,}07048\ \text{m}$$

$$NPSHa > \text{NPSHr}$$

NPSHa yang tersedia lebih besar dari NPSH yang diperlukan, maka tidak terjadi kavitasi

KESIMPULAN POMPA 4 (P-04)

Tugas : Untuk mengalirkan CH3OH sebanyak 185,75 Kg/jam dari hasil atas Menara Striper (ST-01) ke area mixer bahan baku pada Tangki-02 (T-02) dan menaikkan tekanan dari 1 atm sampai 15 atm,

Jenis : Pompa *single stage*

Pemilihan pipa :

- NPS = 0,5 in
- ID = 0,622 in = 0,015799 m
- OD = 0,84 in
- Sch no, = 40
- Ap = 0,304 $in^2$ = 0,000196 $m^2$

Panjang pipa total : 69,111 m

Head Pompa Total : 253,6128 m

Kecepatan putar : 3.500 rpm

BHP : 0,3050 hp

Effisiensi motor : 80%

Daya motor standard : 0,5 Hp

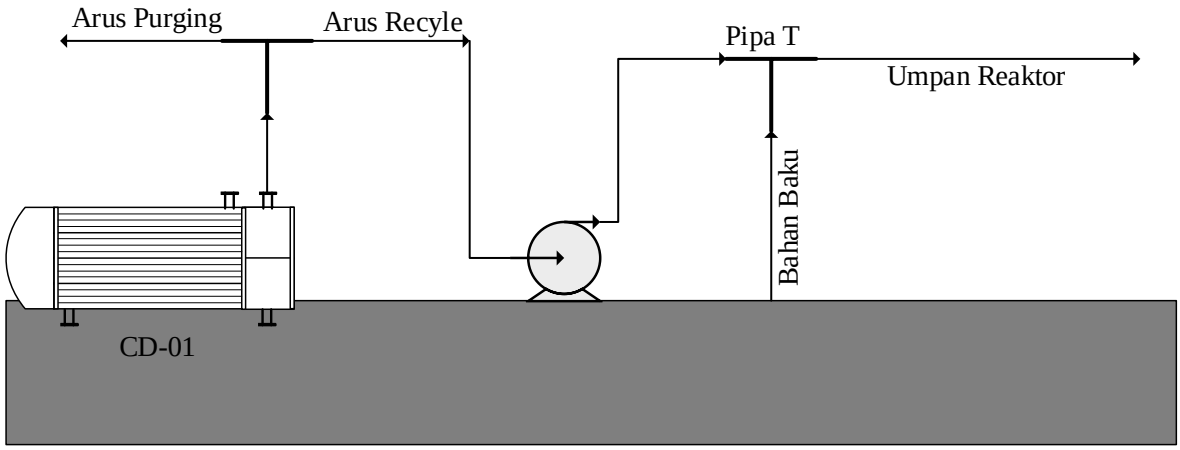
Jenis Impeller : tipe *radial vane field*

POMPA (P-05)

Tugas : Untuk mengalirkan arus recyle campuran iso-butena dan n-butena ke area mixer bahan baku pada Tangki 1 (T-01) dan menaikkan tekanan dari 4 atm sampai 15 atm,

Jenis : Pompa Single Stage

Sketsa :




Gambar 29. Sistem aliran pompa 5

Data :

Suhu fluida : 32 $^{o}$C

Tekanan : 4 atm

Densitas fluida : 579,38 kg/m$^3$

Viskositas : 0,132 cp : 0,000132 kg/m,s

Kecepatan Massa Aliran : 77,12 kg/jam

**1. Menentukan titik pemompaan**

Titik 1 *suction*

Titik *Suction head* : 1 m

Tekanan *Suction head* : 4 atm

Titik 2 *discharge*

Tinggi *discharge head* : 10 m

Tekanan *discharge head* : 15 atm

**2. Pemilihan Pipa**

a. Diameter Pipa Optimum

Digunakan pipa *stainless stell* dengan diameter optimum

$D_{opt} = 0{,}363 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$

(Pers 15 Peter & Timmerhaus)

Dengan :

Dopt = Diameter Optimum (m)

Q = Kecepatan Volume Cairan ($m^3/s$)

ρ = Densitas campuran ($kg/m^3$)

$$Q = \frac{77{,}12 \text{ kg/jam}}{579{,}38 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0{,}1331 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0{,}0000369 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$D_{opt} = 0{,}363 \times 0{,}0000369^{0{,}45} \times 579{,}38^{0{,}13}$

$D_{opt} = 0{,}0084 \text{ m} = 0{,}33098 \text{ in}$

b. Pemilihan Pipa Standar

Pipa standar dipilih berdasarkan table 11 kern, di dapatkan:

NPS = 0,375 in

ID = 0,493 in

OD = 0,675 in

Sch no, = 40

Ap = 0,192 $in^2$ = 0,000124 $m^2$

Kecepatan aliran linier dalam pipa

$$V = \frac{Q}{Ap}$$

$$V = \frac{0{,}1331 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}}{0{,}000124 \text{ m}^2} = 1074{,}5300 \frac{\text{m}}{\text{jam}} = 0{,}2985 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

c. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho \, v \, ID}{\mu}$$

$$\text{Re} = \frac{579{,}38\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0{,}2985\ \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 0{,}0125\ \text{m}}{0{,}000132\ \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$\text{Re} = 16.405{,}4588$$

d. Bahan Konstruksi pipa :

Dipilih bahan pipa dari commercial steel dengan ID= 0,493 in, sehingga $\frac{\in}{D}$ (kekasaran relative) dapat didapat dari fig 126 G,G, Brown hal 141

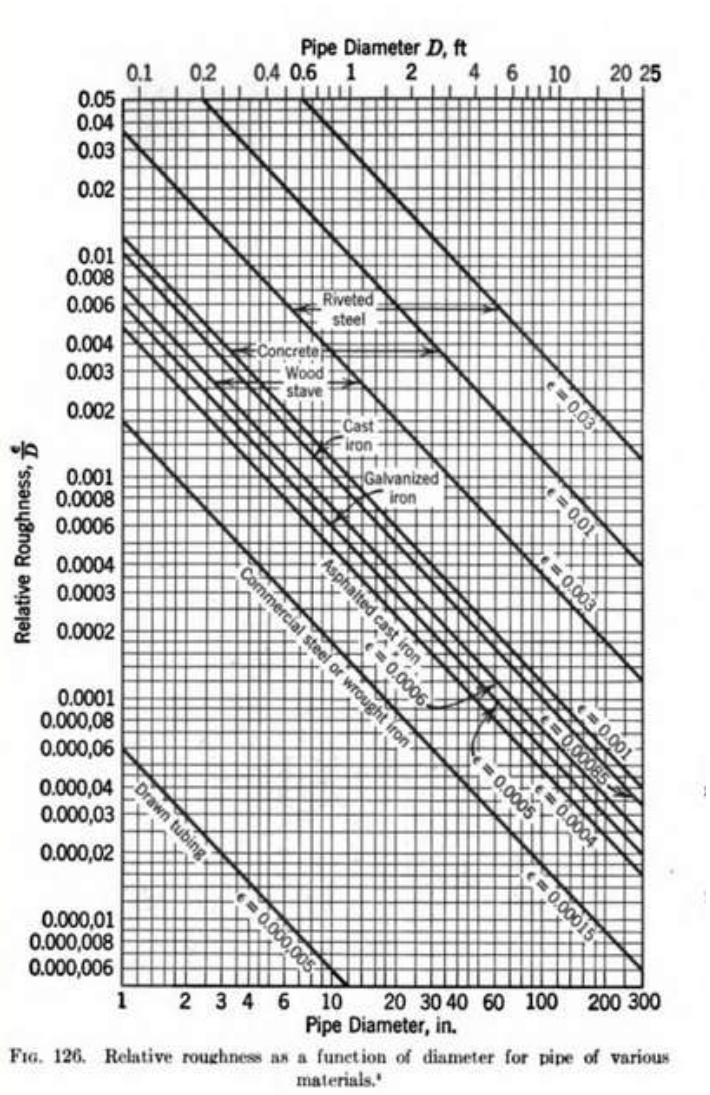



FIG. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[4]

Gambar 30. Grafik antara diamter pipa dan *relative roughness*

Maka di dapat $\frac{\in}{D} = 0{,}00042$

Dicari factor friksi dari fig125, G,G Brown hal 140 di dapat f = 0,022

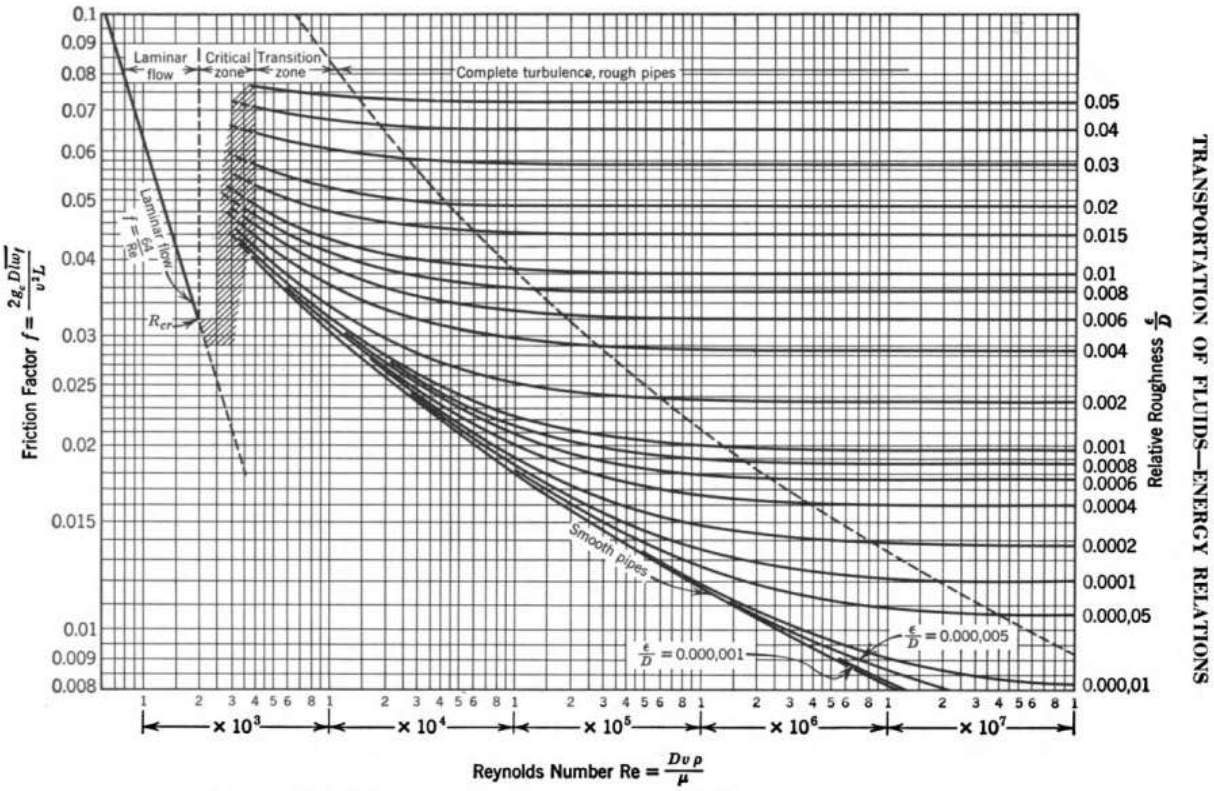



FIG. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[4]



Gambar 31. Hubungan antara Reynold dan faktor friksi

e. Merancang Pemipaan dan Fitting

Menghitung panjang ekuivalen dan panjang pipa dari brown fig,127 dengan ID =0, in

Tabel 9. Panjang ekuivalen dan panjang pipa pompa (P-01)

| *Equivalent length* | Jumlah | Le (ft) | Sig Le (ft) | Sig Le (m) |
|---|---|---|---|---|
| *sudden enlargement* | 1 | 1,5 | 1,5 | 0,457 |
| *sudden constraction* | 1 | 0,8 | 0,8 | 0,244 |
| *standart elbow* | 3 | 3 | 9 | 2,743 |
| *gate valve* | 1 | 10 | 10 | 3,048 |
| *standart tee* | 2 | 3 | 6 | 1,829 |
| *check valve* | 1 | 3,5 | 3,5 | 1,067 |
| Panjang *eqivalent* | | | 30,8 | 9,388 |

Panjang pipa lurus = 40 m

Panjang pipa equivalen = 9,388 m

Panjang pipa total = 49,388 m

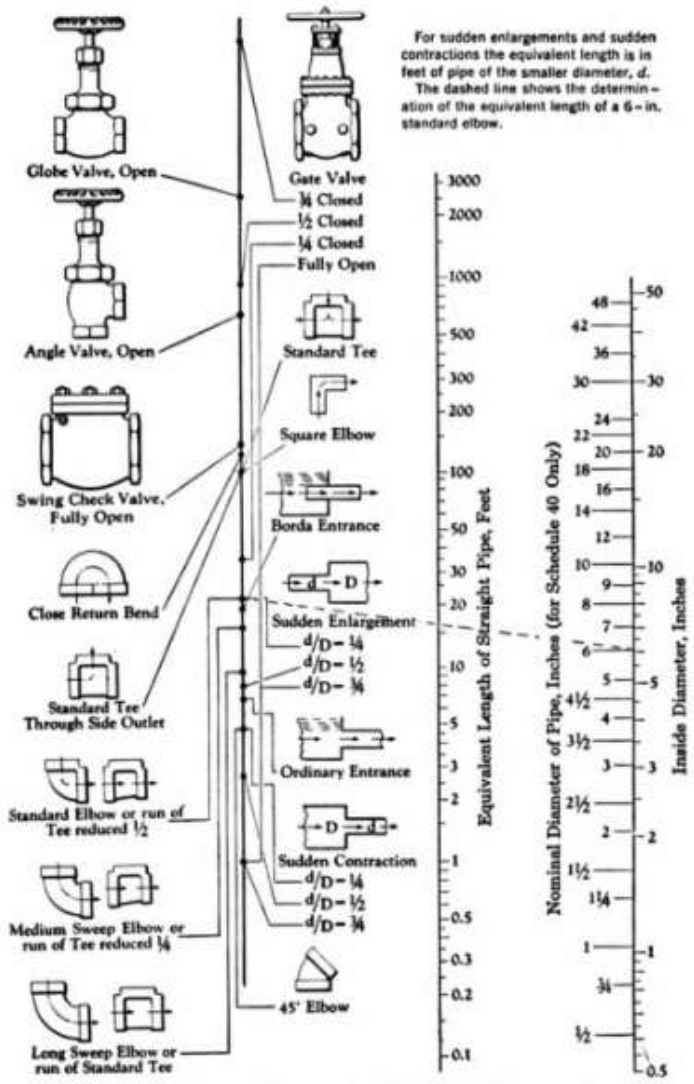



FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

### 3. Mengitung Head Pompa

Head Pompa dihitung dengan persamaaan Bernouli

$$\frac{P1}{\rho} + Z1 + \frac{V1^2}{2\,g} + Hf + Hman = \frac{P2}{\rho} + Z2 + \frac{V2^2}{2\,g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

*a. Pressure Head*

$$\mathrm{Hp} = \frac{(\mathrm{P2} - \mathrm{P1})}{\gamma}$$

$$\gamma = \rho \times \mathrm{g}$$

$$\gamma = 579{,}38\ \frac{\mathrm{kg}}{\mathrm{m}^3} \times 9{,}8 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}^2} = 5.677{,}8782 \frac{\mathrm{N}}{\mathrm{m}^3}$$

$$\mathrm{Hp} = \frac{(15 - 4)\mathrm{atm} \times \frac{101.325 \frac{\mathrm{N}}{\mathrm{s}^2}}{\mathrm{atm}}}{5.677{,}8782 \frac{\mathrm{N}}{\mathrm{m}^3}} = 196{,}3013\ \mathrm{m}$$

*b. Velocity Head*

$$\mathrm{Hv} = \frac{(\mathrm{V2}^2 - \mathrm{V1}^2)}{2\ \mathrm{g}}$$

$$\mathrm{Hv} = \frac{((0{,}2985 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}})^2 - (0{,}2985 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}})^2)}{2 \times 9{,}8 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}^2}} = 0$$

c. Static Head

$$Hs = Z2 - Z1$$

$$Hs = (6 - 1)\ m = 5\ m$$

*d. Friction Head*

$$\mathrm{Hf} = \frac{\mathrm{f} \times \mathrm{V}^2 \times (\mathrm{L} + \mathrm{Le})}{2 \times \mathrm{g} \times \mathrm{ID}}$$

$$\mathrm{Hf} = \frac{0{,}022 \times (0{,}2985 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}})^2 \times 49{,}388\ \mathrm{m}}{2 \times 9{,}8 \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}^2} \times 0{,}0125\ \mathrm{m}}$$

$$\mathrm{Hf} = 0{,}00594\ \mathrm{m}$$

Total Head Pompa

H man = HP + HV + HS + HF

H man = 201,3073 m = 660,4891 ft

**4. Menentukan Kecepatan Spesifik**

Berdasarkan gambar 5,10 Towler, G,K Sinnot, hal 245 didapatkan spesifikasi pompa, sebagai berikut:

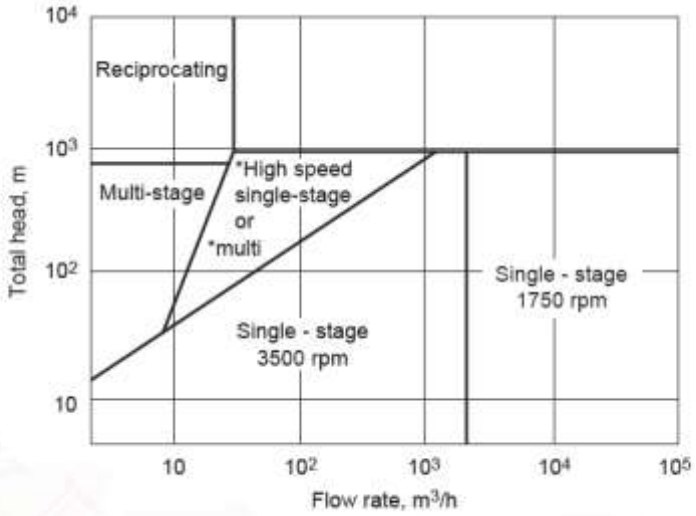



**Figure 5.10.** Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Gambar 32. *Centrifugal pump selectiom guide*

Jenis pompa : Single stage

Kecepatan : 3500 rpm

$$Ns = \frac{n \times Q^{0,5}}{Hman^{0,75}}$$

Dengan :

Ns =Kecepatan Spesifik (rpm)

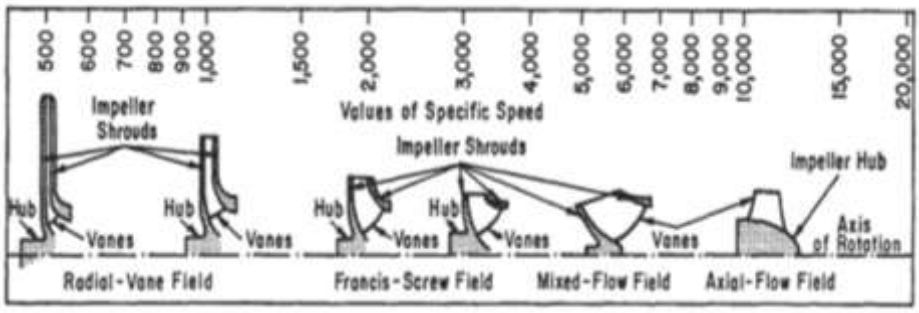
n = Putaran pompa (rpm)

Hman= Panjang Total Head Pompa (ft)

Q = Kecepatan Volume Cairan (gpm)

$$Ns = \frac{3.500 \text{ rpm} \times 0,5996^{0,5}}{660,4891^{0,75}}$$

$$Ns = 20,8011 \text{ rpm}$$




Gambar 33. Tipe impeller dari nilai Ns

Dari nilai kecepatan spesifik digunakan impeller dengan tipe radial-vane field

## 5. Menentukan Brake Horse Power

Debit Cairan = $0{,}00003697\,\frac{m^3}{s}$

Total Head Pompa = 201,3073 m

Effisiensi = 0,6% (fig, 10,63 hal 550 Peter Timmerhaus, 1991)

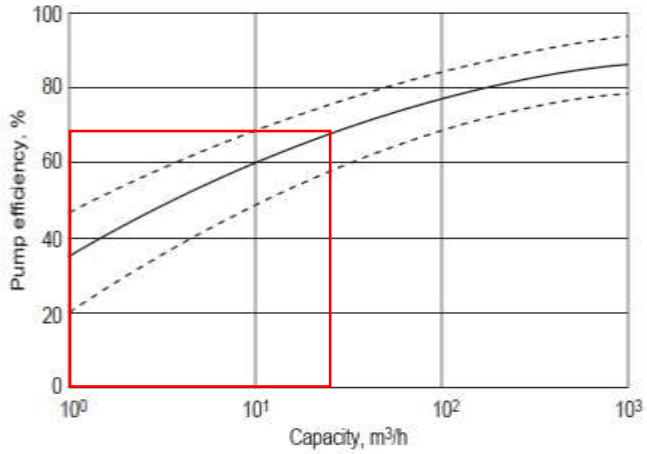



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Gambar 34. Efisiensi pompa sentrifugal

$BHP = \frac{Q\,H\,\rho}{eff}$ (persamaan 3-6 Ludwig vol 1 hal 130)

$$BHP = \frac{0{,}00003697\ \frac{m^3}{s} \times\ 201{,}3073\ \text{m} \times 579{,}38\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0{,}6}$$

$BHP$ = 7,1871 kgm/s = 0,0942 hp

**Motor Penggerak**

Effisiensi motor dari fig 14,38 , Peter Timmerhaus = 87%

$$Power\ Motor = \frac{BHP}{eff}$$

$$Power\ Motor = \frac{0{,}0942}{0{,}87} = 0{,}1082\ Hp$$

Dipakai motor standard dengan daya 0,5 Hp

*Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

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.

**6. Net Positive Suction Head (NPSH)**

c. NPSH yang tersedia (NPSHa)

$NPSHa = \frac{P}{\rho} + H - \frac{Pf}{\rho} - \frac{Pv}{\rho}$ (pers 5,7 coulson third edition)

Dengan :

NPSH = Net Positive Suction Head (m)

P = tekanan diatas cairan dalam wadah umpan ($N/m^2$)

H = tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

ρ = densitas cairan pada suhu hisap pompa ($kg/m^3$)

Pv = tekanan uap cairan pada suction ($N/m^2$)

Pf = kehilangan tekanan pada pipa hisap ($N/m^2$)

Menghitung tekanan uap cairan pada suction (Pv)

Pada T = 303,15 K

Tabel 10. Nilai tekanan uap-cair pada *suction* (Pv)

| Komponen | Massa | Mol | yi | Po(mmhg) | Pv |
|---|---|---|---|---|---|
| i-Butene | 68,471 | 1,2227 | 0,88789 | 2.837,175 | 2.519,106 |
| n-Butene | 8,645 | 0,15438 | 0,11211 | 2.776,156 | 311,228 |
| Jumlah | 77,117 | 1,37708 | 1 | 5.613,33 | 2.830,334 |

Pv = 2.830,334 mmHg = 3,724 atm = 377.346,834 $N/m^2$

Menghitung kehilangan tekanan pda pipa hisap (Pf)

$Pf = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$ (pers 5,3 coulson third edition)

Dengan

Pf = *Pressure drop in pipe* ($N/m^2$)

L = panjang pipa (m)

ID = *pipe inside* diameter (m)

V = *fluid velocity* (m/s)

f = *friction factor*

ρ = Densitas Fluida ($kg/m^3$)

$$Pf = 8 \times 0{,}022 \times \left(\frac{49{,}388\ \text{m}}{0{,}0125\ \text{m}}\right) \times \left(\frac{579{,}38\ \frac{\text{kg}}{\text{m3}} \times (0{,}2984\ \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2}\right)$$

$$Pf = 17.914{,}8551\ \frac{\text{kg}}{\text{ms}^2} \times \frac{\text{N}}{\frac{\text{kgm}}{\text{s}^2}} = 17914{,}8551\ \frac{\text{N}}{\text{m}^2}$$

P = 4 atm = 405.300 $N/m^2$

H = 6 m

$$\text{NPSHa} = \frac{405.300\ \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{579{,}38\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\ x\ 9{,}8\frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 6\ \text{m} - \frac{17.914{,}8551\frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{579{,}38\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\ x\ 9{,}8\frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - \frac{37.7346{,}834\ \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{579{,}38\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\ x\ 9{,}8\frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$\text{NPSHa} = 7{,}7679$$

d. Menentukan NPSH

NPSH yang diperlukan dihitung dengan

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{\text{N}}{1.200}\right)^{\frac{4}{5}} \times \text{Q}^{\frac{2}{3}}$$

Dengan

N = Kecepatan Putaran (rpm)

Q = Kecepatan Volume Cairan (m3/menit)

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{3.500}{1.200}\right)^{\frac{4}{5}} \times 0{,}0022^{\frac{2}{3}}$$

$$\text{NPSHr} = 0{,}03924\ \text{m}$$

$NPSHa >$ NPSHr

NPSHa yang tersedia lebih besar dari NPSH yang diperlukan, maka tidak terjadi kavitasi

RANGKUMAN

POMPA 5 (P-05)

Tugas : Untuk mengalirkan arus recyle campuran iso-butena dan n-butena ke area mixer bahan baku pada Tangki 1 (T-01) dan menaikkan tekanan dari 4 atm sampai 15 atm,

Jenis : *Pompa single stage*

Pemilihan pipa :

- NPS = 0,375 in
- ID = 0,493 in
- OD = 0,675 in
- Sch no, = 40
- Ap = 0,192 $in^2$ = 0,000124 $m^2$

Panjang pipa total : 49,388 m

Head Pompa Total : 201,3073 m

Kecepatan putar : 3.500 rpm

BHP : 0,0942 hp

Effisiensi motor : 87%

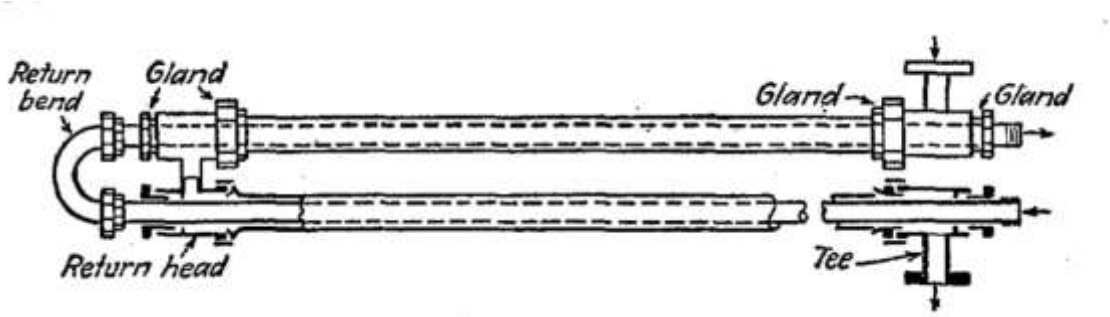
Daya motor standard : 0,5 Hp

Jenis Impeller : *tipe radial-vane field*

*HEATER* (HE-01)

Fungsi : Memanaskan umpan campuran Iso-butena dan normal-butena dari 30 $^{o}$C menjadi 70$^{o}$C sebanyak 8.645,3629 kg/jam,

Tipe alat : *Double pipe Heat Exchanger*




Gambar 1. Rancangan Heat Exchanger (HE-01)

1. Data massa alat

   Data Iso-butena dan normal-butena

Tabel 1. Aliran massa umpan masuk alat

| Komponen | mol (kmol/jam) | massa (kg/jam) | Fraksi Massa |
|---|---|---|---|
| i-Butene | 152,8377 | 8.558,9093 | 0,9900 |
| n-Butene | 1,5438 | 86,4536 | 0,0100 |
| Total | 154,3815 | 8645,3629 | 1,0000 |

Tin : 30 $^{o}$C

Tout : 70 $^{o}$C

Data *Dowtherm* A

Tin : 150$^{o}$C

Tout : 50$^{o}$C

2. Neraca Panas

Dari Yaws, 1991 Cp gas (kj/kmol K) = $A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$

Tabel 2. Nilai Cp komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| i-Butene | 57,611 | 0,56251 | -2,2985,E-03 | 4,1773E-06 |
| n-Butene | 74,597 | 0,33434 | -1,3914,E-03 | 0,00000302410 |

a. Panas Masuk alat (HE-01)

Tin : 30 $^oC$ = 303,15 K

Tref : 25 $^oC$ = 298,15 K

$$Qin = \int_{298,15}^{303,15} \sum n * Cp * dT$$

$$Qin = \int_{298,15}^{303,15} (n \text{ x} Cp\ H_2O + n \text{ x } Cp\ NH_3)\ dT$$

$$Q_{H2O} = 1{,}5438 \int_{298}^{303,15} \left[(74{,}597 - 0{,}33434^{-3}T + 1{,}3914\text{x}10^{-3}T^2 - 3{,}02\ \text{x}10^{-6}T^3\right] dT$$

Tabel. 3 Nilai Panas masuk HE-01

| Komponen | mol | Cp dt | Q |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | kJ/kmol | kJ/jam |
| i-Butene | 152,8377 | 288,5737822 | 44.104,94311 |
| n-Butene | 1,5438 | 373,4515202 | 576,5399839 |
| Total | 154,3815 | | 44.681,48309 |

Sehingga Q in = 44.681,48309 kJ/jam

b. Panas Keluar HE

Tout : 70 $^oC$ = 343,15 K

Tref : 25 $^oC$ = 298 K

Tabel 4. Nilai Panas keluar HE-01

| Komponen | mol | Cp dt | Q |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | kJ/kmol | kJ/jam |
| i-Butene | 152,8377 | 2.597,560303 | 397.005,0519 |
| n-Butene | 1,5438 | 3.361,514092 | 5.189,555205 |
| Total | 154,3815 | | 402.194,6071 |

Sehingga Q out = 402.194,6071 kJ/jam

c. Beban Panas HE-01

Panas Input – Panas Output = 0

Panas Input + beban panas - Panas Output = 0

44.681,48309 kJ/jam + beban panas – 402.194,6071 kJ/jam = 0

Beban panas = 357.513,124 kJ/jam

3. Media Pemanas

Sebagai pemanas digunakan *dowtherm* A dengan :

Suhu masuk = 150$^{o}$C = 423,15 K

Suhu keluar = 50$^{o}$C = 323,15 K

Dengan Cp Dowterm (J/kmol,K)

Cp dT dowterm = 46.858,13701 kJ/kmol

$$Q = m \times cpdT$$

$$m = \frac{Q}{CpdT}$$

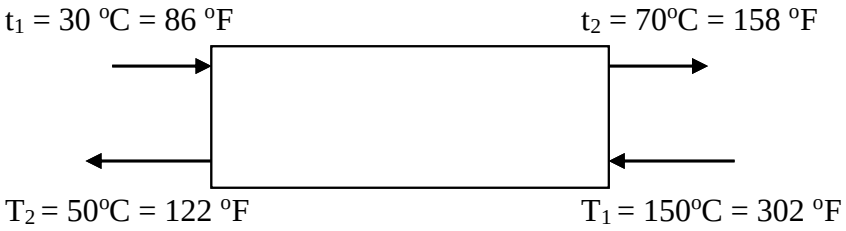
$$m = \frac{357.513,124 \quad kJ/jam}{46.858,13701\ kJ/kmol}$$

$$m = 7,6296\ kmol/jam$$

$$\text{massa dowtherm} = 7,6296 \frac{kmol}{jam} \times 166\ \frac{kg}{kmol}$$

$$\text{massa dowtherm} = 1.266,5287 \frac{kg}{jam} = 2.792,6959 \frac{lbm}{jam}$$

4. Menentukan ΔT LMTD




Gambar 2. Skema pertukaran panas alat (HE-01)

Dengan :

$t_1$ = Fluida masuk

$t_2$ = Fluida keluar

$T_1$ = Dowtherm masuk

$T_2$ = Dowtherm keluar

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD} = \frac{(\mathbf{T_2 - t_1}) - (\mathbf{T_1 - t_2})}{\ln \frac{(\mathbf{T_2 - t_1})}{(\mathbf{T_1 - t_2})}}$$

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD} = \frac{(\mathbf{122 - 86}) - (\mathbf{302 - 158})}{\ln \frac{(\mathbf{122 - 86})}{(\mathbf{302 - 158})}}$$

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD} = \mathbf{77,9055}\ ^\circ F$$

Berdasarkan Tabel 12.1 (Towler and sinnot, hal 797), koefisien perpindahan panas (Ud) untuk dowterm range ud berkisar antara 50 - 300 Btu/ft$^2$°F Jam, Maka dipilih ud = 70 Btu/ft$^2$°F Jam.

**Table 12.1.** Typical Overall Coefficients

| Shell and Tube Exchangers | | |
|---|---|---|
| **Hot Fluid** | **Cold Fluid** | ***U*** **(W/m²°C)** |
| *Heat exchangers* | | |
| Water | Water | 800–1500 |
| Organic solvents | Organic solvents | 100–300 |
| Light oils | Light oils | 100–400 |
| Heavy oils | Heavy oils | 50–300 |
| Gases | Gases | 10–50 |
| *Coolers* | | |
| Organic solvents | Water | 250–750 |
| Light oils | Water | 350–900 |
| Heavy oils | Water | 60–300 |
| Gases | Water | 20–300 |
| Organic solvents | Brine | 150–500 |
| Water | Brine | 600–1200 |
| Gases | Brine | 15–250 |
| *Heaters* | | |
| Steam | Water | 1500–4000 |
| Steam | Organic solvents | 500–1000 |
| Steam | Light oils | 300–900 |
| Steam | Heavy oils | 60–450 |
| Steam | Gases | 30–300 |
| Dowtherm | Heavy oils | 50–300 |
| Dowtherm | Gases | 20–200 |
| Flue gases | Steam | 30–100 |
| Flue | Hydrocarbon vapors | 30–100 |
| *Condensers* | | |
| Aqueous vapors | Water | 1000–1500 |
| Organic vapors | Water | 700–1000 |
| Organics (some noncondensables) | Water | 500–700 |
| Vacuum condensers | Water | 200–500 |
| *Vaporizers* | | |
| Steam | Aqueous solutions | 1000–1500 |
| Steam | Light organics | 900–1200 |
| Steam | Heavy organics | 600–900 |

5. Menentukan luas perpindahan panas

$$\mathbf{A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}}$$

Dengan:

A = Luas Transfer Panas ($ft^2$)

Ud = koefisien transfer panas overall trial ($Btu/ft^2°F$)

Q = Beban panas steam (Btu/jam)

$$\mathbf{A = \frac{402.194,6071\ \frac{kj}{jam} \times \frac{1\ btu}{1,055\ kJ}}{70 \frac{Btu}{jam, ft^2, °F} \times 77,9055\ F}}$$

$$\mathbf{A = 60,8491\ ft^2}$$

Dipilih *double pipe Heat Exchanger* karena terbaik saat A < 200 $ft^2$

6. Spesifikasi pipa

Rute fluida :

Inner Pipe = Campuran Iso-butena dan normal-butena

Outer Pipe = Dowtherm

Tabel 5. Data dimensi pipa (table 11 kern,1950)

| Outer pipa (anulus) | | | Inner pipa | | |
|---|---|---|---|---|---|
| IPS | 2,5 | in | IPS | 1,25 | in |
| OD | 2,88 | in | OD | 1,66 | in |
| sch | 40 | | sch | 40 | |
| ID | 2,469 | in | ID | 1,38 | in |
| at | 4,79 | in2 | at | 1,5 | in2 |
| ao | 0,735 | ft2/ft | ao | 0,435 | ft2/ft |

Menghitung Panjang pipa yang dibutuhkan

$$\mathbf{Lp} = \frac{\mathbf{A}}{\mathbf{ao}}$$

Dengan :

A = Luas Transfer Panas ( $ft^2$)

Ao = luas permukaan luar inner pipa ($0{,}622 ft^2/ft$)

$$\mathbf{Lp(Panjang\ Ekivalen\ Pipa)} = \frac{\mathbf{60,8491\ ft^2}}{\mathbf{0,435\ ft2/ft}} = \mathbf{139,88\ ft}$$

*Double pipe heat exchanger* biasanya di rakit dengan panjang perpipa 12,16,18 dan 20 ft, Digunakan HE dengan panjang perpipa 18 ft

Maka jumlah pipa dibutuhkan,

$$\mathbf{Nt} = \frac{\mathbf{139,88\ ft}}{\mathbf{18\ ft}} = \mathbf{7,7712 = 8\ buah}$$

1 hairpin terdiri dari 2 pipa

Maka jumlah hairpin yang diperlukan

$$\mathbf{h} = \frac{\mathbf{Nt}}{\mathbf{2}} = \frac{\mathbf{8}}{\mathbf{2}} = \mathbf{3,8856 = 4\ buah}$$

7. Koreksi nilai Ud

$A = N_t$ x L x ao

= 8 x18 ft x 0,0435 $ft^2$/ft

= 62,64 $ft^2$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta T}$$

$$U_D = \frac{357.513{,}124 \frac{kJ}{Jam} \times \frac{1\ Btu}{1{,}055\ kJ}}{62{,}64\ ft^2 \text{ x } 77{,}9055°F}$$

$U_D$ = 73,2608 Btu /$ft^2$,jam,$^oF$

8. Menghitung *heat transfer coefficient for inside and outside fluid* ($h_i$, $h_o$)

Tabel 6. Data dalam alat (HE-01)

| **Fluida panas: *Anulus*** | **Fluida dingin: *inner pipe*** |
|---|---|
| ***flow area* ($a_A$)** | ***flow area* ($a_p$)** |
| D2 = ID outer = 0,20575 ft<br>D1 = OD inner = 0,1383 ft<br>$a_A = \frac{\pi (D_2{}^2 - D_1{}^2)}{4}$<br>$a_A = \frac{\pi (0{,}20575^2 - 0{,}1383^2)}{4}$<br>$a_A$= 0,0182 ft2 | $D_p = \frac{1{,}38\ in}{12\ ft} = 0{,}115\ ft$<br>$a_p = \frac{\pi D^2}{4}$<br>$a_p = \frac{3{,}14 \text{ x } 0{,}115\ ft^2}{4} = 0{,}0104\ ft^2$ |
| ***Mass velocity* ($G_a$)** | ***Mass velocity* ($G_p$)** |
| $G_A = \frac{WA}{a_A}$<br>$G_A = \frac{2.792{,}70\ lb/jam}{0{,}0182\ ft^2}$<br>$G_A$= 153.363,8788 lb/$ft^2$jam | $G_p = \frac{Wp}{a_p}$<br>$G_p = \frac{19.063{,}03\ lb/jam}{0{,}0104\ ft^2}$<br>$G_p$= 1.834.558,186 lb/$ft^2$jam |

| **Fluida panas: *Anulus*** | **Fluida dingin: *inner pipe*** |
|---|---|
| **Bilangan Reynold** | **Bilangan Reynold** |
| $Re = \frac{D_p \; x \; G_p}{\mu}$<br>μdowterm = 1,25 cp x $\frac{2,42 \text{ lb/ftjam}}{1\text{cp}}$<br>μdowterm = 3,025 lb/ftJam<br>(engineeringtoolbox,com)<br>$Re = \frac{0,25567 \; ft \; x \; 153.363,8788 \; \frac{\text{lb}}{\text{ft2jam}}}{3,025 \; \frac{\text{lb}}{\text{ftjam}}}$<br>$Re = 11551,5345$ | $Re = \frac{D_p \; x \; G_p}{\mu}$<br>μ = 0,1142 cp x $\frac{2,42 \text{ lb/ftjam}}{1\text{cp}}$<br>μ = 0,27637 lb/ftjam (fig15 kern)<br>$Re = \frac{0,7225 \; ft \; x \; 1.834.558,186 \; \frac{\text{lb}}{\text{ft2jam}}}{0,27637 \; \frac{\text{lb}}{\text{ftjam}}}$<br>$Re = 77.6716$ |
| ***Heat-transfer coefficient outside*** **($h_o$)** | ***Heat-transfer coefficient inside*** **($h_i$)** |
| ho untuk dowterm<br>$\text{ho} = \text{jH} \times \frac{\text{k}}{\text{D}} \left(\frac{\text{c}\,\mu}{\text{k}}\right)^{1/3} \emptyset$<br>(Pers 6,15b, kern)<br>dari Fig-28 Kern,1965<br>jH = 55<br>Cp = 282,2779 kJ/kg,K<br>Konduktivitas thermal<br>K = 0,4680 kJ/jam,m,K<br>Viskositas<br>μ = 4,5 kg/m,jam<br>(engineeringtoolbox,com)<br>De = 0,95 in = 0,02413 m<br>ho<br>$= 55 \times \frac{0,4680}{0,02413} \left(\frac{282,27 \; \times 4,5}{0,4680}\right)^{\frac{1}{3}} 1$<br>$\text{ho} = 14879,8384$ | $\text{Vt} = \frac{\text{Gp}}{\rho}$<br>$\text{Tavg} = \frac{30 + 70}{2} = 50 \text{ C} = 323,15 \text{ k}$<br>$\rho \text{ pada Tavg} = 34,4498 \; \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$<br>$\text{Vt} = \frac{817.727,7014 \; \frac{\text{lb}}{\text{ft2jam}}}{34,4498 \; \frac{\text{lb}}{\text{ft3}} \text{ x } \frac{3.600\text{s}}{1 \text{ jam}}} = 6,594 \; \frac{\text{ft}}{\text{s}}$<br>dari fig 25<br>Untuk: Vt = 14,8708 ft/s<br>Ta = 523,15 F<br>Di dapat hi = 1.250 dan Fc 0,8<br>Hi dengan factor koreksi<br>Hi = hi x Fc<br>Hi = 1250 x 0,8 = 1.000<br>$\text{hio} = \frac{\text{ID}}{\text{OD}} \text{x hi}$ |

| **Fluida panas: *Anulus*** | **Fluida dingin: *inner pipe*** |
|---|---|
| | $\text{hio} = \frac{1{,}38}{1{,}66} \text{x } 1000 = 831{,}3253$ |

9. Clean overall heat transfer coefficient (Uc)

$$\text{Uc} = \frac{\text{hio} \times \text{ho}}{\text{hio} + \text{ho}}$$

$$\text{Uc} = \frac{\mathbf{831,3253} \times 14.879{,}8384}{831{,}3253 + 14.879{,}8384}$$

$\text{Uc} = 787{,}3373 \text{Btu/jam,ft}^2\text{,}^o\text{F}$

10. Menghitung nilai Rd

$$\text{Rd} = \frac{U_C\text{-}U_D}{U_C \times U_D}$$

$$\text{Rd} = \frac{787{,}3373\text{- }73{,}2608}{787{,}3373 \text{ x } 73{,}2608}$$

$\text{Rd} = 0{,}01552$

Rdmin = 0,002

Rd > Rdmin , maka alat dapat dikatakan layak digunakan

11. Menghitung *Pressure Drop*

Tabel 7. *Pressure Drop*

| **ΔP anulus** | **ΔP inner pipe** |
|---|---|
| $D_e = 0{,}25567$ ft<br>$\text{Re} = 11785{,}75923$<br>$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}263}{\text{Re}^{0{,}42}}$ Pers3,47b<br>$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}263}{11.551{,}5345^{\,0{,}42}} = 0{,}0086$<br>$\rho = 1 \frac{\text{kg}}{\text{m3}} = 0{,}0623$ lb/ft3 | D = 0,115 ft<br>$\text{Re}_t = 776.716{,}117$<br>$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}263}{\text{Re}^{0{,}42}}$ Pers3,47b<br>$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}263}{776.716{,}117^{0{,}42}}$<br>$f = 0{,}00438$<br>$\rho = 552{,}0325 \frac{\text{kg}}{\text{m3}} = 34{,}2678 \frac{\text{lb}}{\text{ft3}}$ |

| | |
|---|---|
| $\Delta Fa = \frac{4\, f\, Ga^2 L}{2\, g\, \rho^2\, De}$ Pers 6,14<br><br>$\Delta Fa = \frac{4 \times 0{,}0086 \times 136.675{,}5881^2 x\, 18}{2 \times 4{,}8\ 10^8 \times 0{,}0623^2 \times 0{,}25567}$<br><br>$\Delta Fa = 12.679{,}06867$ ft | $\Delta Fp = \frac{4\, f\, Ga^2 L}{2\, g\, \rho^2\, De}$ Pers 6,14<br><br>$\Delta Fp = \frac{4 \times 0{,}00438 \times 1.834.558{,}186^2 \times 18}{2 \times 4{,}8\ 10^8 \times 34{,}2678^2 \times 0{,}17225}$<br><br>$\Delta Fp = 8{,}19299$ ft |
| $V = \frac{Ga}{3600\ \rho}$<br><br>$V = \frac{136.675{,}5881}{3600\ \times 0{,}0623} = 2{,}3654\, \frac{ft}{s}$<br><br>Untuk pressure drop di hairpin<br><br>$\Delta Fi = 3\ \left(\frac{V^2}{2\, g}\right)$<br><br>$\Delta Fi = 3\ \left(\frac{2{,}3654^2}{2 \times 32{,}2}\right) = 270{,}2551$ ft<br><br>$\Delta Pa = \frac{(\Delta Fa + \Delta Fi) \times \rho}{144}$<br><br>$\Delta Pa = \frac{(12241{,}41 + 270{,}2551\ ) \times 0{,}0623}{144}$<br><br>$\Delta Pa = 5{,}4134$<br><br>psi<br><br>$\Delta Pa$ yang diizinkan 10 psi, maka alat penukar panas yang digunakan memenuhi syarat | $\Delta Pp = \frac{\Delta Fp\ \times\ \rho}{144}$<br><br>$\Delta Pp = \frac{8{,}19299 \times\ 34{,}2678}{144}$<br><br>$\Delta Pp = 1{,}9497$ psi<br><br>$\Delta Pp$ yang diizinkan 10 psi maka alat penukar panas yang digunakan memenuhi syarat |

RINGKASAN HEAT EXCHANGER (HE-01)

Fungsi : Memanaskan umpan campuran Iso-butena dan normal-butena dari 30 $^{o}$C menjadi 70 $^{o}$C sebanyak 8.820,9167 kg/jam,

Tipe alat : *Double pipe Heat Exchanger*

Fluida dingin Iso-butena

| | |
|---|---|
| Tin | : 30 $^{o}$C |
| Tout | : 70 $^{o}$C |
| Tekanan | : 3,52 atm |
| Beban Panas | : 354.513,124 kJ/jam |

Fluida Panas *Dowtherm* A

| | |
|---|---|
| Tin | : 150$^{o}$C |
| Tout | : 50$^{o}$C |
| Tekanan | : 1 atm |
| Massa Dowterm | : 1.266,5287 kg/jam |

Dimensi pipa

| outer pipa (anulus) | | | inner pipa | | |
|---|---|---|---|---|---|
| IPS | 2,5 | in | IPS | 1,25 | in |
| OD | 2,88 | in | OD | 1,66 | in |
| sch | 40 | | sch | 40 | |
| ID | 2,469 | in | ID | 1,38 | in |
| at | 4,79 | in2 | at | 1,5 | in2 |
| ao | 0,735 | ft2/ft | ao | 0,435 | ft2/ft |

Koefisien Perpindahan Panas

Hi = 1000 Btu/jam,ft$^{2}$,$^{o}$Fh

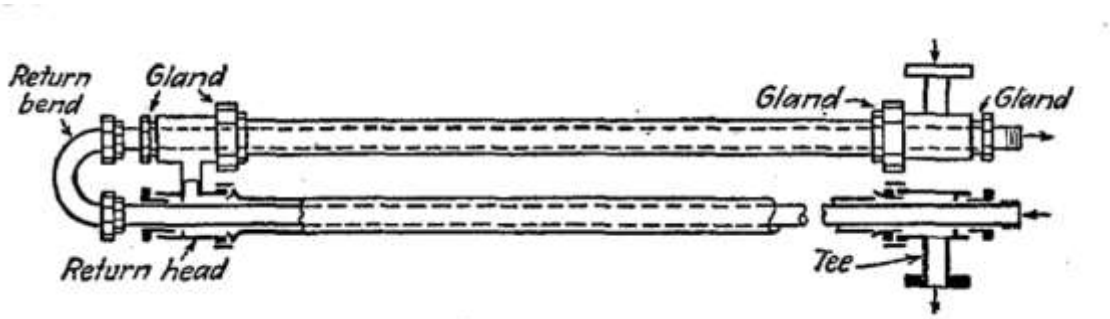
Hio = 787,3373 Btu/jam,ft$^{2}$,$^{o}$F

ho = 14879,8384 Btu/jam,ft$^{2}$,$^{o}$F

*HEATER* (HE-02)

Fungsi : Memanaskan umpan campuran metanol dari 30ºC menjadi 70ºC sebanyak 4.890,1525 kg/jam,

Tipe alat : *Double pipe Heat Exchanger*




Gambar 3. Rancangan Heat Exchanger (HE-02)

1. Data massa alat

   Data Metanol

Tabel 8, Aliran massa umpan masuk alat

| Komponen | mol (kmol/jam) | massa (kg/jam) | Fraksi Massa |
|---|---|---|---|
| CH3OH | 152,8377 | 4.890,8053 | 0,9973 |
| H2O | 0,4082 | 7,3472 | 0,0027 |
| Total | 153,2458 | 4.898,1525 | 1,0000 |

Tin : 30 ºC

Tout : 70 ºC

Data *Dowtherm* A

Tin : 150ºC

Tout : 50ºC

2. Neraca Panas

Dari Yaws, 1991 Cp gas (kj/kmol K) = $A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$

Tabel 9. Nilai Cp komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| CH3OH | 40,152 | 0,31046 | -1,0291,E-03 | 1,4598E-06 |
| H2O | 92,053 | -0,03995 | -2,1100,E-04 | 0,00000053500 |

d. Panas Masuk alat (HE-02)

Tin : 30 $^oC$ = 303,15 K

Tref : 25 $^oC$ = 298,15 K

$$Qin = \int_{298,15}^{303,15} \sum n * Cp * dT$$

$$Qin = \int_{298,15}^{303,15} (n \text{ x} Cp\ H_2O + n \text{ x } Cp\ NH_3)\ dT$$

$$Q_{H2O} = 0,4082 \int_{298}^{303,15} \left[(82,053 - 0,03995^{-3}T - 2,11x10^{-3}T^2 + 5,35 \text{ x} 10^{-7}T^3\right] dT$$

Tabel 10. Nilai Panas masuk HE-02

| Komponen | mol | Cp dt | Q |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | kJ/kmol | kJ/jam |
| CH3OH | 152,8377 | 200,9996515 | 30.720,31743 |
| H2O | 0,4082 | 460,1350178 | 187,8176245 |
| Total | 153,2458 | | 30.908,13506 |

Sehingga Q in = 30.908,1350 kJ/jam

e. Panas Keluar HE

Tout : 70 $^oC$ = 343,15 K

Tref : 25$^oC$ = 298K

Tabel 11. Nilai Panas keluar HE-02

| Komponen | mol | Cp dt | Q |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | kJ/kmol | kJ/jam |
| CH3OH | 152,8377 | 1.808,999822 | 276.483,3091 |
| H2O | 0,4082 | 4.141,315937 | 1.690,399756 |
| Total | 153,2458 | | 278.173,7088 |

Sehingga Q out = 278.173,7088 kJ/jam

f. Beban Panas HE

Panas Input – Panas Output = 0

Panas Input + beban panas - Panas Output = 0

30.908,1350 kJ/jam + beban panas – 278.173,7088 kJ/jam = 0

Beban panas = 247.265,5738 kJ/jam

3. Media Pemanas

Sebagai pemanas digunakan *dowtherm* A dengan :

Suhu masuk = 150$^{o}$C = 423,15 K

Suhu keluar = 50$^{o}$C = 323,15 K

Dengan Cp Dowterm (J/kmol,K)

Cp dT dowterm = 46858,13701 kJ/kmol

$Q = m \times cpdT$

$$m = \frac{Q}{CpdT}$$

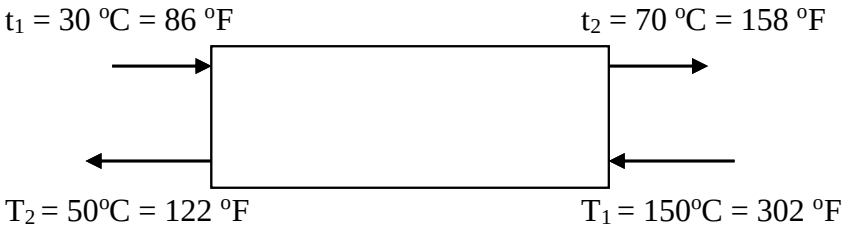
$$m = \frac{247.265,5738 \ \ kJ/jam}{46.858,13701 \ kJ/kmol}$$

$$m = 5,2768 \ kmol/jam$$

$$\text{massa dowtherm} \ = 5,2768 \frac{kmol}{jam} \times 166 \ \frac{kg}{kmol}$$

$$\text{massa dowtherm} \ = 875,9649 \frac{kg}{jam} = 1.931,5026 \frac{lbm}{jam}$$

4. Menentukan ΔT LMTD




Gambar 4. Skema pertukaran panas alat (HE-02)

Dengan :

$t_1$ = Fluida masuk

$t_2$ = Fluida keluar

$T_1$ = Dowtherm masuk

$T_2$ = Dowtherm keluar

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD} = \frac{(\mathbf{T_2 - t_1}) - (\mathbf{T_1 - t_2})}{\ln \frac{(\mathbf{T_2 - t_1})}{(\mathbf{T_1 - t_2})}}$$

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD} = \frac{(\mathbf{122 - 86}) - (\mathbf{302 - 158})}{\ln \frac{(\mathbf{122 - 86})}{(\mathbf{302 - 158})}}$$

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD} = \mathbf{77,9055}\ ^\circ\text{F}$$

Berdasarkan Tabel 12.1 (Towler and sinnot, hal 797), koefisien perpindahan panas (Ud) untuk dowterm range ud berkisar antara 50 - 300 Btu/ft$^2$°F Jam, Maka dipilih ud = 80 Btu/ft$^2$°F Jam.

**Table 12.1.** Typical Overall Coefficients

| Shell and Tube Exchangers | | |
|---|---|---|
| **Hot Fluid** | **Cold Fluid** | ***U* (W/m²°C)** |
| *Heat exchangers* | | |
| Water | Water | 800–1500 |
| Organic solvents | Organic solvents | 100–300 |
| Light oils | Light oils | 100–400 |
| Heavy oils | Heavy oils | 50–300 |
| Gases | Gases | 10–50 |
| *Coolers* | | |
| Organic solvents | Water | 250–750 |
| Light oils | Water | 350–900 |
| Heavy oils | Water | 60–300 |
| Gases | Water | 20–300 |
| Organic solvents | Brine | 150–500 |
| Water | Brine | 600–1200 |
| Gases | Brine | 15–250 |
| *Heaters* | | |
| Steam | Water | 1500–4000 |
| Steam | Organic solvents | 500–1000 |
| Steam | Light oils | 300–900 |
| Steam | Heavy oils | 60–450 |
| Steam | Gases | 30–300 |
| Dowtherm | Heavy oils | 50–300 |
| Dowtherm | Gases | 20–200 |
| Flue gases | Steam | 30–100 |
| Flue | Hydrocarbon vapors | 30–100 |
| *Condensers* | | |
| Aqueous vapors | Water | 1000–1500 |
| Organic vapors | Water | 700–1000 |
| Organics (some noncondensables) | Water | 500–700 |
| Vacuum condensers | Water | 200–500 |
| *Vaporizers* | | |
| Steam | Aqueous solutions | 1000–1500 |
| Steam | Light organics | 900–1200 |
| Steam | Heavy organics | 600–900 |

5. Menentukan luas perpindahan panas

$$\mathbf{A} = \frac{\mathbf{Q}}{\mathbf{U_d} \times \Delta \mathbf{T_{LMTD}}}$$

Dengan:

A = Luas Transfer Panas ($ft^2$)

Ud = koefisien transfer panas overall trial ($Btu/ft^2°F$)

Q = Beban panas steam (Btu/jam)

$$\mathbf{A} = \frac{\mathbf{247.265,5738\ \frac{kj}{jam} \times \frac{1\ btu}{1,055\ kJ}}}{\mathbf{80\ \frac{Btu}{jam, ft^2, °F}} \times \mathbf{77,9055\ F}}$$

$$\mathbf{A = 38,3662\ ft^2}$$

Dipilih *double pipe Heat Exchanger* karena terbaik saat A < 200 $ft^2$

6. Spesifikasi pipa

Rute fluida :

Inner Pipe = Campuran Metanol dan air

Outer Pipe = Dowtherm

Tabel 12. Data dimensi pipa (table 11 kern,1950)

| Outer pipa (anulus) | | | Inner pipa | | |
|---|---|---|---|---|---|
| IPS | 2,5 | in | IPS | 1,25 | in |
| OD | 2,88 | in | OD | 1,66 | in |
| sch | 40 | | sch | 40 | |
| ID | 2,469 | in | ID | 1,38 | in |
| at | 4,79 | in2 | at | 1,5 | in2 |
| ao | 0,735 | ft2/ft | ao | 0,435 | ft2/ft |

Menghitung Panjang pipa yang dibutuhkan

$$\mathbf{Lp} = \frac{\mathbf{A}}{\mathbf{ao}}$$

Dengan :

A = Luas Transfer Panas ( $ft^2$)

Ao = luas permukaan luar inner pipa ($0{,}622 ft^2/ft$)

$$\mathbf{Lp(Panjang\ Ekivalen\ Pipa)} = \frac{\mathbf{38,3662\ ft^2}}{\mathbf{0,435\ ft2/ft}} = \mathbf{88,1982\ ft}$$

*Double pipe heat exchanger* biasanya di rakit dengan panjang perpipa 12,16,18 dan 20 ft

Digunakan HE dengan panjang perpipa 18 ft

Maka jumlah pipa dibutuhkan

$$\mathbf{Nt} = \frac{\mathbf{88,1982\ ft}}{\mathbf{18\ ft}} = \mathbf{4,8899 = 5\ buah}$$

1 hairpin terdiri dari 2 pipa

Maka jumlah hairpin yang diperlukan

$$\mathbf{h} = \frac{\mathbf{Nt}}{\mathbf{2}} = \frac{\mathbf{5}}{\mathbf{2}} = \mathbf{2,445 = 2\ buah}$$

7. Koreksi nilai Ud

$A = N_t$ x L x ao

$= 5$ x18 ft x 0,0,435 $ft^2/ft$

$= 39,15\ ft^2$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta T}$$

$$U_D = \frac{247.265,5738 \frac{kJ}{Jam} \times \frac{1\ Btu}{1,055\ kJ}}{39,15\ ft^2 \text{ x } 77,9055°F}$$

$U_D = 82,7103$ Btu $/ft^2$,jam,$^oF$

8. Menghitung *heat transfer coefficient for inside and outside fluid* ($h_i$, $h_o$)

Tabel 13. Data dalam alat (HE-02)

| **Fluida panas: *Anulus*** | **Fluida dingin: *inner pipe*** |
|---|---|
| ***flow area* ($a_A$)** | ***flow area* ($a_p$)** |
| D2 = ID outer = 0,20575 ft<br>D1 = OD inner = 0,1383 ft<br>$a_A = \frac{\pi\,(D_2{}^2 - D_1{}^2)}{4}$<br>$a_A = \frac{\pi\,(0,20575^{\,2} - 0,1383^2)}{4}$<br>$a_A = 0,0182$ ft2 | $D_p = \frac{1,38\ in}{12\ ft} = 0,115\ ft$<br>$a_p = \frac{\pi D^2}{4}$<br>$a_p = \frac{3,14 \text{ x } 0,115\ ft^2}{4} = 0,0104\ ft^2$ |
| ***Mass velocity* ($G_a$)** | ***Mass velocity* ($G_p$)** |
| $G_A = \frac{WA}{a_A}$<br>$G_A = \frac{1.931,50\ lb/jam}{0,0182\ ft^2}$<br>$G_A = 108.215,8717$ lb/$ft^2$jam | $G_p = \frac{Wp}{a_p}$<br>$G_p = \frac{10.800,43\ lb/jam}{0,0104\ ft^2}$<br>$G_p = 1.059.909,64$ lb/$ft^2$jam |

| **Fluida panas: *Anulus*** | **Fluida dingin: *inner pipe*** |
|---|---|
| **Bilangan Reynold** | **Bilangan Reynold** |
| $Re = \frac{D_p \; x \; G_p}{\mu}$<br>μdowterm = 1,25 cp x $\frac{2{,}42 \text{ lb/ftjam}}{1\text{cp}}$<br>μdowterm = 3,025 lb/ftJam<br>(engineeringtoolbox,com)<br>$Re = \frac{0{,}115 \; ft \; x \; 108.215{,}8717 \frac{\text{lb}}{\text{ft2jam}}}{3{,}025 \; \frac{\text{lb}}{\text{ftjam}}}$<br>$Re = 7.360{,}46797$ | $Re = \frac{D_p \; x \; G_p}{\mu}$<br>μ = 0,07116 cp x $\frac{2{,}42 \text{ lb/ftjam}}{1\text{cp}}$<br>μ = 0,17736 lb/ftjam (fig15 kern)<br>$Re = \frac{0{,}115 \; ft \; x \; 1.059.909{,}64 \frac{\text{lb}}{\text{ft2jam}}}{0{,}17736 \frac{\text{lb}}{\text{ftjam}}}$<br>$Re = 703.105{,}1396$ |
| ***Heat-transfer coefficient outside*** **($h_o$)** | ***Heat-transfer coefficient inside*** **($h_i$)** |
| ho untuk dowterm<br>$\text{ho} = \text{jH} \times \frac{\text{k}}{\text{D}} \left(\frac{\text{c}\,\mu}{\text{k}}\right)^{1/3} \emptyset$<br>(Pers 6,15b, kern)<br>dari Fig-28 Kern,1965<br>jH = 35<br>Cp = 282,2779 kJ/kg,K<br>Konduktivitas thermal<br>K = 0,4680 kJ/jam,m,K<br>Viskositas<br>μ = 4,5 kg/m,jam<br>(engineeringtoolbox,com)<br>De = 0,95 in = 0,02413 m<br>ho<br>$= 35 \times \frac{0{,}4680}{0{,}02413} \left(\frac{282{,}27 \; \times 4{,}5}{0{,}4680}\right)^{\frac{1}{3}} 1$<br>ho = 9.468,988093 | $\text{Vt} = \frac{\text{Gp}}{\rho}$<br>$\text{Tavg} = \frac{30 + 70}{2} = 50\text{ C} = 323{,}15\text{ k}$<br>ρ pada Tavg = $43{,}9570 \; \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$<br>$\text{Vt} = \frac{462.395{,}1853 \frac{\text{lb}}{\text{ft2jam}}}{43{,}9570 \frac{\text{lb}}{\text{ft3}} \text{ x } \frac{3.600\text{s}}{1 \text{ jam}}} = 6{,}697 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$<br>dari fig 25<br>Untuk: Vt = 6,697 ft/s<br>Ta = 122 F<br>Di dapat hi = 680 dan Fc 0,8<br>Hi dengan factor koreksi<br>Hi = hi x Fc<br>Hi = 680 x 0,8 = 544<br>$\text{hio} = \frac{\text{ID}}{\text{OD}} \text{x hi}$ |

| **Fluida panas: *Anulus*** | **Fluida dingin: *inner pipe*** |
|---|---|
| | $\text{hio} = \frac{1,66}{1,38} \text{x } 544 = 452,2409$ |

9. Clean overall heat transfer coefficient (Uc)

$$\text{Uc} = \frac{\text{hio} \times \text{ho}}{\text{hio} + \text{ho}}$$

$$\text{Uc} = \frac{\mathbf{452,2409} \times 9.468,98}{452,2409 + 9.468,98}$$

$\text{Uc} = 431,6264$ Btu/jam,ft$^2$,$^o$F

10. Menghitung nilai Rd

$$\text{Rd} = \frac{U_C\text{-}U_D}{U_C \times U_D}$$

$$\text{Rd} = \frac{431,6264 - 82,7103}{431,6264 \text{ x } 82,7103}$$

Rd = 0,009773

Rdmin = 0,002

Rd > Rdmin , maka alat dapat dikatakan layak digunakan

11. Menghitung *Pressure Drop*

Tabel 14. *Pressure Drop*

| **ΔP anulus** | **ΔP inner pipe** |
|---|---|
| $D_e = 0,20575$ ft<br>$\text{Re} = 7360,46$<br>$f = 0,0035 + \frac{0,263}{\text{Re}^{0,42}}$ Pers3,47b<br>$f = 0,0035 + \frac{0,263}{7360,46^{0,42}} = 0,0097$<br>$\rho = 1 \frac{\text{kg}}{\text{m3}}$ = 0,06230 lb/ft3 | D = 0,115 ft<br>$\text{Re}_t = 703.105,1396$<br>$f = 0,0035 + \frac{0,263}{\text{Re}^{0,42}}$ Pers3,47b<br>$f = 0,0035 + \frac{0,263}{703.105,1396^{0,42}}$<br>$f = 0,0044$<br>$\rho = 708,1197 \frac{\text{kg}}{\text{m3}} = 43,9570 \frac{\text{lb}}{\text{ft3}}$ |

| | |
|---|---|
| $\Delta Fa = \frac{4\, f\, Ga^2 L}{2\, g\, \rho^2\, De}$ Pers 6,14<br>$\Delta Fa = \frac{4 \times 0{,}0097 \times 108.215{,}8717^2 x\ 18}{2 \times 4{,}8\ 10^8 \times 0{,}06230^2 \times 0{,}20575}$<br>$\Delta Fa = 10.721{,}1728$ ft | $\Delta Fp = \frac{4\, f\, Ga^2 L}{2\, g\, \rho^2\, De}$ Pers 6,14<br>$\Delta Fp = \frac{4 \times 0{,}0044 \times 703.105{,}1396^2 \times 18}{2 \times 4{,}8\ 10^8 \times 43{,}9570^2 \times 0{,}115}$<br>$\Delta Fp = 1{,}6763$ ft |
| $V = \frac{Ga}{3.600\ \rho}$<br>$V = \frac{108.215{,}8717}{3.600\ \times 0{,}0623} = 1{,}8728 \frac{ft}{s}$<br><br>Untuk pressure drop di hairpin<br>$\Delta Fi = 3\ \left(\frac{V^2}{2\, g}\right)$<br>$\Delta Fi = 3\ \left(\frac{1{,}8728^2}{2 \times 32{,}2}\right) = 169{,}4236$ ft<br>$\Delta Pa = \frac{(\Delta Fa + \Delta Fi) \times \rho}{144}$<br>$\Delta Pa = \frac{(10.721{,}17 + 169{,}42\ ) \times 0{,}0623}{144}$<br>$\Delta Pa = 4{,}71209$<br>psi<br>$\Delta Pa$ yang diizinkan 10 psi, maka alat penukar panas yang digunakan memenuhi syarat | $\Delta Pp = \frac{\Delta Fp\ \times\ \rho}{144}$<br>$\Delta Pp = \frac{1{,}6763 \times\ 43{,}9570}{144}$<br>$\Delta Pp = 0{,}5117$ psi<br>$\Delta Pp$ yang diizinkan 10 psi maka alat penukar panas yang digunakan memenuhi syarat |

RINGKASAN HEAT EXCHANGER (HE-02)

Fungsi : Memanaskan umpan $CH_3OH$ dari 30 $^oC$ menjadi 70 $^oC$ sebanyak 4.890,1525 kg/jam,

Tipe alat : *Double pipe Heat Exchanger*

Fluida dingin $CH_3OH$

| | |
|---|---|
| Tin | : 50 $^oC$ |
| Tout | : 70 $^oC$ |
| Tekanan | : 1 atm |
| Beban Panas | : 247.265,5738 kJ/jam |

Fluida Panas *Dowtherm* A

| | |
|---|---|
| Tin | : 150 $^oC$ |
| Tout | : 50 $^oC$ |
| Tekanan | : 1 atm |
| Massa Dowterm | : 875,9446 kg/jam |

Dimensi pipa

| outer pipa (anulus) | | | inner pipa | | |
|---|---|---|---|---|---|
| IPS | 4 | in | IPS | 3 | in |
| OD | 4,5 | in | OD | 3,5 | in |
| sch | 40 | | sch | 40 | |
| ID | 4,026 | in | ID | 3,068 | in |
| at | 12,7 | $in^2$ | at | 7,38 | $in^2$ |
| ao | 1,178 | $ft^2/ft$ | ao | 0,917 | $ft^2/ft$ |

Koefisien Perpindahan Panas

Hi = 544 Btu/jam,$ft^2$,$^oF$

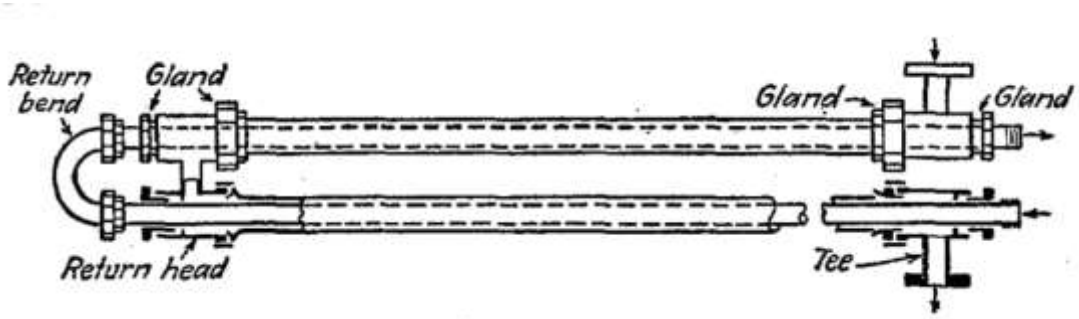
Hio = 452,2409 Btu/jam,$ft^2$,$^oF$

ho = 9.468,9880 Btu/jam,$ft^2$,$^oF$

Heater (HE-03)

Fungsi : Mendinginkan keluaran reaktor dari 76,3925 $^{o}$C menjadi 95.4 $^{o}$C sebanyak 13.543,5154 kg/jam menggunakan media pendingin air,

Tipe alat : *Double pipe Heat Exchanger*




Gambar 5. Rancangan Heater (HE-03)

1. Data yang diketahui

   Data Umpan Masuk

Tabel 15. Aliran masa umpan masuk alat (HE-03)

| Komponen | mol (kmol/jam) | massa (kg/jam) | Fraksi Massa |
|---|---|---|---|
| i-C4H8 | 12,2270 | 684,7127 | 0,0506 |
| n-C4H8 | 1,5438 | 86,4536 | 0,0064 |
| (CH3)3COCH3 | 140,6107 | 12.373,7374 | 0,9136 |
| CH3OH | 12,2270 | 391,2644 | 0,0289 |
| H2O | 0,4082 | 7,3472 | 0,0005 |
| Total arus | 13,7708 | 13.543,5154 | 1,0000 |

Tin : 76,12 $^{o}$C

Tout : 61,812 $^{o}$C

Data Fluida Dingin

Tin : 30 $^{o}$C

Tout : 50 $^{o}$C

2. Menghitung neraca panas

Dari Yaws, 1991 diketahui Cp

Tabel 16. Data untuk nilai cp

| | Cp cair (J/mol,K) = $A+BT+CT^2+DT^3$ | | | |
|---|---|---|---|---|
| Komponen | A | B | C | D |
| i-C4H8 | 57,611 | 0,56251 | -2,2985,E-03 | 4,1773E-06 |
| n-C4H8 | 74,597 | 0,33434 | -1,3914,E-03 | 0,00000302410 |
| (CH3)3COCH3 | 63,744 | 7,66E-01 | -2,61E-03 | 3,92E-06 |
| CH3OH | 40,152 | 3,10E-01 | -1,03E-03 | 1,46E-06 |
| H2O | 92,053 | -0,03995 | -2,11E-04 | 5,35E-07 |

a. Panas Masuk HE-03

Tin : 76,3925 $^oC$ = 349,5254 K

Tref : 25$^oC$ = 298,15 K

$$Qin=\int_{298}^{416}\sum n\ *Cp*dT$$

Tabel 17. Nilai Panas Umpan masuk alat (HE-03)

| Komponen | mol | Massa | Cp dt | Q |
|---|---|---|---|---|
| | kmol/jam | kg/jam | kJ/kmol | kJ/jam |
| i-C4H8 | 12,2270 | 684,7127 | 2.966,646415 | 36.273,22493 |
| n-C4H8 | 1,5438 | 86,4536 | 3.839,129573 | 5.926,905054 |
| (CH3)3COCH3 | 140,6107 | 12.373,7374 | 3.282,520265 | 461.557,3146 |
| CH3OH | 12,2270 | 391,2644 | 2.065,984399 | 25.260,81855 |
| H2O | 0,4082 | 7,3472 | 4.729,633304 | 1.930,538772 |
| Total | 13,7708 | 13.543,5154 | | 530.948,8019 |

Sehingga Q in = 530.948,8019kJ/jam

b. Panas Keluar HE-01

Tout : 95,4 $^{o}$C = 368,55 K

Tref : 25 $^{o}$C = 298,15 K

Tabel 18. Nilai Panas umpan keluar alat (CL-01)

| Komponen | mol | massa | Cp dt | Q |
|---|---|---|---|---|
| | kmol/jam | kg/jam | kJ/kmol | kJ/jam |
| i-C4H8 | 12,2270 | 684,7127 | 4.064,254571 | 49.693,69435 |
| n-C4H8 | 1,5438 | 86,4536 | 5.259,437907 | 8.119.59808 |
| (CH3)3COCH3 | 140,6107 | 12.373,7374 | 4.496,725436 | 632.287,954 |
| CH3OH | 12,2270 | 391,2644 | 2.830,12534 | 34.603,97993 |
| H2O | 0,4082 | 7,3472 | 6.478,974465 | 2.644,583756 |
| Total | 167,0167 | 13.543,5154 | | 727.349,3515 |

Sehingga Q out = 727.349,3515 kJ/jam

c. Beban Pendingin CL-01

Panas Input – Panas Output = 0

Panas Input = (Panas Output + beban pendingin )

530.948,8019 kJ/jam = 727.349,3515 kJ/jam + beban pendingin

beban pendingin = -196.400,5495 kJ/jam

d. Jumlah Pendingin

Sebagai pendingin digunakan air dengan

Tin : 150$^{o}$C = 425,15 K

Tout : 77$^{o}$C = 350,15 K

$Q_{H2O} = \mathbf{n\ cp\ \Delta t}$

$Q_{H2O} = n \int_{350,15}^{425,15} \left[143.437 - 372,894\, T^2 + \mathbf{0,111497T^3}\right] \mathbf{dT}$

$\mathbf{n = 5,5824\ kmol/h}$

Maka massa air yang dibutuhkan

$$\textbf{massa air} = \mathbf{n} \times \mathbf{Bm}$$

$$\textbf{massa air} = \mathbf{5,5824}\,\frac{\textbf{kmol}}{\textbf{h}} \times \mathbf{166}\,\frac{\textbf{kg}}{\textbf{kmol}} = \mathbf{926,6712\ kg/h}$$

3. Menentukan ΔT LMTD

$t_1$ = 76,3925 $^oC$ = 169,5065 $^oF$ $t_2$ = 95,4 $^oC$ = 203,72 $^oF$

$T_2$ = 77$^oC$ = 170,6045$^oF$ $T_1$ = 150$^oC$ = 302$^oF$

Gambar 6. Skema pertukaran panas alat (CL-01)

Dengan :

$t_1$ = Fluida Panas umpan masuk

$t_2$ = Fluida Panas umpan keluar

$T_1$ = Air Pendingin Masuk

$T_2$ = Air Pendingin keluar

$$\textbf{ΔT LMTD} = \frac{(\mathbf{T_2} - \mathbf{t_1}) - (\mathbf{T_1} - \mathbf{t_2})}{\ln \frac{(\mathbf{T_2} - \mathbf{t_1})}{(\mathbf{T_1} - \mathbf{t_2})}}$$

$$\textbf{ΔT LMTD} = \frac{(\mathbf{170,6045 - 169,5065}) - (\mathbf{302 - 203,72})}{\ln \frac{(\mathbf{170,6045 - 169,5065})}{(\mathbf{302 - 203,72})}}$$

$$\textbf{ΔT LMTD} = \mathbf{21,6045}\ ^\circ\text{F}$$

Berdasarkan Tabel 12.1 (Towler and sinnot, hal 797), koefisien perpindahan panas (Ud) untuk dowterm range ud berkisar antara 50 - 300 Btu/ft$^2$°F Jam, Maka dipilih ud = 75 Btu/ft$^2$°F Jam.

4. Menentukan luas perpindahan panas

$$\boldsymbol{A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}}$$

Dengan:

A = Luas Transfer Panas ($ft^2$)

Ud = koefisien transfer panas overall triall (Btu/$ft^2$°F)

Q = Beban pendingin (Btu/jam)

$$\mathbf{A = \frac{196.400{,}5495\ \frac{kJ}{Jam} \times \frac{1\ Btu}{1{,}055\ kJ}}{75\ \frac{Btu}{jam, ft^2, °F} \times 21{,}6045°F}}$$

$$\mathbf{A = 114{,}8906\ ft^2}$$

Dipilih *double pipe Heat Exchanger* karena terbaik saat A = 100 - 200 $ft^2$

5. Spesifikasi pipa dalam alatt (CL-01)

Rute fluida :

Inner Pipe = Campuran Produk

Outer Pipe =Air

Tabel 19. Data dimensi pipa (table 11 kern,1950)

| Outer pipa (anulus) | | | Inner pipa | | |
|---|---|---|---|---|---|
| IPS | 6 | in | IPS | 3 | in |
| OD | 6,625 | in | OD | 3,5 | in |
| sch | 40 | | sch | 40 | |
| ID | 6,065 | in | ID | 3,068 | in |
| at | 28,9 | $in^2$ | at | 7,38 | $in^2$ |
| ao | 1,734 | $ft^2/ft$ | ao | 0,917 | $ft^2/ft$ |

Menghitung Panjang pipa yang dibutuhkan

$$\mathbf{Lp = \frac{A}{ao}}$$

Dengan :

A = Luas Transfer Panas ($ft^2$)

Ao = luas permukaan luar inner pipa (0,917 $ft^2/ft$)

$$\mathbf{Lp} = \frac{\mathbf{114,8906\ ft2}}{\mathbf{0,917\ ft2/ft}} = \mathbf{125,1897\ ft}$$

*Double pipe heat exchanger* biasanya di rakit dengan panjang perpipa 12,15, dan 20 ft

Digunakan HE dengan panjang perpipa 12 ft

Maka jumlah pipa dibutuhkan

$$\mathbf{Nt} = \frac{\mathbf{125,1897\ ft}}{\mathbf{12\ ft}} = \mathbf{6.2} = \mathbf{\ 6\ buah}$$

1 hairpin terdiri dari 2 pipa

Maka jumlah hairpin yang diperlukan

$$\mathbf{h} = \frac{\mathbf{Nt}}{\mathbf{2}} = \frac{\mathbf{6}}{\mathbf{2}} = \mathbf{3\ buah}$$

6. Koreksi nilai Ud

A = $N_t$ x L x ao

= 6 x 20 ft x 0,917 $ft^2$/ft

= 110,04 $ft^2$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta T}$$

$$U_D = \frac{196.400,5495 \frac{kj}{h} \times \frac{1\ \text{btu}}{1,055\ \text{kJ}}}{110,04\ \text{ft}^2 \text{ x } 21,6045\ \ \text{F}}$$

$U_D$ = 82,6129 BTU /$ft^2$ jam$^o$F

7. Menghitung *heat transfer coefficient for inside and outside fluid* ($h_i$, $h_o$)

Tabel 20. Data Transfer panas dalam alat (HE-03)

| **Fluida dingin: *Anulus*** | **Fluida panas: *inner pipe*** |
|---|---|
| ***flow area* ($a_A$)** | ***flow area* ($a_p$)** |
| D2 = ID outer = 6 in = 0,5054 ft<br>D1 = OD inner = 3,5 in = 0,2917 ft<br>$a_A = \frac{\pi (D_2{}^2 - D_1{}^2)}{4}$<br>$a_A = \frac{\pi (0{,}5054^2 - 0{,}2917^2)}{4}$<br>$a_A$= 0,1337 ft2 | $D_p = \frac{3{,}068 \text{ in}}{12\ ft} = 0{,}26\ ft$<br>$a_p = \frac{\pi D^2}{4}$<br>$a_p = \frac{3{,}14 \text{ x } 0{,}26\ ft^2}{4} = 0{,}05\ ft^2$ |
| ***Mass velocity* ($G_s$)** | ***Mass velocity* ($G_p$)** |
| $G_A = \frac{WA}{a_A}$<br>$G_A = \frac{2.043{,}31 \text{ lb/jam}}{0{,}1337 \text{ ft}^2}$<br>$G_A$= 12.277,5873 lb/ft$^2$jam | $G_p = \frac{Wp}{a_p}$<br>$G_p = \frac{29.863{,}45 \text{ lb/jam}}{0{,}05 \text{ ft}^2}$<br>$G_p$= 581.469,7572 lb/ft$^2$jam |
| **Bilangan Reynold** | **Bilangan Reynold** |
| $Re = \frac{D_e \ x \ G_a}{\mu}$<br>μair =0,7 cp x $\frac{2{,}42 \text{ lb/ftjam}}{1\text{cp}}$<br>μ = 1,6946 lb/ftjam (fig14 kern) | $Re = \frac{D_p \ x \ G_p}{\mu}$<br>μ = 0, 1889 cp x $\frac{2{,}42 \text{ lb/ftjam}}{1\text{cp}}$<br>μ = 0,4570 lb/ftjam (yaws) |

| **Fluida dingin: *Anulus*** | **Fluida panas: *inner pipe*** |
|---|---|
| $Re = \frac{0{,}5054\ ft\ x\ 15.277{,}5873\ \frac{\text{lb}}{\text{ft2jam}}}{1{,}6946\ \frac{\text{lb}}{\text{ftjam}}}$<br><br>$Re = 4.558{,}1743$ | $Re = \frac{0{,}25567\ ft\ x\ 518.469{,}757\ \frac{\text{lb}}{\text{ft2jam}}}{0{,}4570\ \frac{\text{lb}}{\text{ftjam}}}$<br><br>$Re = 325.2268{,}0555$ |
| ***Heat-transfer coefficient outside* ($h_o$)** | ***Heat-transfer coefficient inside* ($h_i$)** |
| Untuk horizontal tubes<br>$g' = \frac{w}{L, Nt^{2/3}}$<br>$g' = \frac{2.043{,}31}{20\ x\ 6^{2/3}} = 135{,}7646$<br>T= 104 F<br>Kf = 0,33 (table 4 kern)<br>Sf = 1 (table 6 kern)<br>μ = 0,7 (fig 14 kern)<br>dari fig 12.9 di dapatkan ho<br>ho = 190 | $Vt = \frac{Gp}{\rho}$<br>$Tavg = \frac{76{,}3925 + 95{,}4}{2} =$ 68,966C = 359 K<br>$\rho$ pada $Tavg =$ $44.2166\ \frac{\text{lb}}{\text{ft3}}$<br>$Vt = \frac{581.469{,}7572\ \frac{lb}{ft2jam}}{44.2166\ \frac{\text{lb}}{\text{ft3}}\ \text{x}\ \frac{3.600\text{s}}{1\ \text{jam}}} = 3{,}65\ \frac{ft}{s}$<br>dari fig 25<br>Untuk: Vt = 3,65 ft/s<br>Ta = 186,6132 F<br>Di dapat hi = 1.950 dan Fc 0,8<br>Hi dengan factor koreksi<br>Hi = hi x Fc<br>Hi = 1.950 x 0,8 = 1.560<br>$hio = \frac{ID}{OD}\ x\ hi$<br>$hio = \frac{3{,}068}{3{,}5}\ x 1.560 = 1.367{,}4514$ |

8. Clean overall heat transfer coefficient (Uc)

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$Uc = \frac{\mathbf{1.367,4514} \times 190}{\mathbf{1.367,4514} + 190}$$

$Uc = 166{,}8211$ Btu/jam,ft$^2$,$^o$F

9. Menghitung nilai Rd

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$Rd = \frac{166{,}8211 - 77{,}547}{166{,}8211 \times 77{,}547}$$

$Rd = 0{,}007$ Jam,ft$^2$,$^o$F/Btu

Rd > Rdmin , maka alat dapat dikatakan layak digunakan

10. Menghitung *Pressure Drop*

Tabel 21. Nilai *Presurre Drop*

| **ΔP anulus** | **ΔP inner pipe** |
|---|---|
| $D_e = 0{,}50541$ ft<br>$Re = 4.558{,}1843$<br>$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}263}{Re^{0{,}42}}$ Pers 3,47b<br>$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}263}{4.558{,}1843^{\,0{,}42}} = 0{,}0092$<br>$\rho = 1\frac{kg}{m3}$ = 0,0623 lb/ft3 | D = 0,25567 ft<br>$Re_t$= 325.268,0555<br>$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}263}{Re^{0{,}42}}$ Pers3,47b<br>$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}263}{325.268{,}0555^{0{,}42}}$<br>$f = 0{,}0048$<br>$\rho = 712{,}3015\frac{kg}{m3} = 44{,}2166\frac{lb}{ft3}$ |
| $\Delta Fa = \frac{4\,f\,Ga^2 L}{2\,g\,\rho^2\,De}$ Pers 6,14<br>$\Delta Fa = \frac{4 \times 0{,}0092 \times 15.277{,}5873^2 x\,18}{2 \times 4{,}8\,10^8 \times 0{,}0623^2 \times 0{,}5054}$<br>$\Delta Fa = 99{,}4199$ ft | $\Delta Fp = \frac{4\,f\,Gp^2 L}{2\,g\,\rho^2\,De}$ Pers 6,14<br>$\Delta Fp = \frac{4 \times 0{,}0048 \times 581.469{,}7572^{\,2} \times 20}{2 \times 4{,}8\,10^8 \times 44{,}2166^2 \times 0{,}25567}$<br>$\Delta Fp = 0{,}2690$ ft |

| | |
|---|---|
| $V = \frac{Ga}{3600\ \rho}$<br>$V = \frac{15.277{,}5873}{3.600\ \times 0{,}0632} = 0{,}2644\ \frac{ft}{s}$<br><br>Untuk pressure drop di hairpin<br>$\Delta Fi = 3\ \left(\frac{V^2}{2\ g}\right)$<br>$\Delta Fi = 3\ \left(\frac{0{,}2644^2}{2 \times 32{,}2}\right) = 3{,}3768$ ft<br>$\Delta Pa = \frac{(\Delta Fa + \Delta Fi) \times \rho}{144}$<br>$\Delta Pa = \frac{(99{,}4199 + 3.3768\ ) \times 0{,}0632}{144}$<br>$\Delta Pa = 0{,}0445$ psi<br>$\Delta Pa$ yang diizinkan 10 psi, maka alat penukar panas yang digunakan memenuhi syarat | $\Delta Pp = \frac{\Delta Fp\ \times\ \rho}{144}$<br>$\Delta Pp = \frac{0{,}2609 \times 44{,}2166}{144}$<br>$\Delta Pp = 0{,}0826$ psi<br>$\Delta Pp$ yang diizinkan 10 psi maka alat penukar panas yang digunakan memenuhi syarat |

RINGKASAN COOLER

(HE-03)

Fungsi : Mendinginkan keluaran reaktor dari 76,3925$^{o}$C menjadi 95,4$^{o}$C sebanyak 13.543,5154 kg/jam menggunakan media pendingin air,

Tipe alat : *Double pipe Heat Exchanger*

Fluida Panas Fluida Keluaran Reaktor

| | |
|---|---|
| Tin | : 76,3925 $^{o}$C |
| Tout | : 95,4 $^{o}$C |
| Tekanan | : 14,93609 atm |
| Beban Pendingin | : 196.400,5495 kJ/jam |

Fluida dingin Air

| | |
|---|---|
| Tin | : 30 $^{o}$C |
| Tout | : 50 $^{o}$C |
| Tekanan | : 1 atm |
| Massa Dowtherm A | : 926,6712 kg/jam |

Dimensi pipa

| Outer pipa (anulus) | | | Inner pipa | | |
|---|---|---|---|---|---|
| IPS | 6 | in | IPS | 3 | in |
| OD | 6,625 | in | OD | 3,5 | in |
| sch | 40 | | sch | 40 | |
| ID | 6,065 | in | ID | 3,068 | in |
| at | 28,9 | $in^2$ | at | 7,38 | $in^2$ |
| ao | 1,734 | $ft^2/ft$ | ao | 0,917 | $ft^2/ft$ |

Koefisien Perpindahan Panas

Hi = 1950 Btu/jam,$ft^2$,$^{o}$F

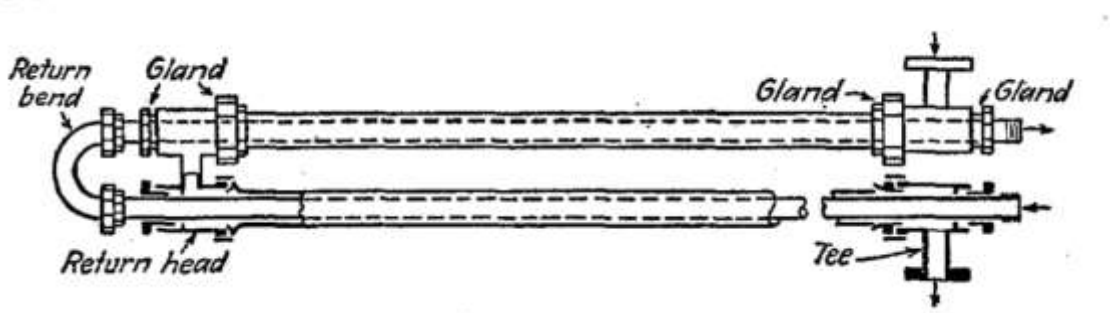
Hio = 1367,4514 Btu/jam,$ft^2$,$^{o}$F

ho = 190 Btu/jam,$ft^2$,$^{o}$F

COOLER (CL-01)

Fungsi : Mendinginkan keluaran flashdrum dari 61,812 $^{o}$C menjadi 59,023 $^{o}$C sebanyak 12.772,349 kg/jam menggunakan media pendingin air,

Tipe alat : *Double pipe Heat Exchanger*




Gambar 7. Rancangan Cooler (CL-01)

1. Data yang diketahui

   Data Umpan Masuk

   Tabel 22. Aliran masa umpan masuk alat (CL-01)

| Komponen | mol (kmol/jam) | massa (kg/jam) | Fraksi Massa |
|---|---|---|---|
| (CH3)3COCH3 | 140,6107 | 12.373,7374 | 0,9688 |
| CH3OH | 12,2270 | 391,2644 | 0,0306 |
| H2O | 0,4082 | 7,3472 | 0,0006 |
| Total arus | 153,2458 | 12.772,3490 | 1,0000 |

   Tin : 76,12 $^{o}$C

   Tout : 61,812 $^{o}$C

   Data Fluida Dingin

   Tin : 30 $^{o}$C

   Tout : 50 $^{o}$C

2. Menghitung neraca panas

Dari Yaws, 1991 diketahui Cp

Tabel 23. Data untuk nilai cp

| | Cp cair (J/mol,K) = $A+BT+CT^2+DT^3$ | | | |
|---|---|---|---|---|
| Komponen | A | B | C | D |
| (CH3)3COCH3 | 63,744 | 7,66E-01 | -2,61E-03 | 3,92E-06 |
| CH3OH | 40,152 | 3,10E-01 | -1,03E-03 | 1,46E-06 |
| H2O | 92,053 | -0,03995 | -2,11E-04 | 5,35E-07 |

a. Panas Masuk CL-01

Tin : 61,812 ºC = 334,962 K

Tref : 25ºC = 298,15 K

$$Qin=\int_{298}^{416}\sum n\ *Cp*dT$$

Tabel 24. Nilai Panas Umpan masuk alat (CL-01)

| Komponen | mol | massa | Cp dt | Q |
|---|---|---|---|---|
| | kmol/jam | kg/jam | kJ/kmol | kJ/jam |
| (CH3)3COCH3 | 140,6107 | 12.373,7374 | 2.351,191705 | 330.602,5986 |
| CH3OH | 12,2270 | 391,2644 | 1.479,838259 | 18.094,00195 |
| H2O | 0,4082 | 7,3472 | 3.387,762337 | 1.382,814717 |
| Total | 153,2458 | 12.772,3490 | | 350.079,4153 |

Sehingga Q in = 350.079,4153 kJ/jam

b. Panas Keluar CL-01

Tout : 59,023 ºC = 332,173 K

Tref : 25 ºC = 298,15 K

Tabel 25. Nilai Panas umpan keluar alat (CL-01)

| Komponen | mol | massa | Cp dt | Q |
|---|---|---|---|---|
| | kmol/jam | kg/jam | kJ/kmol | kJ/jam |
| (CH3)3COCH3 | 140,6107 | 12.373,7374 | 2.173,050531 | 30.5554,052 |
| CH3OH | 12,2270 | 391,2644 | 1.367,719896 | 16.723,12924 |
| H2O | 0,4082 | 7,3472 | 3.131,088577 | 1.278,045782 |
| Total | 167,0167 | 13.543,5154 | | 323.555,227 |

Sehingga Q out = 323.555,227 kJ/jam

c. Beban Pendingin CL-01

Panas Input – Panas Output = 0

Panas Input = (Panas Output + beban pendingin )

350.079,4153 kJ/jam = 323.555,227kJ/jam + beban pendingin

beban pendingin = -26.514,1882 kJ/jam

d. Jumlah Pendingin

Sebagai pendingin digunakan air dengan

Tin : 30$^{o}$C = 303,15 K

Tout : 50$^{o}$C = 323,15 K

$Q_{H2O} = \mathbf{n\ cp\ \Delta t}$

$$Q_{H2O} = n \int_{302,15}^{332,15} \left[(92,053 - 4x10^{-2}\,T - 2,11x10^{-4}\,T^{2} + \mathbf{5,35\ x10^{-7}T^{3}})\right] \mathbf{dT}$$

$$\mathbf{n = 18,7528\ kmol/h}$$

Maka massa air yang dibutuhkan

$$\mathbf{massa\ air = n \times Bm}$$

$$\mathbf{massa\ air = 18,7528 \frac{kmol}{h} \times 18 \frac{kg}{kmol} = 337,5514\ kg/h}$$

3. Menentukan ΔT LMTD

$t_1$ = 61,812ºC = 143,2616 ºF $t_2$ = 59,023 ºC = 128,2414 ºF

$T_2$ = 50ºC = 122ºF $T_1$ = 30ºC = 86ºF

Gambar 8. Skema pertukaran panas alat (CL-02)

Dengan :

$t_1$ = Fluida Panas umpan masuk

$t_2$ = Fluida Panas umpan keluar

$T_1$ = Air Pendingin Masuk

$T_2$ = Air Pendingin keluar

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD} = \frac{(\mathbf{T_2 - t_1}) - (\mathbf{T_1 - t_2})}{\mathbf{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}}$$

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD} = \frac{(\mathbf{143,2616 - 122}) - (\mathbf{138,2414 - 86})}{\mathbf{\ln \frac{(143,2616 - 122)}{(138,2414 - 86)}}}$$

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD = 34,4613}\ ^\circ F$$

Berdasarkan Tabel 8 (Kern, hal 840), koefisien perpindahan panas (Ud) untuk coolers dengan hot fluid heavy organics dan cold fluid water range ud berkisar antara 75-150 Btu/ft$^2$°F Jam, Maka dipilih ud = 90 Btu/ft$^2$°F Jam

4. Menentukan luas perpindahan panas

$$\boldsymbol{A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}}$$

Dengan:

A = Luas Transfer Panas ($ft^2$)

Ud = koefisien transfer panas overall triall (Btu/$ft^2$°F)

Q = Beban pendingin (Btu/jam)

$$\mathbf{A = \frac{26.524{,}1882\ \frac{kJ}{Jam} \times \frac{1\ Btu}{1{,}055\ kJ}}{90\ \frac{Btu}{jam, ft^2, °F} \times 34{,}4613°F}}$$

$$\mathbf{A = 8{,}1061\ ft^2}$$

Dipilih *double pipe Heat Exchanger* karena terbaik saat A < 200 $ft^2$

5. Spesifikasi pipa dalam alatt (CL-01)

Rute fluida :

Inner Pipe = Campuran Produk

Outer Pipe =Air

Tabel 26. Data dimensi pipa (table 11 kern,1950)

| Outer pipa (anulus) | | | Inner pipa | | |
|---|---|---|---|---|---|
| IPS | 3 | in | IPS | 1 | in |
| OD | 3,5 | in | OD | 1,32 | in |
| sch | 40 | | sch | 40 | |
| ID | 3,068 | in | ID | 1,049 | in |
| at | 7,38 | $in^2$ | at | 0,864 | $in^2$ |
| ao | 0,917 | $ft^2/ft$ | ao | 0,344 | $ft^2/ft$ |

Menghitung Panjang pipa yang dibutuhkan

$$\mathbf{Lp = \frac{A}{ao}}$$

Dengan :

A = Luas Transfer Panas ($ft^2$)

Ao = luas permukaan luar inner pipa ( $ft^2/ft$)

$$\mathbf{Lp} = \frac{\mathbf{8,1061\ ft2}}{\mathbf{0,344\ ft2/ft}} = \mathbf{23,5644\ ft}$$

*Double pipe heat exchanger* biasanya di rakit dengan panjang perpipa 12,15, dan 20 ft

Digunakan HE dengan panjang perpipa 12 ft

Maka jumlah pipa dibutuhkan

$$\mathbf{Nt} = \frac{\mathbf{23,5644\ ft}}{\mathbf{12\ ft}} = \mathbf{1,9637} = \mathbf{\ 2\ buah}$$

1 hairpin terdiri dari 2 pipa

Maka jumlah hairpin yang diperlukan

$$\mathbf{h} = \frac{\mathbf{Nt}}{\mathbf{2}} = \frac{\mathbf{1,9637}}{\mathbf{2}} = \mathbf{0,9818} = \mathbf{1\ buah}$$

6. Koreksi nilai Ud

A = $N_t$ x L x ao

= 2 x 12 ft x 0,344 $ft^2/ft$

= 8,256 $ft^2$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta T}$$

$$U_D = \frac{26.524{,}1882\ \frac{kj}{h} \times \frac{1\ \text{btu}}{1{,}055\ \text{kJ}}}{8{,}256\ \text{ft}^2 \times 34{,}4613\ \ \text{F}}$$

$U_D$ = 93,2267 BTU /$ft^2$ jam$^o$F

7. Menghitung *heat transfer coefficient for inside and outside fluid* ($h_i$, $h_o$)

Tabel 27. Data Transfer panas dalam alat (CL-01)

| **Fluida panas: *Anulus*** | **Fluida dingin: *inner pipe*** |
|---|---|
| ***flow area* ($a_A$)** | ***flow area* ($a_p$)** |
| D2 = ID outer = 3,068 in = 0,2567 ft<br>D1 = OD inner = 1,32 in = 0,11 ft<br>$a_A = \frac{\pi (D_2{}^2 - D_1{}^2)}{4}$<br>$a_A = \frac{\pi (0{,}2567^{\ 2} - 0{,}11^2)}{4}$<br>$a_A = 0{,}0418$ ft2 | $D_p = \frac{1{,}049 \text{ in}}{12\ ft} = 0{,}0874\ ft$<br>$a_p = \frac{\pi D^2}{4}$<br>$a_p = \frac{3{,}14 \text{ x } 0{,}0874\ ft^2}{4} = 0{,}006\ ft^2$ |
| | |

| **Fluida panas: *Anulus*** | **Fluida dingin: *inner pipe*** |
|---|---|
| ***Mass velocity* ($G_s$)** | ***Mass velocity* ($G_p$)** |
| $G_A = \frac{WA}{a_A}$<br>$G_A = \frac{774,30}{0,04181}$<br>$G_A$= 17.800,5484 lb/ft$^2$jam | $G_p = \frac{Wp}{a_p}$<br>$G_p = \frac{281.63,03}{0,006}$<br>$G_p$= 4.690.576,656 lb/ft$^2$jam |
| **Bilangan Reynold** | **Bilangan Reynold** |
| $Re = \frac{D_e \, x \, G_a}{\mu}$<br>µair =0,7 cp x $\frac{2,42 \text{ lb/ftjam}}{1\text{cp}}$<br>µ = 1,6946 lb/ftjam (fig14 kern)<br>$Re = \frac{0,2567 \, ft \, x \, 17.800,5484 \, \frac{\text{lb}}{\text{ft2jam}}}{1,6946 \, \frac{\text{lb}}{\text{ftjam}}}$<br>$Re = 2.686,5448$ | $Re = \frac{D_p \, x \, G_p}{\mu}$<br>µ = 0,2394 cp x $\frac{2,42 \text{ lb/ftjam}}{1\text{cp}}$<br>µ = 0,5792 lb/ftjam (yaws)<br>$Re = \frac{0,25567 \, ft \, x \, 4.690.576,656 \frac{\text{lb}}{\text{ft2jam}}}{0,5792 \frac{\text{lb}}{\text{ftjam}}}$<br>$Re = 707.818,5392$ |
| ***Heat-transfer coefficient outside* ($h_o$)** | ***Heat-transfer coefficient inside* ($h_i$)** |
| Untuk horizontal tubes<br>$g' = \frac{w}{L, Nt^{2/3}}$<br>$g' = \frac{337.5515}{12 \, x \, 2^{2/3}} = 42,6360$<br>T= 104 F<br>Kf = 0,33 (table 4 kern)<br>Sf = 1 (table 6 kern)<br>µ = 0,7 (fig 14 kern)<br>dari fig 12,9 di dapatkan ho<br>ho = 190 | $Vt = \frac{Gp}{\rho}$<br>$Tavg = \frac{61,812 + 59,02}{2} =$ 60,417C = 333 K<br>$\rho$ pada $Tavg = 46,6744 \frac{\text{lb}}{\text{ft3}}$<br>$Vt = \frac{707.878,539 \, \frac{lb}{ft2jam}}{46,6744 \frac{\text{lb}}{\text{ft3}} \text{ x } \frac{3.600\text{s}}{1 \text{ jam}}} = 27,92 \, \frac{ft}{s}$<br>dari fig 25<br>Untuk: Vt = 27,92 ft/s<br>Ta = 143,1441 F<br>Di dapat hi = 1.950 dan Fc 0,8 |

| **Fluida panas: *Anulus*** | **Fluida dingin: *inner pipe*** |
|---|---|
| | Hi dengan factor koreksi<br>Hi = hi x Fc<br>Hi = 1.950 x 0,8 = 1.560<br>$hio = \frac{ID}{OD} x\ hi$<br>$hio = \frac{1{,}049}{1{,}32} x 1560 = 1.239{,}7272$ |

8. Clean overall heat transfer coefficient (Uc)

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$Uc = \frac{\mathbf{1.239{,}7272} \times 190}{\mathbf{1.239{,}7272} + 190}$$

$Uc = 164{,}7504$ Btu/jam,ft$^2$,$^o$F

9. Menghitung nilai Rd

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$Rd = \frac{164{,}7504 - 93{,}2267}{164{,}7504 \times 93{,}2267}$$

$Rd = 0{,}005$ Jam,ft$^2$,$^o$F/Btu

Rd > Rdmin , maka alat dapat dikatakan layak digunakan

10. Menghitung *Pressure Drop*

Tabel 28. Nilai *Presurre Drop*

| **ΔP anulus** | **ΔP inner pipe** |
|---|---|
| $D_e$ = 0,2567 ft<br>Re = 3809,1075<br>$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}263}{Re^{0{,}42}}$ Pers 3,47b<br>$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}263}{2.686{,}545^{\,0{,}42}} = 0{,}013$<br>$\rho steam = 0{,}9922 \frac{kg}{m3}$ = 0,0618 lb/ft3 | D = 0,0874 ft<br>$Re_t$=707.818,5392<br>$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}263}{Re^{0{,}42}}$ Pers3,47b<br>$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}263}{707.818{,}8392^{0{,}42}}$<br>f = 0,0044<br>$\rho = 751{,}8951 \frac{kg}{m3} = 46{,}6744 \frac{lb}{ft3}$ |
| $\Delta Fa = \frac{4\, f\, Ga^2 L}{2\, g\, \rho^2\, De}$ Pers 6,14<br>$\Delta Fa = \frac{4 \times 0{,}013 \times 17.800{,}5484^2 x\, 18}{2 \times 4{,}8\ 10^8 \times 0{,}0618^2 \times 0{,}2567}$<br>ΔFa = 317.2286 ft | $\Delta Fp = \frac{4\, f\, Gp^2 L}{2\, g\, \rho^2\, De}$ Pers 6,14<br>$\Delta Fp = \frac{4 \times 0{,}0044 \times 4.690.576{,}656^2 \times 12}{2 \times 4{,}8\ 10^8 \times 46{,}6744^2 \times 0{,}0874}$<br>ΔFp = 25,5227 ft |
| $V = \frac{Ga}{3.600\ \rho}$<br>$V = \frac{17.800{,}5484}{3.600\ \times 0{,}0618} = 0{,}3058 \frac{ft}{s}$<br><br>Untuk pressure drop di hairpin<br>$\Delta Fi = 3\ \left(\frac{V^2}{2\, g}\right)$<br>$\Delta Fi = 3\ \left(\frac{0{,}3058^2}{2 \times 32{,}2}\right)$ = 4,5131 ft<br>$\Delta Pa = \frac{(\Delta Fa + \Delta Fi) \times \rho}{144}$ | |

| | |
|---|---|
| $\Delta Pa = \frac{(317{,}23 + 4.51\ ) \times 0{,}0618}{144}$<br><br>$\Delta Pa = 0{,}1381$ psi<br><br>$\Delta Pa$ yang diizinkan 10 psi, maka alat penukar panas yang digunakan memenuhi syarat | $\Delta Pp = \frac{\Delta Fp\ \times\ \rho}{144}$<br><br>$\Delta Pp = \frac{25{,}5227 \times 46{,}6744}{144}$<br><br>$\Delta Pp = 8{,}2726$ psi<br><br>$\Delta Pp$ yang diizinkan 10 psi maka alat penukar panas yang digunakan memenuhi syarat |

RINGKASAN COOLER

(CL-01)

Fungsi : Mendinginkan keluaran flashdrum dari 61,218$^{o}$C menjadi 59,023$^{o}$C sebanyak 12.772,3490 kg/jam menggunakan media pendingin air,

Tipe alat : *Double pipe Heat Exchanger*

Fluida Panas Fluida Keluaran Reaktor

Tin : 61,812 $^{o}$C

Tout : 59,023 $^{o}$C

Tekanan : 1,2 atm

Beban Pendingin : 2.654,1882 kJ/jam

Fluida dingin Air

Tin : 30 $^{o}$C

Tout : 50 $^{o}$C

Tekanan : 1 atm

Massa Air : 37,551476 kg/jam

Dimensi pipa

| Outer pipa (anulus) | | | Inner pipa | | |
|---|---|---|---|---|---|
| IPS | 3 | in | IPS | 1 | in |
| OD | 3.5 | in | OD | 1,32 | in |
| sch | 40 | | sch | 40 | |
| ID | 3.068 | in | ID | 1,049 | in |
| at | 7.38 | $in^2$ | at | 0,864 | $in^2$ |
| ao | 0.917 | $ft^2/ft$ | ao | 0,344 | $ft^2/ft$ |

Koefisien Perpindahan Panas

Hi = 1.560 Btu/jam,$ft^2$,$^{o}$F

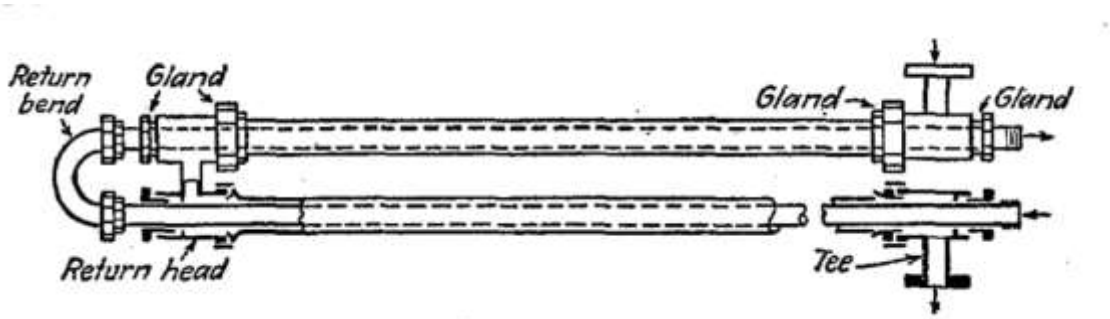
Hio = 1.239,7272 Btu/jam,$ft^2$,$^{o}$F

ho = 190 Btu/jam,$ft^2$,$^{o}$F

*COOLER* (CL-02)

Fungsi : Memanaskan umpan campuran metanol dari 30ºC menjadi 70ºC sebanyak 4.890,1525 kg/jam,

Tipe alat : *Double pipe Heat Exchanger*




Gambar 9. Rancangan Heat Exchanger (HE-02)

1. Data massa alat

Data Metanol

Tabel 29. Aliran massa umpan masuk alat

| Komponen | mol (kmol/jam) | massa (kg/jam) | Fraksi Massa |
|---|---|---|---|
| CH3OH | 4.3379 | 138.8126 | 0.9502 |
| H2O | 0.4041 | 7.2738 | 0.0498 |
| Total | 4.7420 | 146.0864 | 1.0000 |

Tin : 69,6 ºC

Tout : 66,2 ºC

Data Air

Tin : 150ºC

Tout : 50ºC

2. Neraca Panas

Dari Yaws, 1991 Cp gas (kj/kmol K) = $A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$

Tabel 30. Nilai Cp komponen

| Komponen | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| CH3OH | 40,152 | 0,31046 | -1,0291,E-03 | 1,4598E-06 |
| H2O | 92,053 | -0,03995 | -2,1100,E-04 | 0,00000053500 |

a. Panas Masuk alat (HE-02)

Tin : 69,6 $^oC$ = 342,75 K

Tref : 25 $^oC$ = 298,15 K

$$Qin = \int_{298,15}^{342,75} \sum n * Cp * dT$$

$$Qin = \int_{298,15}^{303,15} (n \text{ x} Cp\ H_2O + n \text{ x } Cp\ NH_3)\ dT$$

$$Q_{H2O} = 0,4041 \int_{298}^{303,15} \left[(82,053 - 0,03995^{-3}T - 2,11x10^{-3}T^2 + 5,35 \text{ x} 10^{-7}T^3\right] dT$$

Tabel 31. Nilai Panas masuk HE-02

| Komponen | mol | Cp dt | Q |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | kJ/kmol | kJ/jam |
| CH3OH | 4.3379 | 1.792,92 | 7.777,4968 |
| H2O | 0.4041 | 4.104,5 | 1.658,6198 |
| Total | 4.7420 | | 9.436,1166 |

Sehingga Q in = 9.436,1166 kJ/jam

b. Panas Keluar HE

Tout : 66,20 $^oC$ = 339,35 K

Tref : 25$^oC$ = 298.15 K

Tabel 32. Nilai Panas keluar HE-02

| Komponen | mol | Cp dt | Q |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | kJ/kmol | kJ/jam |
| CH3OH | 4.3379 | 1.656,24 | 7.184,5846 |
| H2O | 0.4041 | 3.791,6 | 1.532,1745 |
| Total | 4.7420 | | 8.716,759 |

Sehingga Q out = 8.716,759 kJ/jam

c. Beban Panas HE

Panas Input – Panas Output = 0

Panas Input + beban panas - Panas Output = 0

9.436,1166 kJ/jam + beban panas – 8.716,759 kJ/jam = 0

Beban panas = 719,3576 kJ/jam

d. Media pendingin

Sebagai pendingin digunakan air dengan

Tin : 30$^{o}$C = 303,15 K

Tout : 50$^{o}$C = 323,15 K

$Q_{H2O} = \mathbf{n\ cp\ \Delta t}$

$Q_{H2O} = n \int_{302,15}^{332,15} \left[(92,053 - 4x10^{-2}\,T - 2,11x10^{-4}\,T^2 + \mathbf{5,35\ x10^{-7}T^3})\right] \mathbf{dT}$

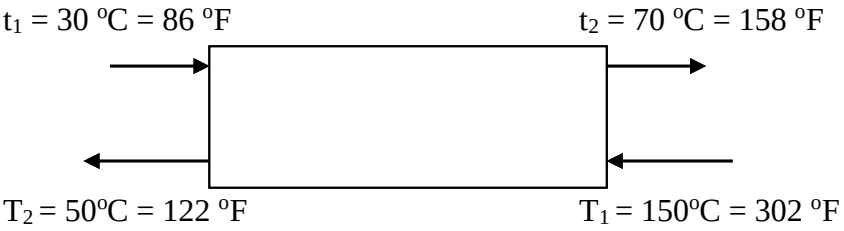
$\mathbf{n = 0,5086\ kmol/h}$

Maka massa air yang dibutuhkan

$\mathbf{massa\ air = n \times Bm}$

$\mathbf{massa\ air = 5086 \frac{kmol}{h} \times 18 \frac{kg}{kmol} = 9,1547\ kg/h}$

3. Menentukan ΔT LMTD




Gambar 10. Skema pertukaran panas alat (HE-02)

Dengan :

$t_1$ = Fluida masuk

$t_2$ = Fluida keluar

$T_1$ = Dowtherm masuk

$T_2$ = Dowtherm keluar

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD} = \frac{(\mathbf{T_2 - t_1}) - (\mathbf{T_1 - t_2})}{\ln \frac{(\mathbf{T_2 - t_1})}{(\mathbf{T_1 - t_2})}}$$

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD} = \frac{(\mathbf{122 - 86}) - (\mathbf{302 - 158})}{\ln \frac{(\mathbf{122 - 86})}{(\mathbf{302 - 158})}}$$

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD} = \mathbf{77,9055}\ ^\circ F$$

Berdasarkan Tabel 12.1 (Towler and sinnot, hal 797), koefisien perpindahan panas (Ud) untuk dowterm range ud berkisar antara 50 - 300 Btu/ft$^2$°F Jam, Maka dipilih ud = 80 Btu/ft$^2$°F Jam.

**Table 12.1.** Typical Overall Coefficients

| Shell and Tube Exchangers | | |
|---|---|---|
| **Hot Fluid** | **Cold Fluid** | ***U* (W/m²°C)** |
| *Heat exchangers* | | |
| Water | Water | 800–1500 |
| Organic solvents | Organic solvents | 100–300 |
| Light oils | Light oils | 100–400 |
| Heavy oils | Heavy oils | 50–300 |
| Gases | Gases | 10–50 |
| *Coolers* | | |
| Organic solvents | Water | 250–750 |
| Light oils | Water | 350–900 |
| Heavy oils | Water | 60–300 |
| Gases | Water | 20–300 |
| Organic solvents | Brine | 150–500 |
| Water | Brine | 600–1200 |
| Gases | Brine | 15–250 |
| *Heaters* | | |
| Steam | Water | 1500–4000 |
| Steam | Organic solvents | 500–1000 |
| Steam | Light oils | 300–900 |
| Steam | Heavy oils | 60–450 |
| Steam | Gases | 30–300 |
| Dowtherm | Heavy oils | 50–300 |
| Dowtherm | Gases | 20–200 |
| Flue gases | Steam | 30–100 |
| Flue | Hydrocarbon vapors | 30–100 |
| *Condensers* | | |
| Aqueous vapors | Water | 1000–1500 |
| Organic vapors | Water | 700–1000 |
| Organics (some noncondensables) | Water | 500–700 |
| Vacuum condensers | Water | 200–500 |
| *Vaporizers* | | |
| Steam | Aqueous solutions | 1000–1500 |
| Steam | Light organics | 900–1200 |
| Steam | Heavy organics | 600–900 |

4. Menentukan luas perpindahan panas

$$\mathbf{A} = \frac{\mathbf{Q}}{\mathbf{U_d} \times \Delta \mathbf{T_{LMTD}}}$$

Dengan:

A = Luas Transfer Panas ($ft^2$)

Ud = koefisien transfer panas overall trial ($Btu/ft^2°F$)

Q = Beban panas steam (Btu/jam)

$$\mathbf{A} = \frac{\mathbf{719.3576\ \frac{kj}{jam} \times \frac{1\ btu}{1,055\ kJ}}}{\mathbf{75 \frac{Btu}{jam, ft^2, °F}} \times \mathbf{77,9055\ F}}$$

$$\mathbf{A = 0.1867\ ft^2}$$

Dipilih *double pipe Heat Exchanger* karena terbaik saat A < 200 $ft^2$

5. Spesifikasi pipa

Rute fluida :

Inner Pipe = Campuran Metanol dan air

Outer Pipe = Dowtherm

Tabel 33. Data dimensi pipa (table 11 kern,1950)

| Outer pipa (anulus) | | | Inner pipa | | |
|---|---|---|---|---|---|
| IPS | 1 | in | IPS | 0,125 | in |
| OD | 1,32 | in | OD | 0,405 | in |
| sch | 40 | | sch | 40 | |
| ID | 1,049 | in | ID | 0,269 | in |
| at | 0,864 | in2 | at | 0,058 | in2 |
| ao | 0,344 | ft2/ft | ao | 0,106 | ft2/ft |

Menghitung Panjang pipa yang dibutuhkan

$$\mathbf{Lp} = \frac{\mathbf{A}}{\mathbf{ao}}$$

Dengan :

A = Luas Transfer Panas ( $ft^2$)

Ao = luas permukaan luar inner pipa ($0.106 ft^2/ft$)

$$\mathbf{Lp(Panjang\ Ekivalen\ Pipa)} = \frac{\mathbf{0,1867\ ft^2}}{\mathbf{0,435\ \frac{ft2}{ft}}} = \mathbf{1,761\ ft}$$

*Double pipe heat exchanger* biasanya di rakit dengan panjang perpipa 8,12,16,18 dan 20 ft Digunakan HE dengan panjang perpipa 18 ft

Maka jumlah pipa dibutuhkan

$$\mathbf{Nt} = \frac{\mathbf{1,761\ ft}}{\mathbf{8\ ft}} = \mathbf{0,2} = \mathbf{1\ buah}$$

1 hairpin terdiri dari 2 pipa

Maka jumlah hairpin yang diperlukan

$$\mathbf{h = \frac{Nt}{2} = \frac{1}{2} = 0.5 = 1\ buah}$$

6. Koreksi nilai Ud

$A = N_t$ x L x ao

= 1 x 8 ft x 0,106 $ft^2$/ft

= 0,1696 $ft^2$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta T}$$

$$U_D = \frac{719{,}3576 \frac{kJ}{Jam} \times \frac{1\ Btu}{1{,}055\ kJ}}{0{,}1696\ ft^2 \text{ x } 77{,}9055°F}$$

$U_D$ = 87,09 Btu /$ft^2$,jam,$^oF$

7. Menghitung *heat transfer coefficient for inside and outside fluid* ($h_i$, $h_o$)

Tabel 34. Data dalam alat (HE-02)

| **Fluida panas: *Anulus*** | **Fluida dingin: *inner pipe*** |
|---|---|
| ***flow area* ($a_A$)** | ***flow area* ($a_p$)** |
| D2 = ID outer = 0,0874 ft<br>D1 = OD inner = 0,03375 ft<br>$a_A = \frac{\pi (D_2{}^2 - D_1{}^2)}{4}$<br>$a_A = \frac{\pi (0{,}0874^2 - 0{,}03375^2)}{4}$<br>$a_A$= 0,0051 ft2 | $D_p = \frac{0.269\ in}{8\ ft} = 0{,}0224\ ft$<br>$a_p = \frac{\pi D^2}{4}$<br>$a_p = \frac{3{,}14 \text{ x } 0{,}0224\ ft^2}{4} = 0{,}00039\ ft^2$ |

| **Fluida panas: *Anulus*** | **Fluida dingin: *inner pipe*** |
|---|---|
| ***Mass velocity* ($G_a$)** | ***Mass velocity* ($G_p$)** |
| $G_A = \frac{WA}{a_A}$<br>$G_A = \frac{20{,}19 \text{ lb/jam}}{0{,}0051 \text{ ft}^2}$<br>$G_A = 3.954{,}521 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$ | $G_p = \frac{Wp}{a_p}$<br>$G_p = \frac{146{,}0864 \text{ lb/jam}}{0.00039 \text{ ft}^2}$<br>$G_p = 815.852{,}523 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$ |
| **Bilangan Reynold** | **Bilangan Reynold** |
| $Re = \frac{D_p \, x \, G_s}{\mu}$<br>μair = 0,7cp x $\frac{2{,}42 \text{ lb/ftjam}}{1\text{cp}}$<br>μair = 1,694 lb/ftJam<br>$Re = \frac{0{,}0874 \, ft \, x \; 3.954{,}521 \frac{\text{lb}}{\text{ft2jam}}}{1{,}694 \; \frac{\text{lb}}{\text{ftjam}}}$<br>$Re = 204{,}0679$ | $Re = \frac{D_p \, x \, G_p}{\mu}$<br>μ = 0,0785 cp x $\frac{2{,}42 \text{ lb/ftjam}}{1\text{cp}}$<br>μ = 0,1898 lb/ftjam<br>$Re = \frac{0{,}0224 ft \, x \, 815.852{,}523 \frac{\text{lb}}{\text{ft2jam}}}{0{,}1898 \frac{\text{lb}}{\text{ftjam}}}$<br>$Re = 96.330{,}2768$ |
| ***Heat-transfer coefficient outside* ($h_o$)** | ***Heat-transfer coefficient inside* ($h_i$)** |
| Untuk horizontal tubes<br>$g' = \frac{w}{L, Nt^{2/3}}$<br>$g' = \frac{9{,}1547}{12 \, x \, 2^{2/3}} = 0{,}4357$<br>T= 104 F<br>Kf = 0,33 (table 4 kern)<br>Sf = 1 (table 6 kern)<br>μ = 0,7 (fig 14 kern)<br>dari fig 12,9 di dapatkan ho<br>ho = 140 | $Vt = \frac{Gp}{\rho}$<br>Tavg = $\frac{69{,}6 + 66{,}2}{2}$ = 67,9 C = 341,05 k<br>ρ pada Tavg = $43{,}6094 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$<br>$Vt = \frac{815.852{,}523 \frac{\text{lb}}{\text{ft2jam}}}{43{,}6094 \frac{\text{lb}}{\text{ft3}} \text{ x } \frac{3.600\text{s}}{1 \text{ jam}}} = 5{,}197 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$<br>dari fig 25<br>Untuk: Vt =5,197 ft/s<br>Ta =152,22 F |

| **Fluida panas: *Anulus*** | **Fluida dingin: *inner pipe*** |
|---|---|
| | Di dapat hi = 680 dan Fc 0,8<br>Hi dengan factor koreksi<br>Hi = hi x Fc<br>Hi = 1.800 x 0,8 = 1.440<br>$\text{hio} = \frac{\text{ID}}{\text{OD}} \text{x hi}$<br>$\text{hio} = \frac{0{,}269}{0{,}405} \text{x } 1.440 = 965{,}4444$ |

8. Clean overall heat transfer coefficient (Uc)

$$\text{Uc} = \frac{\text{hio} \times \text{ho}}{\text{hio} + \text{ho}}$$

$$\text{Uc} = \frac{965{,}4444 \times 140}{965{,}4444 + 140}$$

Uc = 122,1240 Btu/jam,$ft^2$,$^oF$

9. Menghitung nilai Rd

$$\text{Rd} = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$\text{Rd} = \frac{122{,}1240 - 87{,}0911}{122{,}1240 \text{ x } 87{,}0911}$$

Rd = 0,003

Rdmin = 0,002

Rd > Rdmin , maka alat dapat dikatakan layak digunakan

10. Menghitung *Pressure Drop*

Tabel 35. *Pressure Drop*

| **ΔP anulus** | **ΔP inner pipe** |
|---|---|
| $D_e$ = 0,0874 ft<br>Re = 204,0679<br>$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}263}{\text{Re}^{0{,}42}}$ Pers3,47b | D = 0,0224 ft<br>$Re_t$= 96.330,2768<br>$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}263}{\text{Re}^{0{,}42}}$ Pers3,47b |

| | |
|---|---|
| $f = 0{,}0035 + \frac{0{,}263}{204{,}068^{0{,}42}} = 0{,}0317$<br>$\rho = 0{,}9922 \frac{kg}{m3}$ = 0,0618 lb/ft3 | $f = 0{,}0035 + \frac{0{,}263}{96.330{,}2768^{0{,}42}}$<br>$f = 0{,}0056$<br>$\rho = 702{,}5201 \frac{kg}{m3} = 43{,}6094 \frac{lb}{ft3}$ |
| $\Delta Fa = \frac{4\, f\, Ga^2 L}{2\, g\, \rho^2\, De}$ Pers 6,14<br>$\Delta Fa = \frac{4 \times 0{,}0317 \times 3.954{,}521^2 x\, 8}{2 \times 4{,}8\ 10^8 \times 0{,}0618^2 \times 0{,}0874}$<br>$\Delta Fa = 49{,}4209$ ft | $\Delta Fp = \frac{4\, f\, Ga^2 L}{2\, g\, \rho^2\, De}$ Pers 6,14<br>$\Delta Fp = \frac{4 \times 0{,}0044 \times 815.852{,}523^2 \times 8}{2 \times 4{,}8\ 10^8 \times 43{,}9570^2 \times 0{,}115}$<br>$\Delta Fp = 2{,}926$ ft |
| $V = \frac{Ga}{3.600\ \rho}$<br>$V = \frac{3.954{,}521}{3.600\ \times 0{,}0618} = 0{,}0679 \frac{ft}{s}$<br>Untuk pressure drop di hairpin<br>$\Delta Fi = 3\ \left(\frac{V^2}{2\, g}\right)$<br>$\Delta Fi = 3\ \left(\frac{0{,}0679^2}{2 \times 32{,}2}\right) = 0{,}2227$ ft<br>$\Delta Pa = \frac{(\Delta Fa + \Delta Fi) \times \rho}{144}$<br>$\Delta Pa = \frac{(49{,}7209 + 0{,}2273\ ) \times 0{,}0618}{144}$<br>$\Delta Pa = 0{,}0213$<br>psi<br>ΔPa yang diizinkan 10 psi, maka alat penukar panas yang digunakan memenuhi syarat | $\Delta Pp = \frac{\Delta Fp\ \times\ \rho}{144}$<br>$\Delta Pp = \frac{2{,}926 \times\ 43{,}6094}{144}$<br>$\Delta Pp = 0{,}8861$ psi<br>ΔPp yang diizinkan 10 psi maka alat penukar panas yang digunakan memenuhi syarat |

RINGKASAN

COOLER (CL-02)

Fungsi : Mendinginkan umpan $CH_3OH$ dari 69,6 $^oC$ menjadi 66,2 $^oC$ sebanyak 146,0864 kg/jam,

Tipe alat : *Double pipe Heat Exchanger*

Fluida dingin $CH_3OH$

| | |
|---|---|
| Tin | : 69,6 $^oC$ |
| Tout | : 66,2 $^oC$ |
| Tekanan | : 1 atm |
| Beban Panas | : 719,3576 kJ/jam |

Fluida Panas *Dowtherm* A

| | |
|---|---|
| Tin | : 30 $^oC$ |
| Tout | : 50 $^oC$ |
| Tekanan | : 1 atm |
| Massa Dowterm | : 9,1547 kg/jam |

Dimensi pipa

| outer pipa (anulus) | | | inner pipa | | |
|---|---|---|---|---|---|
| IPS | 1 | in | IPS | 0,125 | in |
| OD | 1,32 | in | OD | 0,405 | in |
| sch | 40 | | sch | 40 | |
| ID | 1,049 | in | ID | 0,269 | in |
| at | 0,864 | $in^2$ | at | 0,058 | $in^2$ |
| ao | 0,344 | $ft^2/ft$ | ao | 0,106 | $ft^2/ft$ |

Koefisien Perpindahan Panas

Hi = 1.440 Btu/jam,$ft^2$,$^oF$

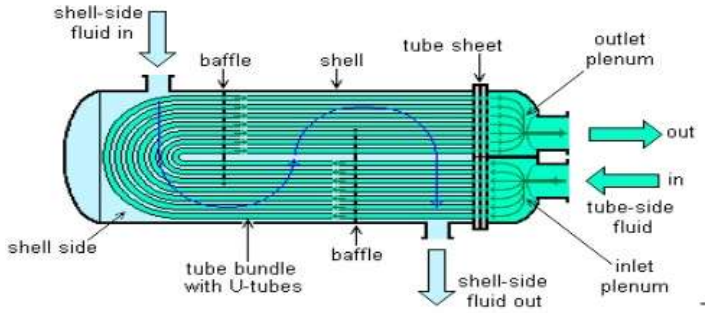
Hio = 956,4444 Btu/jam,$ft^2$,$^oF$

ho = 140 Btu/jam,$ft^2$,$^oF$

*COOLER* (CL-03)

Fungsi : Mendinginkan produk MTBE dari 55,75ºC menjadi 32ºC sebanyak 12.626,2626 kg/jam,

Tipe alat : Shell &Tube Heat Exchanger




Gambar 11. Skema alat CL-03

1. Data yang diketahui
   a. Data Produk MTBE

Tabel 36. Aliran masa umpan masuk CL-03

| Komponen | mol (kg/jam) | massa (kgmol/jam) | Fraksi Massa |
|---|---|---|---|
| (CH3)3COCH3 | 140,6107 | 12.373,7374 | 0.9800 |
| CH3OH | 7,8891 | 252.4518 | 0.0200 |
| H2O | 0,0041 | 0.0735 | 0.0000 |
| Total | 148.5039 | 12.626,2626 | 1.0000 |

Tin : 55,75 ºC

Tout : 32 ºC

b. Data Air

Tin : 30 ºC

Tout : 50 ºC

2. Neraca Panas

Dari Yaws, 1991 diketahui Cp

Tabel 37. Nilai cp

| Komponen | Cp cair (J/mol,K) = $A+BT+CT^2+DT^3$ | | | |
|---|---|---|---|---|
| MTBE | 63,744 | 7,66E-01 | -2,61E-03 | 3,92E-06 |
| Metanol | 40,152 | 3,10E-01 | -1,03E-03 | 1,46E-06 |
| Air | 92,053 | -0,03995 | -2,11E-04 | 5,35E-07 |

a. Panas masuk alat (HE-03)

Tin : 55.75°C = 328,9 K

Tref : 25°C = 298,15 K

$$Qin = \int_{298,15}^{328,9} \sum n * Cp * dT$$

$$Qin = \int_{298,15}^{328,9} (n \times Cp\ H_2O + n \times Cp\ HNO_3)\ dT$$

$$Q_{H2O} = 0,0094 \int_{298}^{328,9} \left[(92,053 - 4x10^{-2}\,T - 2,11x10^{-4}\,T^2 + 5,35 \times 10^{-7} T^3)\right] dT$$

Tabel 38. Panas masuk CL-03

| Komponen | mol | Cp dt | Q |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | kJ/kmol | kJ/jam |
| MTBE | 140,6107 | 1.963,997003 | 276.158.8991 |
| Metanol | 7,8891 | 1.236,14504 | 9.752.09425 |
| Air | 0,0041 | 2.829,873181 | 11.5509587 |
| Total | 148,5039 | | 285.922.5443 |

Sehingga Q in = 285.922,5443 kJ/jam

b. Panas keluar alat (HE-03)

Tout : 32°C = 305,15 K

Tref : 25°C = 298 K

Tabel 39. Panas keluar CL-03

| Komponen | mol | Cp dt | Q |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | kJ/kmol | kJ/jam |
| MTBE | 140,6107 | 1.963,997003 | 62.864,46299 |
| Metanol | 7,8891 | 1.236,14504 | 2.219,992643 |
| Air | 0,0041 | 2.829,873181 | 2,629449653 |
| Total | 148,5039 | | 65.087,08508 |

Sehingga Q out = 65.087,08508 kJ/jam

c. Beban panas alat (HE-01)

Panas Input – Panas Output = 0

Panas Input + beban panas - Panas Output = 0

285.922,5443kJ/jam + beban panas – 65.087,08508kJ/jam = 0

Beban panas = 220.835,4592 kJ/jam

3. Media Pemanas

Sebagai pemanas digunakan Air dengan :

Suhu masuk = 30 $^{o}$C = 303,15 K

Suhu keluar = 50 $^{o}$C = 323,15 K

Dengan Cp Air (J/kmol,K)

Tabel 40. Data cp air (l)

| Komponen | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| Air | 92,053 | -0,03995 | -2,11E-04 | 5,35E-07 |

Cp dT air = 1.414,4077 kJ/kmol

$$Q = n \times cpdT$$

$$n = \frac{Q}{CpdT}$$

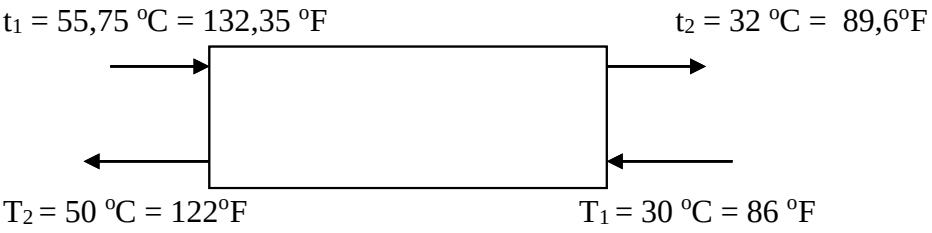
$$n = \frac{220.835{,}4592\ \text{kJ/jam}}{1.414{,}4077\ \text{kJ/kmol}}$$

$$n = 156{,}1328\ \text{kmol/jam}$$

$$\text{massa air } = 156{,}1328\,\frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 18\,\frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$\text{massa air} = 2.810{,}391\,\frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

4. Menentukan ΔT LMTD




Gambar 12. Skema pertukaran panas dalam alat (CL-01)

Dengan :

$t_1$ = Fluida asam nitrat masuk

$t_2$ = Fluida asam nitrat keluar

$T_1$ = Air masuk

$T_2$ = Air keluar

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD} = \frac{(\mathbf{T_2 - t_1}) - (\mathbf{T_1 - t_2})}{\mathbf{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}}$$

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD} = \frac{\mathbf{(132{,}35 - 122) - (89{,}6 - 86)}}{\mathbf{\ln \frac{(132{,}35 - 122)}{(89{,}6 - 86)}}}$$

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD = 6{,}3917}\,°\text{F}$$

Berdasarkan Tabel 12,1 (Towler and sinnot, hal 797), koefisien perpindahan panas (Ud) untuk air range ud berkisar antara 75 - 150 Btu/ft$^2$°F Jam, Maka dipilih ud = 114 Btu/ft$^2$°F Jam

**Table 12.1.** Typical Overall Coefficients

| Shell and Tube Exchangers | | |
|---|---|---|
| **Hot Fluid** | **Cold Fluid** | ***U* (W/m²°C)** |
| *Heat exchangers* | | |
| Water | Water | 800–1500 |
| Organic solvents | Organic solvents | 100–300 |
| Light oils | Light oils | 100–400 |
| Heavy oils | Heavy oils | 50–300 |
| Gases | Gases | 10–50 |
| *Coolers* | | |
| Organic solvents | Water | 250–750 |
| Light oils | Water | 350–900 |
| Heavy oils | Water | 60–300 |
| Gases | Water | 20–300 |
| Organic solvents | Brine | 150–500 |
| Water | Brine | 600–1200 |
| Gases | Brine | 15–250 |
| *Heaters* | | |
| Steam | Water | 1500–4000 |
| Steam | Organic solvents | 500–1000 |
| Steam | Light oils | 300–900 |
| Steam | Heavy oils | 60–450 |
| Steam | Gases | 30–300 |
| Dowtherm | Heavy oils | 50–300 |
| Dowtherm | Gases | 20–200 |
| Flue gases | Steam | 30–100 |
| Flue | Hydrocarbon vapors | 30–100 |
| *Condensers* | | |
| Aqueous vapors | Water | 1000–1500 |
| Organic vapors | Water | 700–1000 |
| Organics (some noncondensables) | Water | 500–700 |
| Vacuum condensers | Water | 200–500 |
| *Vaporizers* | | |
| Steam | Aqueous solutions | 1000–1500 |
| Steam | Light organics | 900–1200 |
| Steam | Heavy organics | 600–900 |

5. Menentukan luas perpindahan panas

$$\mathbf{A} = \frac{\mathbf{Q}}{\mathbf{U_d} \times \Delta \mathbf{T_{LMTD}}}$$

Dengan:

A = Luas Transfer Panas ($ft^2$)

Ud = koefisien transfer pnas overall trial ($Btu/ft^2°F$)

Q = Beban panas steam (Btu/jam)

$$\mathbf{A} = \frac{\mathbf{220.835,4592\ \frac{kj}{h} \times \frac{1\ btu}{1,055\ kJ}}}{\mathbf{114\ \frac{Btu}{jam, ft^2, °F}\ \times 6,3917\ F}}$$

$$\mathbf{A = 287,2720\ ft^2}$$

Karena A > 200 $ft^2$ maka digunakan jenis *shell and tube*

6. Spesifikasi *shell and tube*

   Dipilih tube dengan spesifikasi berikut (Tabel 10, Kern, 1950 hal 843)

   *Tube Outside Diameter* (OD) = 1,25 in

   *Birmingham wire gage* (BWG) = 18

   *Wall thickness* = 0,049 in

   *Inside Diameter* (ID) = 1,15 in

   *Flow Area/tube* (a't) = 1,04 $in^2$

   *Surface per lin* (a"t) = 0,3271 $ft^2/ft$

   Dipilih L *tube* = 8 ft

   Panjang tabung standart, 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

   (Towler dan Sinnott, "*Chemical Engineering Design Principles*", Mc Graw Hill, New York, 2008, hal 805)

7. Menghitung jumlah tube

   $$N_t = \frac{A}{L \text{ x } a"}$$

   $$N_t = \frac{287{,}2720 \ ft^2}{8 \ ft \cdot 0{,}3271 \ ft^2/ft}$$

   $N_t = 109{,}7799 = 106$ tube

   Dari jumlah *tube* yang diperoleh, diambil pendekatan pada Tabel 9 (Kern, 1965) dalam menentukan jumlah lewatan (*Pass*) berdasarkan tipe dan jumlah yaitu:

   *Pitch* = 1 in *square pitch*

   OD tube = 1,25 in

   Jumlah lewatan tube = 2 lewatan

   *Shell Inside Diameter* (IDs) = 23,25 in

   Jumlah *Tube* = 106

8. Koreksi nilai Ud

$A = N_t$ x L x a"t

= 106 x 8 ft x 0,3271 $ft^2$/ft

= 277,3808 $ft^2$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta T}$$

$$U_D = \frac{220.835{,}4592 \frac{kj}{h} \times \frac{1 \text{ btu}}{1{,}055 \text{ kJ}}}{277{,}3808 \text{ ft}^2 \text{ x } 6{,}3917 \text{ F}}$$

$U_D$ = 118,0651 Btu /$ft^2$ jam$^o$F

9. Menghitung *heat transfer coefficient for inside and outside fluid* ($h_i$, $h_o$)

Pembagian aliran fluida:

*Shell* : Air

*Tube* : Produk MTBE

Laju alir fluida panas : 27.840,91 lbm/jam

Laju alir fluida dingin : 6.196,91 lbm/jam

Tabel 41. Spesifikasi *Shell and Tube*

| **Fluida panas: *Shell*** | **Fluida dingin: *Tube*** |
|---|---|
| ***flow area* ($a_s$)** | ***flow area* ($a_t$)** |
| $a_s = \frac{IDs \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_t}$ (pers 7,1, Kern)<br>C' = $P_t$ – $OD_t$ = (2 – 1,25) in<br>C' = 0,75 in<br>B=*Baffle space*, diambil 25% dari IDs<br>B = 23,25 in x 0,25<br>B = 5,8125 in<br>$a_s = \frac{17{,}25 \text{ x } 0{,}75 \text{ x } 5{,}8125}{144 \text{ x } 2}$<br>$a_s$ = 0,3519 $ft^2$ | $a_t = \frac{N_t \cdot a't}{144n}$ (pers 7,48, Kern)<br>n= jumlah pass (2)<br>$a_t = \frac{106 \text{ x } 1{,}04}{144(2)}$<br>$a_t$ = 1,5311 $ft^2$ |

| **Fluida panas: *Shell*** | **Fluida dingin: *Tube*** |
|---|---|
| ***Mass velocity* ($G_s$)** | ***Mass velocity* ($G_t$)** |
| $G_s = \frac{W1}{a_s}$<br>$G_s = \frac{6.196{,}91 \text{ lb/jam}}{0{,}3519 \text{ ft}^2}$<br>$G_s = 17.608{,}4287 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$ | $G_t = \frac{W2}{a_t}$<br>$G_t = \frac{27.840{,}91 \text{ lb/jam}}{1{,}5311 \text{ ft}^2}$<br>$G_t = 18.183{,}4675 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$ |
| **Tv shell** | **Ta tube** |
| $Tv = \frac{50+30}{2} = 104\ F$ | $Ta = \frac{55{,}75+32}{2} = 110{,}975\ F$ |
| ***Heat-transfer coefficient outside* ($h_o$)** | ***Heat-transfer coefficient inside* ($h_i$)** |
| $hio\ dari\ tube = 293{,}601$<br>ho untuk dowterm<br>$ho = jH \times \frac{k}{D}\left(\frac{c\,\mu}{k}\right)^{1/3} \emptyset$<br>(Pers 6,15b, kern)<br>dari Fig-28 Kern,1965<br>jH = 20<br>Cp = 78,5782 kJ/kg,K<br>Konduktivitas thermal<br>K = 2,2510 kJ/jam,m,K<br>Viskositas<br>μ = 2,3884 kg/m,jam<br>(engineeringtoolbox,com)<br>De = 0,99 in = 0,0251 m<br>$ho$<br>$= 20 \times \frac{2{,}2510}{0{,}0251}\left(\frac{78{,}8782 \times 2{,}38}{2{,}2510}\right)^{\frac{1}{3}} 1$<br>$ho = 7.821{,}2741$ | $Vt = \frac{Gt}{\rho}$<br>$\rho$ pada $110{,}975\ F = 62{,}0760 \frac{\text{lb}}{\text{ft3}}$<br>$Vt = \frac{18.183{,}4675 \frac{lb}{ft2jam}}{63{,}0760 \frac{\text{lb}}{\text{ft3}} \text{ x } \frac{3.600\text{s}}{1 \text{ jam}}}$<br>$= 0{,}08137\ ft/s$ |

| **Fluida panas: *Shell*** | **Fluida dingin: *Tube*** |
|---|---|
| Tw = tube wall temperature<br>$Tw = Ta + \frac{ho}{hio+ho}(Tv - Ta)$<br>(pers 5,31)<br>$Tw = 110 + \frac{7.821,27}{299,4 + 7.821,27}(104 - 110)$<br>$Tw$ =104,2572 | dari fig 25<br>Untuk: Vt = 0,08137 ft/s<br>Ta = 110,975 F<br>Di dapat hi = 350 dan Fc 0,93<br>Hi dengan factor koreksi<br>Hi = hi x Fc<br>Hi = 350 x 0,93 = 325,5<br>**Mencari Nilai $h_i$ pada *outside diameter tube* ($h_{io}$)**<br>Dari table 10 kern ID = 0,902; OD=1<br>$hio = \frac{ID}{OD} x\ hi$<br>$hio = \frac{1,15}{1,25} x\ 325,5 = 299,46$ |

10. Clean overall heat transfer coefficient (uc)

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$Uc = \frac{299,46 \times 7.821,2741}{299,46 + 7.821,2741}$$

Uc = 288,4171 Btu/jam,ft$^2$,$^o$F

11. Rd

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$Rd = \frac{288,4171 - 114,0249}{288,4171 \times 144,0249}$$

Rd = 0,00530 Jam,ft$^2$,$^o$F/Btu

Rd > Rdmin , maka alat dapat dikatakan layak digunakan

12. Pressure Drop Tube Shell

Tabel 42. Nilai *Pressure Drop*

| **ΔP shell** | **ΔP tube** |
|---|---|
| **Bilangan Reynold ($Re_s$)** | **Bilangan Reynold ($Re_a$)** |
| μair = 0,6635 cp x $\frac{2{,}42\ \text{lb/ftjam}}{1\text{cp}}$<br>μair = 1,6055 lb/ftJam | μ = 0,27 cp x $\frac{2{,}42\ \text{lb/ftjam}}{1\text{cp}}$<br>μ = 0,6692 lb/ftjam |
| *Pitch* = 1 in *square pitch*<br>OD tube = 1.25 in<br>didapat<br>$D_e$ = 0,99 in = 0,0825 ft<br>(Gambar 28 Kern, 1965) | D= 0,095833 ft (tabel,10 kern) |
| $Re_s = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu}$<br>$Re_s = \frac{0{,}0825\ \text{ft} \cdot 17.608{,}429\ \text{lb/ft2jam}}{1{,}6055\ \frac{\text{lb}}{\text{ft jam}}}$<br>$Re_s$= 904,7916<br>Dari fig 29 dapat factor friksi shell 0,004 ft2/in2 | $Re_t = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$<br>$Re_t = \frac{0{,}095833\ \text{ft x}\ 18.183{,}4675}{0{,}6692}$<br>$Re_t$= 2.606,7807<br>Dari fig 26 dapat factor friksi tube 0,004 ft2/in2 |
| $\Delta Ps = \frac{f \times Gs^2 \times Ds\ x\ (N+1)}{5{,}22 \times 10^{10} \times De \times s \times \emptyset}$<br>N+1 = $\frac{12\,L}{B} = \frac{12\ x\ 8\ ft}{5{,}8125\ \text{in}} = 24{,}7742$<br>S = 1 (table 6, kern)<br>$\emptyset = 1$<br>Ds=IDshell = 23,25 in<br>De= 0,0825 ft<br>$\Delta Ps = \frac{0{,}004 \times (17.608{,}429)^2 \times 23{,}25 \times 24{,}77)}{5{,}22 \times 10^{10} \times 0{,}0825 \times 1 \times 1}$<br>$\Delta Ps = 0{,}00113$ psia | $\Delta Pt = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5{,}22 \times 10^{10} \times s \times D \times \emptyset}$<br>S = 1,38 (table 6, kern)<br>D = 0,0751 ft<br>$\emptyset = 1$<br>$\Delta Pt = \frac{0{,}004 \times (18.183{,}4675)^2 \times 8 \times 2}{5{,}22 \times 10^{10} \times 1{,}38 \times 0{,}0751 \times 1}$<br>$\Delta Pt = 0{,}0195$ psia |

$\Delta P_T$ allow = 10 psi

$\Delta P_T$ hitung < $\Delta P_T$ yang diijinkan, alat penukar panas yang digunakan memenuhi syarat,

*COOLER* (CL-03)

Fungsi : Mendinginkan produk MTBE dari 55,75$^{o}$C menjadi 32$^{o}$C sebanyak 12.626,2626 kg/jam,

Tipe alat : *Shell &Tube Heat Exchanger*

Fluida dingin Produk MTBE

| | |
|---|---|
| Tin | : 55,75$^{o}$C |
| Tout | : 32$^{o}$C |
| Tekanan | : 1 atm |
| Beban Panas | : 220.835,4592 kJ/jam |

Fluida Panas Air

| | |
|---|---|
| Tin | : 30$^{o}$C |
| Tout | : 50$^{o}$C |
| Tekanan | : 1 atm |
| Massa Air | : 2.810,3907 kg/jam |

Dimensi tube

| | |
|---|---|
| *Tube Outside Diameter* (OD) | = 1,25 in = 0,0254 m |
| *Birmingham wire gage* (BWG) | = 18 |
| *Wall thickness* | = 0,049 in = 0,0012 m |
| *Inside Diameter* (ID) | = 1,15 in = 0,0292 m |
| *Flow Area/tube* (a't) | = 1,04 in$^2$ = 0,00067 m$^2$ |
| *Surface per lin* (a"t) | = 0,3271 ft$^2$/ft |
| L *tube* | = 8 ft |
| Jumlah tube | = 106 |

Dimensi Shell

| | |
|---|---|
| *Pitch* | = 1 in *square pitch* |
| Jumlah lewatan tube | = 2 lewatan |
| *Shell Inside Diameter* (IDs) | = 32,25 in |

Koefisien Perpindahan Panas

Hi = 350 Btu/jam,$ft^2$,$^oF$

Hio = 299,46 Btu/jam,$ft^2$,$^oF$

ho = 7.821,2741 Btu/jam,$ft^2$,$^oF$

*Dirt Factor* (Rd) = 0,0053 Jam,$ft^2$,$^oF$/Btu

*Clean Coefficient* (Uc) = 288,4171 Btu/jam,$ft^2$,$^oF$

*Design Coefficient* (Ud) = 144,0429 Btu/jam,$ft^2$,$^oF$

Pressure Drop

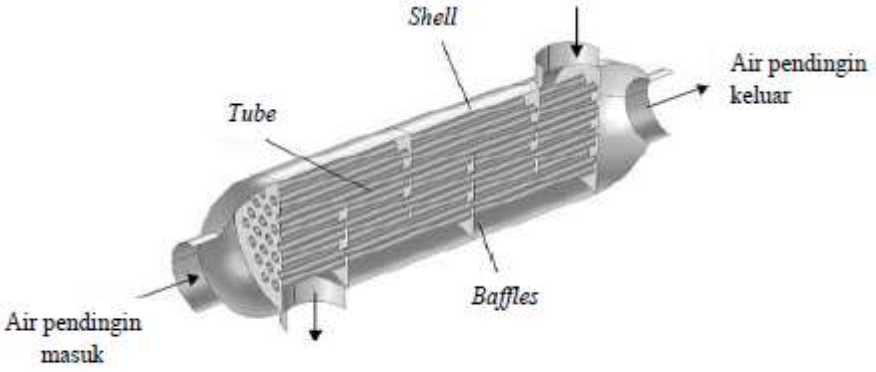
ΔP shell = 0,001175 Psia

ΔP tube = 0,024261 Psia

*CONDENSOR* (CD-01)

Fungsi : Mendinginkan hasil atas Flash Drum (FD-01) pada 95,4$^{o}$C sebanyak 771,1664 kg/jam,

Tipe alat : Shell &Tube Heat Exchanger




Gambar 1. Kondensor Total (CD-01)

Data kondisi operasi:

Suhu

T1 = 95,4

T2 = 32

Tekanan (P) = 4 atm

**Tabel 1.** Data komposisi uap dari puncak MD-01

| **Komponen** | **BM** | **Mol (Kmol/Jam)** | **Massa (Kg/Jam)** |
|---|---|---|---|
| i-$C_4H_8$ | 56 | 684,7127 | 12,2270 |
| n-$C_4H_8$ | 56 | 86,4536 | 1,5438 |
| **Total** | | 771,1664 | 13,7708 |

**Menentukan beban panas kondensor**

Untuk menghitung beban panas kondensor, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Q_c = \sum F_{mass(i)} \, , \, \lambda_{(i)}$$

Dimana:

Qc = Beban panas kondensor (KJ/jam)

$F_{mass(i)}$ = Kecepatan massa masing-masing komponen fase gas (Kg/jam)

$\lambda_{(i)}$ = Panas laten masing-masing komponen pada fase gas (KJ/Kg,K)

Data suhu untuk mengevaluasi $h_{vap}$:

$T_{dew}$ = 9 $^oC$ = 328,9 K

**Tabel 2.** Perhitungan panas laten pengembunan

| **Komponen** | **Lamda (KJ/mol)** | **Mgas (mol/jam)** | **Q = m*lamda (KJ/jam)** |
|---|---|---|---|
| i-$C_4H_8$ | 52,5777 | 12,227,0132 | 642,867,8363 |
| n-$C_4H_8$ | 51,8647 | 1,543,8148 | 80,069,60055 |
| | **Total** | 13,770,8280 | 722,937,4369 |

Didapatkan beban panas kondensor (Qc) sebesar 722,937,4369 KJ/Jam

**Menghitung Jumlah Pendingin**

Sebagai media pendingin digunakan air,

Data:

Suhu masuk ($t_1$) = 30$^oC$ = 303,15 K

Suhu keluar ($t_2$) = 50$^oC$ = 323,15 K

Kecepatan massa air pendingin yang dibutuhkan, dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$m_{air} = \frac{Q_{total}}{\int cp_{air} \, dT}$$

Menghitung $cp_{air}$

| **Komponen** | **Konstanta** | | | | $\int cp_{air} \, dT$ **(KJ/Kmol)** |
|---|---|---|---|---|---|
| | **A** | **B** | **C** | **D** | |
| $H_2O$ | 92,0530 | -0,0400 | -2,11E-04 | 5,35E-07 | 1505,57815 |

$m_{air} = \frac{722{,}937{,}4369 \text{ KJ/Jam}}{1{,}505{,}5781 \text{ KJ/Kmol}}$

$m_{air}$ = 480,10 Kmol/Jam

= 26,885,67 Kg/Jam

Menentukan ΔT LMTD

$t_1$ = 30 ºC = 86 ºF $t_2$ = 50 ºC = 122ºF

$T_2$ = 32 ºC = 89,6ºF $T_1$ = 95,4 ºC = 203,72 ºF

Gambar 2. Skema pertukaran panas dalam alat (CD-01)

Dengan :

$t_1$ = Fluida asam nitrat masuk

$t_2$ = Fluida asam nitrat keluar

$T_1$ = Air masuk

$T_2$ = Air keluar

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD} = \frac{(\mathbf{T_2 - t_1}) - (\mathbf{T_1 - t_2})}{\ln \frac{(\mathbf{T_2 - t_1})}{(\mathbf{T_1 - t_2})}}$$

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD} = \frac{(\mathbf{89,6 - 86}) - (\mathbf{203,72 - 122})}{\ln \frac{(\mathbf{89,6 - 86})}{(\mathbf{203,72 - 122})}}$$

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD = 25,0195}\text{°F}$$

Berdasarkan Tabel 8 (Kern, hal 840), koefisien perpindahan panas (Ud) untuk coolers dengan hot fluid heavy organics dan cold fluid water range ud berkisar antara 75-150 Btu/ft$^2$°F Jam, Maka dipilih ud = 77 Btu/ft$^2$°F Jam

**Table 12.1.** Typical Overall Coefficients

| Shell and Tube Exchangers | | |
|---|---|---|
| **Hot fluid** | **Cold fluid** | ***U*** **(W/m²°C)** |
| *Heat exchangers* | | |
| Water | Water | 800–1500 |
| Organic solvents | Organic solvents | 100–300 |
| Light oils | Light oils | 100–400 |
| Heavy oils | Heavy oils | 50–300 |
| Gases | Gases | 10–50 |
| *Coolers* | | |
| Organic solvents | Water | 250–750 |
| Light oils | Water | 350–900 |
| Heavy oils | Water | 60–300 |
| Gases | Water | 20–300 |
| Organic solvents | Brine | 150–500 |
| Water | Brine | 600–1200 |
| Gases | Brine | 15–250 |
| *Heaters* | | |
| Steam | Water | 1500–4000 |
| Steam | Organic solvents | 500–1000 |
| Steam | Light oils | 300–900 |
| Steam | Heavy oils | 60–450 |
| Steam | Gases | 30–300 |
| Dowtherm | Heavy oils | 50–300 |
| Dowtherm | Gases | 20–200 |
| Flue gases | Steam | 30–100 |
| Flue | Hydrocarbon vapors | 30–100 |
| *Condensers* | | |
| Aqueous vapors | Water | 1000–1500 |
| Organic vapors | Water | 700–1000 |
| Organics (some noncondensables) | Water | 500–700 |
| Vacuum condensers | Water | 200–500 |
| *Vaporizers* | | |
| Steam | Aqueous solutions | 1000–1500 |
| Steam | Light organics | 900–1200 |
| Steam | Heavy organics | 600–900 |

**Menentukan luas perpindahan panas**

$$\mathbf{A} = \frac{\mathbf{Q}}{\mathbf{U_d} \times \Delta \mathbf{T_{LMTD}}}$$

Dengan:

A = Luas Transfer Panas ($ft^2$)

Ud = koefisien transfer pnas overall trial ($Btu/ft^2°F$)

Q = Beban panas steam (Btu/jam)

$$\mathbf{A} = \frac{\mathbf{722,937,4369}\ \frac{\mathbf{kj}}{\mathbf{h}} \times \frac{\mathbf{1\ btu}}{\mathbf{1,055\ kJ}}}{\mathbf{77}\ \frac{\mathbf{Btu}}{\mathbf{jam, ft^2}, °\mathrm{F}} \times \mathbf{25,0195\ F}}$$

$$\mathbf{A = 335,6959\ ft^2}$$

Karena A > 200 $ft^2$ maka digunakan jenis *shell and tube*

Spesifikasi *shell and tube*

Dipilih tube dengan spesifikasi berikut (Tabel 10, Kern, 1950 hal 843)

| | |
|---|---|
| *Tube Outside Diameter* (OD) | = 1,25 in |
| *Birmingham wire gage* (BWG) | = 18 |
| *Wall thickness* | = 0,049 in |
| *Inside Diameter* (ID) | = 1,15 in |
| *Flow Area/tube* (a't) | = 1,04 $in^2$ |
| *Surface per lin* (a"t) | = 0,3271 $ft^2/ft$ |
| Dipilih L *tube* | = 24 ft |

Panjang tabung standart, 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler dan Sinnott, "*Chemical Engineering Design Principles*", Mc Graw Hill, New York, 2008, hal 805)

**Menghitung jumlah tube**

$$N_t = \frac{A}{L \times a''}$$

$$N_t = \frac{355{,}6959\ ft^2}{12\ ft \cdot 0{,}3271\ ft^2/ft}$$

$N_t$= 90,62 tube

Dari jumlah *tube* yang diperoleh, diambil pendekatan pada Tabel 9 (Kern, 1965) dalam menentukan jumlah lewatan (*Pass*) berdasarkan tipe dan jumlah yaitu:

| | |
|---|---|
| *Pitch* | = 1,5625 in *square pitch* |
| OD tube | = 1,25 in |
| Jumlah lewatan tube | = 2 lewatan |
| *Shell Inside Diameter* (IDs) | = 21,25 in |
| Jumlah *Tube* | = *90* |

Koreksi nilai Ud

$A = N_t$ x L x a"t

= 90 x 12 ft x 0,3271 $ft^2$/ft

= 353,268 $ft^2$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta T}$$

$$U_D = \frac{722{,}937{,}4369 \frac{kj}{h} \times \frac{1 \text{ btu}}{1{,}055 \text{ kJ}}}{353{,}268 \text{ ft}^2 \text{ x } 25{,}0195 \text{ F}}$$

$U_D$ = 77,5292 Btu /$ft^2$ jam$^o$F

**Menghitung *heat transfer coefficient for inside and outside fluid* ($h_i$, $h_o$)**

Pembagian aliran fluida:

*Shell* : Isobutena

*Tube* : Air

Laju alir fluida panas : 59,282,91 lbm/jam

Laju alir fluida dingin : 1,700,42 lbm/jam

Tabel 4. Spesifikasi *Shell and Tube*

| **Fluida panas: *Shell*** | **Fluida dingin: *Tube*** |
|---|---|
| ***flow area* ($a_s$)** | ***flow area* ($a_t$)** |
| $a_s = \frac{IDs \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_t}$ (pers 7,1, Kern)<br>C' = $P_t$ – $OD_t$ = (2 – 1,25) in<br>C' = 0,75 in<br>B=*Baffle space*, diambil 25% dari IDs<br>B = 21,25 in x 0,25<br>B = 5,3125 in<br>$a_s = \frac{21{,}25 \text{ x } 0{,}75 \text{ x } 5{,}3125}{144 \text{ x } 2}$<br>$a_s$= 0,2939 $ft^2$ | $a_t = \frac{N_t \cdot a't}{144n}$ (pers 7,48, Kern)<br>n= jumlah pass (2)<br>$a_t = \frac{90 \text{ x } 1{,}04}{144\ (2)}$<br>$a_t$= 1,3 $ft^2$ |

| **Fluida panas: *Shell*** | **Fluida dingin: *Tube*** |
|---|---|
| | |
| ***Mass velocity*** **($G_s$)** | ***Mass velocity*** **($G_t$)** |
| $G_s = \frac{W1}{a_s}$<br>$G_s = \frac{1{,}700{,}42 \text{ lb/jam}}{5{,}784{,}0231 \text{ ft}^2}$<br>$G_s$= 5784,0231 lb/ft$^2$jam | $G_t = \frac{W2}{a_t}$<br>$G_t = \frac{59{,}282{,}91 \text{ lb/jam}}{1{,}03 \text{ ft}^2}$<br>$G_t$= 45,602,2351 lb/ft$^2$jam |
| **Tv shell** | **Ta tube** |
| $Tv = \frac{95{,}4 + 32}{2} = 240{,}0506\ F$ | $Ta = \frac{30 + 50}{2} = 104\ F$ |
| ***Heat-transfer coefficient outside*** **($h_o$)** | ***Heat-transfer coefficient inside*** **($h_i$)** |
| $hio\ dari\ tube = 308{,}016$<br>ho untuk shell<br>$ho = jH \times \frac{k}{D}\left(\frac{c\,\mu}{k}\right)^{1/3} \emptyset$<br>(Pers 6,15b, kern)<br>dari Fig-28 Kern,1965<br>jH = 20<br>Cp = 192,6665 kJ/kg,K<br>Konduktivitas thermal | $Vt = \frac{Gt}{\rho}$<br>$\rho$ pada $104\ F = 62{,}9223 \frac{\text{lb}}{\text{ft3}}$<br>$Vt = \frac{45{,}602{,}2351 \ \frac{lb}{ft2jam}}{62{,}9223 \frac{\text{lb}}{\text{ft3}} \text{ x } \frac{3{,}600\text{s}}{1 \text{ jam}}}$<br>$= 0{,}2013\ ft/s$ |

| **Fluida panas: *Shell*** | **Fluida dingin: *Tube*** |
|---|---|
| K = 0,04 kJ/jam,m,K<br>Viskositas<br>μ = 0,5035 kg/m,jam<br>De = 0,99 in = 0,0251 m<br>$ho$<br>$= 20 \times \frac{0,04}{0,0251}\left(\frac{192,67 \times 0,503}{0,04}\right)^{\frac{1}{3}} 1$<br>$ho = 427,695$ | |
| Tw = tube wall temperature<br>$Tw = Ta + \frac{ho}{hio+ho}(Tv - Ta)$<br>(pers 5,31)<br>$Tw = 104 + \frac{427,695}{308 + 427,695}(146 - 104)$<br>$Tw$ =118,177 F | dari fig 25<br>Untuk: Vt = 0,2013 ft/s<br>Ta = 104 F<br>Di dapat hi = 360 dan Fc 0,93<br>Hi dengan factor koreksi<br>Hi = hi x Fc<br>Hi = 360 x 0,93 = 334,8<br>**Mencari Nilai $h_i$ pada *outside diameter tube* ($h_{io}$)**<br>Dari table 10 kern ID = 0,902; OD=1<br>$hio = \frac{ID}{OD} x\ hi$<br>$hio = \frac{1,15}{1,25} x\ 334,8 = 308,016$ |

Clean overall heat transfer coefficient (uc)

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$Uc = \frac{308{,}016 \times 427{,}695}{308{,}016 + 427{,}695}$$

$Uc = 179{,}0607$ Btu/jam,$ft^2$,$^oF$

Menghitung nilai Rd

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$Rd = \frac{179{,}0607 - 77{,}52}{179{,}0607 \times 77{,}52}$$

$Rd = 0{,}007$ Jam,$ft^2$,$^oF$/Btu

Rd > Rdmin , maka alat dapat dikatakan layak digunakan

**Pressure Drop Tube Shell**

Tabel 4. Nilai *Pressure Drop*

| **ΔP shell** | **ΔP tube** |
|---|---|
| **Bilangan Reynold ($Re_s$)** | **Bilangan Reynold ($Re_a$)** |
| μair = 0,1399 cp x $\frac{2{,}42 \text{ lb/ftjam}}{1\text{cp}}$<br>μair = 0,3385 lb/ftJam | μ = 0,6635 cp x $\frac{2{,}42 \text{ lb/ftjam}}{1\text{cp}}$<br>μ = 1,6056 lb/ftjam |
| *Pitch* = 1,5625 in *square pitch*<br>OD tube = 1,25 in<br>didapat<br>$D_e$ = 0,99 in = 0,0825 ft<br>(Gambar 28 Kern, 1965) | D= 0,095833 ft (tabel,10 kern) |
| $Re_s = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu}$<br>$Re_s = \frac{0{,}0825 \text{ ft} \cdot 5{,}784{,}0231 \text{ lb/ft2jam}}{0{,}3385 \frac{\text{lb}}{\text{ft jam}}}$ | $Re_t = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$<br>$Re_t = \frac{0{,}095833 \text{ ft} \cdot 24{,}602{,}2351}{1{,}6056}$<br>$Re_t$= 2,721,9287 |

| | |
|---|---|
| $Re_s$= 1,409,7177<br>Dari fig 29 dapat factor friksi shell 0,004 ft2/in2 | Dari fig 26 dapat factor friksi tube 0,004 ft2/in2 |
| $\Delta Ps = \frac{f \times Gs^2 \times Ds \text{ x } (N+1)}{5{,}22 \times 10^{10} \times De \times s \times \emptyset}$<br>N+1 = $\frac{12\,L}{B} = \frac{12\,x\,12\,ft}{5{,}3125 \text{ in}} = 27{,}156$<br>S = 1 (table 6, kern)<br>$\emptyset = 1$<br>Ds=IDshell = 21,25 in<br>De= 0,0825 ft<br>$\Delta Ps = \frac{0{,}004 \times (5{,}784{,}0231)^2 \times 21{,}25 \times 27{,}156)}{5{,}22 \times 10^{10} \times 0{,}0825 \times 1 \times 1}$<br>$\Delta Ps = 0{,}00012$ psia | $\Delta Pt = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5{,}22 \times 10^{10} \times s \times D \times \emptyset}$<br>S = 1,38 (table 6, kern)<br>D = 21,25 in<br>$\emptyset = 1$<br>$\Delta Pt = \frac{0{,}004 \times (45{,}602{,}2351)^2 \times 24 \times 2}{5{,}22 \times 10^{10} \times 1{,}38 \times 21{,}25 \times 1}$<br>$\Delta Pt = 0{,}1121$ psia |

$\Delta P_T$ allow = 10 psi

$\Delta P_T$ hitung < $\Delta P_T$ yang diijinkan, alat penukar panas yang digunakan memenuhi syarat,

RANGKUMAN CONDENDOR (CD-01)

Fungsi : Mendinginkan hasil atas Flash Drum (FD-01) dari 95,4$^{o}$C menjadi 32$^{o}$C sebanyak 771,1664 kg/jam,

Tipe alat : *Shell &Tube Heat Exchanger*

Fluida dingin Produk MTBE

| | |
|---|---|
| Tin | : 95,4 $^{o}$C |
| Tout | : 32 $^{o}$C |
| Tekanan | : 4 atm |
| Beban Panas | : - 722,937,4369kJ/jam |

Fluida Panas Air

| | |
|---|---|
| Tin | : 30$^{o}$C |
| Tout | : 50$^{o}$C |
| Tekanan | : 1 atm |
| Massa Air | : 26,885,67 kg/jam |

Dimensi tube

| | |
|---|---|
| *Tube Outside Diameter* (OD) | = 1,25 in = 0,0254 m |
| *Birmingham wire gage* (BWG) | = 18 |
| *Wall thickness* | = 0,049 in = 0,0012 m |
| *Inside Diameter* (ID) | = 1,15 in = 0,0292 m |
| *Flow Area/tube* (a't) | = 1,04 in$^2$ = 0,00067 m$^2$ |
| *Surface per lin* (a"t) | = 0,3271 ft$^2$/ft |
| L *tube* | = 12 ft |
| Jumlah tube | = 90 |

Dimensi Shell

| | |
|---|---|
| *Pitch* | = 1,5625 in *square pitch* |
| Jumlah lewatan tube | = 2 lewatan |
| *Shell Inside Diameter* (IDs) | = 31 in |

Koefisien Perpindahan Panas

Hi = 360 Btu/jam.ft$^2$.$^o$F

Hio = 308,016 Btu/jam.ft$^2$.$^o$F

ho = 427,6951 Btu/jam.ft$^2$.$^o$F

*Dirt Factor* (Rd) = 0,007 Jam,ft$^2$.$^o$F/Btu

*Clean Coefficient* (Uc) = 179,0609 Btu/jam.ft$^2$.$^o$F

*Design Coefficient* (Ud) = 77,5292 Btu/jam.ft$^2$.$^o$F

Pressure Drop

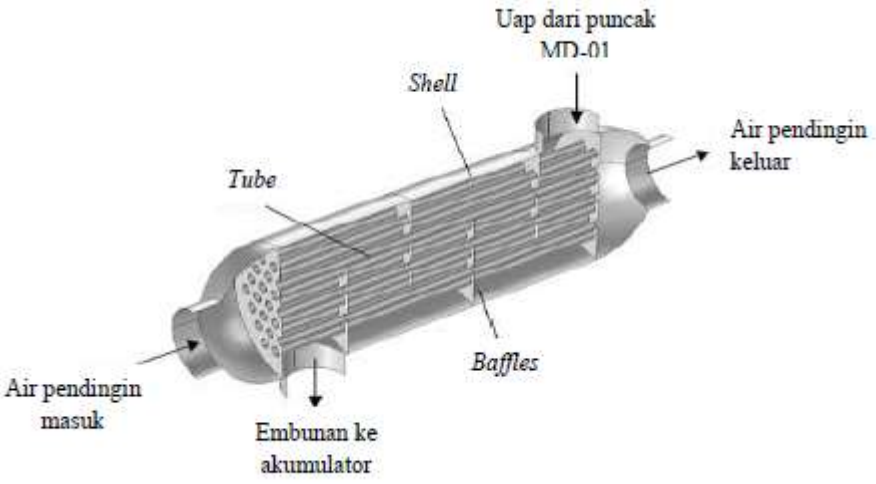
ΔP shell = 0,00012 Psia

ΔP tube = 0,1122 Psia

*CONDENSOR* (CD-02)

Fungsi : Mendinginkan hasil atas menara disilasi 1 (produk MTBE) pada 55,75$^{o}$C sebanyak 12626,2626 kg/jam,

Tipe alat : Shell &Tube Heat Exchanger




Gambar 3. Kondensor Total Menara Distilasi (CD-01)

Data kondisi operasi:

Suhu = 57,5 $^{o}$C = 328,9 K

Tekanan (P) = 1 atm

**Tabel 5.** Data komposisi uap dari puncak MD-01

| **Komponen** | **BM** | **Mol (Kmol/Jam)** | **Massa (Kg/Jam)** |
|---|---|---|---|
| (CH3)3COCH3 | 88,0000 | 140,6107 | 12,373,7374 |
| CH3OH | 32,0000 | 7,8891 | 252,4518 |
| H2O | 18,0000 | 0,0041 | 0,0735 |
| **Total** | | 148,5039 | 12,626,2626 |

**Menentukan beban panas kondensor**

Untuk menghitung beban panas kondensor, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Q_c = \sum F_{mass(i)} \, , \, \lambda_{(i)}$$

Dimana:

Qc = Beban panas kondensor (KJ/jam)

$F_{mass(i)}$ = Kecepatan massa masing-masing komponen fase gas (Kg/jam)

$\lambda_{(i)}$ = Panas laten masing-masing komponen pada fase gas (KJ/Kg,K)

Data suhu untuk mengevaluasi $h_{vap}$:

$T_{dew}$ = 57,5 $^oC$ = 328,9 K

**Tabel 6.** Perhitungan panas laten pengembunan

| **Komponen** | **Lamda (KJ/mol)** | **Mgas (mol/jam)** | **Q = m*lamda (KJ/jam)** |
|---|---|---|---|
| (CH3)3COCH3 | -44,86389 | 140,610,6520 | -6,308,340,823 |
| CH3OH | -52,56896605 | 7,889,1181 | -414,722,7833 |
| H2O | -51,8577282 | 4,0818 | -211,6725515 |
| | **Total** | 148,503,8519 | -6,723,275,278 |

Didapatkan beban panas kondensor (Qc) sebesar -6,723,275,278 KJ/Jam

**Menghitung Jumlah Pendingin**

Sebagai media pendingin digunakan air,

Data:

Suhu masuk ($t_1$) = 30$^oC$ = 303,15 K

Suhu keluar ($t_2$) = 50$^oC$ = 323,15 K

Kecepatan massa air pendingin yang dibutuhkan, dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$m_{air} = \frac{Q_{total}}{\int cp_{air} \, dT}$$

Menghitung $cp_{air}$

| Komponen | Konstanta | | | | $\int cp_{air}\, dT$ (KJ/Kmol) |
|---|---|---|---|---|---|
| | A | B | C | D | |
| $H_2O$ | 92,0530 | -0,0400 | -2,11E-04 | 5,35E-07 | 1505,57815 |

$$m_{air} = \frac{6{,}723{,}275{,}278 \text{ KJ/Jam}}{1{,}505{,}57815 \text{ KJ/Kmol}}$$

$m_{air}$ = 4,464,9134 Kmol/Jam

= 80,368,4411 Kg/Jam

Menentukan ΔT LMTD

$t_1$ = 30 ºC = 86 ºF $t_2$ = 50 ºC = 122ºF

$T_2$ = 57,5 ºC = 132,35ºF $T_1$ = 57,5 ºC = 132,35 ºF

Gambar 4. Skema pertukaran panas dalam alat (CD-01)

Dengan :

$t_1$ = Fluida asam nitrat masuk

$t_2$ = Fluida asam nitrat keluar

$T_1$ = Air masuk

$T_2$ = Air keluar

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD} = \frac{(\mathbf{T_2 - t_1}) - (\mathbf{T_1 - t_2})}{\ln \frac{(\mathbf{T_2 - t_1})}{(\mathbf{T_1 - t_2})}}$$

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD} = \frac{(\mathbf{132,35 - 86}) - (\mathbf{132,35 - 122})}{\ln \frac{(\mathbf{132,35 - 86})}{(\mathbf{132,35 - 122})}}$$

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD} = \mathbf{24,0122}^{\circ}\text{F}$$

Berdasarkan Tabel 8 (Kern, hal 840), koefisien perpindahan panas (Ud) untuk coolers dengan hot fluid heavy organics dan cold fluid water range ud berkisar antara 75-150 Btu/ft$^2$°F Jam, Maka dipilih ud = 78 Btu/ft$^2$°F Jam

**Table 12.1.** Typical Overall Coefficients

| Shell and Tube Exchangers | | |
|---|---|---|
| **Hot fluid** | **Cold fluid** | ***U*** **(W/m²°C)** |
| *Heat exchangers* | | |
| Water | Water | 800–1500 |
| Organic solvents | Organic solvents | 100–300 |
| Light oils | Light oils | 100–400 |
| Heavy oils | Heavy oils | 50–300 |
| Gases | Gases | 10–50 |
| *Coolers* | | |
| Organic solvents | Water | 250–750 |
| Light oils | Water | 350–900 |
| Heavy oils | Water | 60–300 |
| Gases | Water | 20–300 |
| Organic solvents | Brine | 150–500 |
| Water | Brine | 600–1200 |
| Gases | Brine | 15–250 |
| *Heaters* | | |
| Steam | Water | 1500–4000 |
| Steam | Organic solvents | 500–1000 |
| Steam | Light oils | 300–900 |
| Steam | Heavy oils | 60–450 |
| Steam | Gases | 30–300 |
| Dowtherm | Heavy oils | 50–300 |
| Dowtherm | Gases | 20–200 |
| Flue gases | Steam | 30–100 |
| Flue | Hydrocarbon vapors | 30–100 |
| *Condensers* | | |
| Aqueous vapors | Water | 1000–1500 |
| Organic vapors | Water | 700–1000 |
| Organics (some noncondensables) | Water | 500–700 |
| Vacuum condensers | Water | 200–500 |
| *Vaporizers* | | |
| Steam | Aqueous solutions | 1000–1500 |
| Steam | Light organics | 900–1200 |
| Steam | Heavy organics | 600–900 |

**Menentukan luas perpindahan panas**

$$\mathbf{A} = \frac{\mathbf{Q}}{\mathbf{U_d} \times \Delta \mathbf{T_{LMTD}}}$$

Dengan:

A = Luas Transfer Panas ($ft^2$)

Ud = koefisien transfer pnas overall trial ($Btu/ft^2°F$)

Q = Beban panas steam (Btu/jam)

$$\mathbf{A} = \frac{\mathbf{6,723,275,278\ \frac{kj}{h} \times \frac{1\ btu}{1,055\ kJ}}}{\mathbf{78\ \frac{Btu}{jam, ft^2, °F}\ \times\ 24,0122\ F}}$$

$$\mathbf{A = 3,402,5223\ ft^2}$$

Karena A > 200 $ft^2$ maka digunakan jenis *shell and tube*

Spesifikasi *shell and tube*

Dipilih tube dengan spesifikasi berikut (Tabel 10, Kern, 1950 hal 843)

| | |
|---|---|
| *Tube Outside Diameter* (OD) | = 1,25 in |
| *Birmingham wire gage* (BWG) | = 18 |
| *Wall thickness* | = 0,049 in |
| *Inside Diameter* (ID) | = 1,15 in |
| *Flow Area/tube* (a't) | = 1,04 $in^2$ |
| *Surface per lin* (a"t) | = 0,3271 $ft^2/ft$ |
| Dipilih L *tube* | = 24 ft |

Panjang tabung standart, 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler dan Sinnott, "*Chemical Engineering Design Principles*", Mc Graw Hill, New York, 2008, hal 805)

**Menghitung jumlah tube**

$$N_t = \frac{A}{L \times a''}$$

$$N_t = \frac{3{,}402{,}5223\ ft^2}{24\ ft \cdot 0{,}3271\ ft^2/ft}$$

$N_t$= 433,42 tube

Dari jumlah *tube* yang diperoleh, diambil pendekatan pada Tabel 9 (Kern, 1965) dalam menentukan jumlah lewatan (*Pass*) berdasarkan tipe dan jumlah yaitu:

| | |
|---|---|
| *Pitch* | = 1 in *square pitch* |
| OD tube | = 1,25 in |
| Jumlah lewatan tube | = 2 lewatan |
| *Shell Inside Diameter* (IDs) | = 31 in |
| Jumlah *Tube* | = *432* |

Koreksi nilai Ud

$A = N_t$ x L x a"t

= 432 x 24 ft x 0,3271 $ft^2$/ft

= 3,391,3728 $ft^2$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta T}$$

$$U_D = \frac{6{,}723{,}275{,}278 \frac{kj}{h} \times \frac{1 \text{ btu}}{1{,}055 \text{ kJ}}}{3{,}391{,}3728 \text{ ft}^2 \text{ x } 24{,}0122 \text{ F}}$$

$U_D$ = 78,256 Btu /$ft^2$ jam$^o$F

**Menghitung *heat transfer coefficient for inside and outside fluid* ($h_i$, $h_o$)**

Pembagian aliran fluida:

*Shell* : Produk MTBE

*Tube* : Air

Laju alir fluida panas : 12,626,26 lbm/jam

Laju alir fluida dingin : 177,212,41 lbm/jam

Tabel 7. Spesifikasi *Shell and Tube*

| **Fluida panas: *Shell*** | **Fluida dingin: *Tube*** |
|---|---|
| ***flow area* ($a_s$)** | ***flow area* ($a_t$)** |
| $a_s = \frac{IDs \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_t}$ (pers 7,1, Kern)<br>C' = $P_t$ – $OD_t$ = (2 – 1,25) in<br>C' = 0,75 in<br>B=*Baffle space*, diambil 25% dari IDs<br>B = 31 in x 0,25<br>B = 7,75 in<br>$a_s = \frac{31 \text{ x } 0{,}75 \text{ x } 7{,}75}{144 \text{ x } 2}$<br>$a_s$= 0,6256 $ft^2$ | $a_t = \frac{N_t \cdot a't}{144n}$ (pers 7,48, Kern)<br>n= jumlah pass (2)<br>$a_t = \frac{432 \text{ x } 1{,}04}{144\ (2)}$<br>$a_t$= 6,24 $ft^2$ |

| **Fluida panas: *Shell*** | **Fluida dingin: *Tube*** |
|---|---|
| | |
| ***Mass velocity*** **($G_s$)** | ***Mass velocity*** **($G_t$)** |
| $G_s = \frac{W1}{a_s}$<br>$G_s = \frac{27{,}840{,}91 \text{ lb/jam}}{0{,}6256 \text{ ft}^2}$<br>$G_s = 44{,}499{,}1013 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$ | $G_t = \frac{W2}{a_t}$<br>$G_t = \frac{177{,}212{,}41 \text{ lb/jam}}{6{,}24 \text{ ft}^2}$<br>$G_t = 28{,}399{,}4251 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$ |
| **Tv shell** | **Ta tube** |
| $Tv = \frac{55{,}75 + 55{,}75}{2} = 132{,}35\ F$ | $Ta = \frac{30 + 50}{2} = 104\ F$ |
| ***Heat-transfer coefficient outside*** **($h_o$)** | ***Heat-transfer coefficient inside*** **($h_i$)** |
| $hio\ dari\ tube = 308{,}016$<br>ho untuk shell<br>$ho = jH \times \frac{k}{D}\left(\frac{c\,\mu}{k}\right)^{1/3} \emptyset$<br>(Pers 6,15b, kern)<br>dari Fig-28 Kern,1965<br>jH = 20<br>Cp = 170,5804 kJ/kg,K | $Vt = \frac{Gt}{\rho}$<br>$\rho$ pada $104\ F = 62{,}9223 \frac{\text{lb}}{\text{ft3}}$<br>$Vt = \frac{28{,}399{,}4251 \frac{lb}{ft2jam}}{62{,}9223 \frac{\text{lb}}{\text{ft3}} \text{ x } \frac{3{,}600\text{s}}{1 \text{ jam}}}$<br>$= 0{,}1254\ ft/s$ |

| **Fluida panas: *Shell*** | **Fluida dingin: *Tube*** |
|---|---|
| Konduktivitas thermal<br>K = 0,2429 kJ/jam,m,K<br>Viskositas<br>μ = 0,9688 kg/m,jam<br>(engineeringtoolbox,com)<br>De = 0,99 in = 0,0251 m<br>$ho$<br>$= 20 \times \frac{0,2429}{0,0251}\left(\frac{170,58 \times 0,968}{0,2429}\right)^{\frac{1}{3}} 1$<br>$ho = 1,699,17331$ | |
| Tw = tube wall temperature<br>$Tw = Ta + \frac{ho}{hio+ho}(Tv - Ta)$<br>(pers 5,31)<br>$Tw = 104 + \frac{1,699,1733}{308 + 1,699,173}(104 - 132)$<br>$Tw$ =127,9995 | dari fig 25<br>Untuk: Vt = 0,1254 ft/s<br>Ta = 104 F<br>Di dapat hi = 360 dan Fc 0,93<br>Hi dengan factor koreksi<br>Hi = hi x Fc<br>Hi = 360 x 0,93 = 334,8<br>**Mencari Nilai $h_i$ pada *outside diameter tube* ($h_{io}$)**<br>Dari table 10 kern ID = 0,902; OD=1<br>$hio = \frac{ID}{OD} x\ hi$<br>$hio = \frac{1,15}{1,25} x\ 334,8 = 308,016$ |

Clean overall heat transfer coefficient (uc)

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$Uc = \frac{308{,}016 \times 1{,}699{,}1733}{308{,}016 + 1{,}699{,}1733}$$

$Uc = 260{,}7489$ Btu/jam,$ft^2$,$^oF$

Menghitung nilai Rd

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$Rd = \frac{260{,}7489 - 119{,}8822}{260{,}7489 \times 119{,}8822}$$

$Rd = 0{,}0045$ Jam,$ft^2$,$^oF$/Btu

Rd > Rdmin , maka alat dapat dikatakan layak digunakan

**Pressure Drop Tube Shell**

Tabel 8. Nilai *Pressure Drop*

| **ΔP shell** | **ΔP tube** |
|---|---|
| **Bilangan Reynold ($Re_s$)** | **Bilangan Reynold ($Re_a$)** |
| μair = 0,,691 cp x $\frac{2{,}42 \text{ lb/ftjam}}{1\text{cp}}$<br>μair = 0,6512 lb/ftJam | μ = 0,6635 cp x $\frac{2{,}42 \text{ lb/ftjam}}{1\text{cp}}$<br>μ = 1,6056 lb/ftjam |
| *Pitch* = 1 in *square pitch*<br>OD tube = 1,25 in<br>didapat<br>$D_e$ = 0,99 in = 0,0825 ft<br>(Gambar 28 Kern, 1965) | D= 0,095833 ft (tabel,10 kern) |
| $Re_s = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu}$<br>$Re_s = \frac{0{,}0825 \text{ ft} \cdot 44{,}499{,}1013 \text{ lb/ft2jam}}{0{,}6512 \frac{\text{lb}}{\text{ft jam}}}$ | $Re_t = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$<br>$Re_t = \frac{0{,}095833 \text{ ft} \cdot 28{,}399{,}4251}{0{,}1920}$<br>$Re_t$= 1,695,1189 |

| | |
|---|---|
| $Re_s$= 5,637,39261<br>Dari fig 29 dapat factor friksi shell 0,004 ft2/in2 | Dari fig 26 dapat factor friksi tube 0,004 ft2/in2 |
| $\Delta Ps = \frac{f \times Gs^2 \times Ds \text{ x } (N+1)}{5{,}22 \times 10^{10} \times De \times s \times \emptyset}$<br>$N+1 = \frac{12\,L}{B} = \frac{12\,x\,24\,ft}{7{,}75 \text{ in}} = 18{,}5806$<br>S = 1 (table 6, kern)<br>$\emptyset = 1$<br>Ds=IDshell = 31 in<br>De= 0,0825 ft<br>$\Delta Ps = \frac{0{,}004 \times (44{,}499{,}101)^2 \times 31 \times 18{,}5806)}{7{,}75 \times 10^{10} \times 0{,}0825 \times 1 \times 1}$<br>$\Delta Ps = 0{,}00721$ psia | $\Delta Pt = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5{,}22 \times 10^{10} \times s \times D \times \emptyset}$<br>S = 1,38 (table 6, kern)<br>D = 31 in<br>$\emptyset = 1$<br>$\Delta Pt = \frac{0{,}004 \times (43505{,}5023)^2 \times 24 \times 2}{5{,}22 \times 10^{10} \times 1{,}38 \times 31 \times 1}$<br>$\Delta Pt = 0{,}0846$ psia |

$\Delta P_T$ allow = 10 psi

$\Delta P_T$ hitung < $\Delta P_T$ yang diijinkan, alat penukar panas yang digunakan memenuhi syarat,

RANGKUMAN CONDENSOR (CD-02)

Fungsi : Mendinginkan produk MTBE pada suhu 55,75 sebanyak 12,626,2626 kg/jam,

Tipe alat : *Shell &Tube Heat Exchanger*

Fluida dingin Produk MTBE

| | |
|---|---|
| Tin | : 55,75$^{o}$C |
| Tout | : 55,75$^{o}$C |
| Tekanan | : 1 atm |
| Beban Panas | : - 6,723,275,278 kJ/jam |

Fluida Panas Air

| | |
|---|---|
| Tin | : 30$^{o}$C |
| Tout | : 50$^{o}$C |
| Tekanan | : 1 atm |
| Massa Air | : 80,368,4411 kg/jam |

Dimensi tube

| | |
|---|---|
| *Tube Outside Diameter* (OD) | = 1,25 in = 0,0254 m |
| *Birmingham wire gage* (BWG) | = 18 |
| *Wall thickness* | = 0,049 in = 0,0012 m |
| *Inside Diameter* (ID) | = 1,15 in = 0,0292 m |
| *Flow Area/tube* (a't) | = 1,04 in$^2$ = 0,00067 m$^2$ |
| *Surface per lin* (a"t) | = 0,3271 ft$^2$/ft |
| L *tube* | = 24 ft |
| Jumlah tube | = 432 |

Dimensi Shell

| | |
|---|---|
| *Pitch* | = 1 in *square pitch* |
| Jumlah lewatan tube | = 2 lewatan |
| *Shell Inside Diameter* (IDs) | = 31 in |

Koefisien Perpindahan Panas

Hi = 360 Btu/jam.ft$^2$,$^o$F

Hio = 308,016 Btu/jam,ft$^2$.$^o$F

ho = 1,699,1733 Btu/jam.ft$^2$.$^o$F

*Dirt Factor* (Rd) = 0,0045 Jam,ft$^2$,$^o$F/Btu

*Clean Coefficient* (Uc) = 260,7489 Btu/jam.ft$^2$.$^o$F

*Design Coefficient* (Ud) = 119,8822 Btu/jam.ft$^2$.$^o$F

Pressure Drop

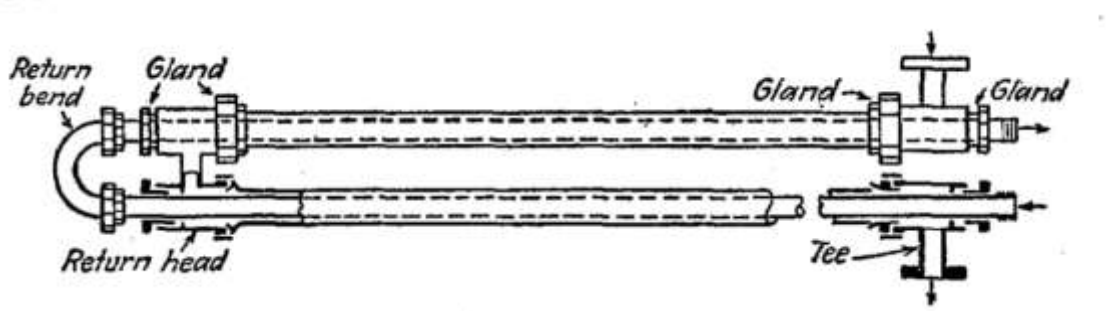
ΔP shell = 0,0072 Psia

ΔP tube = 0,0846 Psia

*CONDENSOR* (CD-03)

Fungsi : Mendinginkan hasil atas menara stipper (campuran metanol dan air) dari 64,7 $^{o}$C ke 64 $^{o}$C sebanyak 138,8126 kg/jam,

Tipe alat : *Double pipe Heat Exchanger*




Gambar 5. Rancangan Condensor (CD-03)

Data kondisi operasi:

Suhu

T1 = 64,7 $^{o}$C = 337,85 K

T2 = 64 $^{o}$C = 337,15 K

Tekanan (P) = 1 atm

**Tabel 10.** Data komposisi uap dari puncak MD-01

| **Komponen** | **BM** | **Mol (Kmol/Jam)** | **Massa (Kg/Jam)** |
|---|---|---|---|
| CH3OH | 32,0000 | 4,3292 | 138,5350 |
| H2O | 18,0000 | 0,0154 | 0,2776 |
| **Total** | | 4,3446 | 138,8126 |

**Menentukan beban panas kondensor**

Untuk menghitung beban panas kondensor, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Q_c = \sum F_{mass(i)} \, , \, \lambda_{(i)}$$

Dimana:

Qc = Beban panas kondensor (KJ/jam)

$F_{mass(i)}$ = Kecepatan massa masing-masing komponen fase gas (Kg/jam)

$\lambda_{(i)}$ = Panas laten masing-masing komponen pada fase gas (KJ/Kg,K)

Data suhu untuk mengevaluasi $h_{vap}$:

$T_{dew}$ = 64,7 $^oC$ = 337,85 K

**Tabel 11.** Perhitungan panas laten pengembunan

| **Komponen** | **Lamda (KJ/mol)** | **Mgas (mol/jam)** | **Q = m*lamda (KJ/jam)** |
|---|---|---|---|
| CH3OH | -52,5776 | 4.329,2193 | -227.6219,84 |
| H2O | -51,8647 | 15,4236 | -799,9417 |
| | **Total** | 4.344,6429 | -228.419,7817 |

Didapatkan beban panas kondensor (Qc) sebesar 228.419,7817 KJ/Jam

**Menghitung Jumlah Pendingin**

Sebagai media pendingin digunakan air,

Data:

Suhu masuk ($t_1$) = 30$^oC$ = 303,15 K

Suhu keluar ($t_2$) = 50$^oC$ = 323,15 K

Kecepatan massa air pendingin yang dibutuhkan, dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$m_{air} = \frac{Q_{total}}{\int cp_{air} \, dT}$$

Menghitung $cp_{air}$

| **Komponen** | **Konstanta** | | | | $\int cp_{air} \, dT$ **(KJ/Kmol)** |
|---|---|---|---|---|---|
| | **A** | **B** | **C** | **D** | |
| $H_2O$ | 92,0530 | -0,0400 | -2,11E-04 | 5,35E-07 | 1505,57815 |

$m_{air} = \frac{228.419{,}7817 \text{ KJ/Jam}}{1.505{,}57815 \text{ KJ/Kmol}}$

$m_{air}$ = 151,69 Kmol/Jam

= 2730,48 Kg/Jam

Menentukan ΔT LMTD

$t_1$ = 30 $^oC$ = 86 $^oF$ $t_2$ = 50 $^oC$ = 122 $^oF$

$T_2$ = 64 $^oC$ = 147,2 $^oF$ $T_1$ = 64,7 $^oC$ = 148,64 $^oF$

Gambar 6. Skema pertukaran panas alat (HE-02)

Dengan :

$t_1$ = Fluida masuk

$t_2$ = Fluida keluar

$T_1$ = Dowtherm masuk

$T_2$ = Dowtherm keluar

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD} = \frac{(\mathbf{T_2 - t_1}) - (\mathbf{T_1 - t_2})}{\mathbf{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}}$$

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD} = \frac{(\mathbf{147{,}2 - 86}) - (\mathbf{148{,}64 - 122})}{\mathbf{\ln \frac{(147{,}2 - 86)}{(148{,}64 - 122)}}}$$

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD = 41{,}4305}\ ^\circ F$$

Berdasarkan Tabel 8 (Kern, hal 840), koefisien perpindahan panas (Ud) untuk coolers dengan hot fluid heavy organics dan cold fluid water range ud berkisar antara 75-150 Btu/ft$^2$°F Jam, Maka dipilih ud = 81 Btu/ft$^2$°F Jam

**Menentukan luas perpindahan panas**

$$\mathbf{A} = \frac{\mathbf{Q}}{\mathbf{U_d} \times \Delta \mathbf{T_{LMTD}}}$$

Dengan:

A = Luas Transfer Panas ($ft^2$)

Ud = koefisien transfer panas overall trial ($Btu/ft^2°F$)

Q = Beban panas steam (Btu/jam)

$$\mathbf{A} = \frac{\mathbf{228.419,7817\ \frac{kj}{jam} \times \frac{1\ btu}{1,055\ kJ}}}{\mathbf{81 \frac{Btu}{jam, ft^2, °F}} \times \mathbf{41,4305F}}$$

$$\mathbf{A = 64,5173\ ft^2}$$

Dipilih *double pipe Heat Exchanger* karena terbaik saat A < 200 $ft^2$

Spesifikasi pipa

Rute fluida :

Inner Pipe = Campuran Metanol dan air

Outer Pipe = Air

Tabel 12. Data dimensi pipa (table 11 kern,1950)

| Outer pipa (anulus) | | | Inner pipa | | |
|---|---|---|---|---|---|
| IPS | 2,5 | in | IPS | 1,25 | in |
| OD | 2,88 | in | OD | 1,66 | in |
| sch | 40 | | sch | 40 | |
| ID | 2,469 | in | ID | 1,38 | in |
| at | 4,79 | in2 | at | 1,5 | in2 |
| ao | 0,735 | ft2/ft | ao | 0,435 | ft2/ft |

Menghitung Panjang pipa yang dibutuhkan

$$\mathbf{Lp} = \frac{\mathbf{A}}{\mathbf{ao}}$$

Dengan :

A = Luas Transfer Panas ( $ft^2$)

Ao = luas permukaan luar inner pipa (0,622$ft^2$/ft)

$$\mathbf{Lp(Panjang\ Ekivalen\ Pipa)} = \frac{\mathbf{64,5173\ ft^2}}{\mathbf{0,435\frac{ft2}{ft}}} = \mathbf{148,3156\ ft}$$

*Double pipe heat exchanger* biasanya di rakit dengan panjang perpipa 12,16,18 dan 20 ft

Digunakan HE dengan panjang perpipa 18 ft

Maka jumlah pipa dibutuhkan

$$\mathbf{Nt} = \frac{\mathbf{148,3156\ ft}}{\mathbf{18\ ft}} = \mathbf{8,2} = \mathbf{8\ buah}$$

1 hairpin terdiri dari 2 pipa

Maka jumlah hairpin yang diperlukan

$$\mathbf{h} = \frac{\mathbf{Nt}}{\mathbf{2}} = \frac{\mathbf{8}}{\mathbf{2}} = \mathbf{4\ buah}$$

Koreksi nilai Ud

A = $N_t$ x L x ao

= 8 x18 ft x 0,0,435 $ft^2$/ft

= 62,64 $ft^2$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta T}$$

$$U_D = \frac{228.420,7817\ \frac{kJ}{Jam} \times \frac{1\ Btu}{1,055\ kJ}}{62,64\ ft^2 \text{ x } 41,4305°F}$$

$U_D$ = 83,4275 Btu /$ft^2$,jam,$^oF$

**Menghitung *heat transfer coefficient for inside and outside fluid* ($h_i$, $h_o$)**

Tabel 13. Data dalam alat (HE-02)

| **Fluida panas: *Anulus*** | **Fluida dingin: *inner pipe*** |
|---|---|
| ***flow area*** **($a_A$)** | ***flow area*** **($a_p$)** |
| D2 = ID outer = 0,20575 ft<br>D1 = OD inner = 0,1383 ft<br>$a_A = \frac{\pi\,(D_2{}^2 - D_1{}^2)}{4}$<br>$a_A = \frac{\pi\,(0{,}20575^{\,2} - 0{,}1383^2)}{4}$<br>$a_A$= 0,02323 ft2 | $D_p = \frac{1{,}38\text{ in}}{12\ ft} = 0{,}115\ ft$<br>$a_p = \frac{\pi\,D^2}{4}$<br>$a_p = \frac{3{,}14 \text{ x } 0{,}115\text{^}2\ ft^2}{4} = 0{,}0104\ ft^2$ |
| ***Mass velocity*** **($G_a$)** | ***Mass velocity*** **($G_p$)** |
| $G_A = \frac{WA}{a_A}$<br>$G_A = \frac{306{,}08\text{ lb/jam}}{0{,}02323\text{ ft}^2}$<br>$G_A$= 13.175,2136 lb/ft$^2$jam | $G_p = \frac{Wp}{a_p}$<br>$G_p = \frac{6.020{,}71\text{ lb/jam}}{0{,}0104\text{ ft}^2}$<br>$G_p$= 605.448,577 lb/ft$^2$jam |
| **Bilangan Reynold** | **Bilangan Reynold** |
| $Re = \frac{D_p\ x\ G_p}{\mu}$<br>μ = 0,0633 cp x $\frac{2{,}42\text{ lb/ftjam}}{1\text{cp}}$<br>μ = 0,15307 lb/ftJam<br>$Re = \frac{0{,}2207\ ft\ x\ 13.175{,}2136\ \frac{\text{lb}}{\text{ft2jam}}}{0{,}15307\ \frac{\text{lb}}{\text{ftjam}}}$<br>$Re$ =18.983,8093 | $Re = \frac{D_p\ x\ G_p}{\mu}$<br>μ = 0,6635 cp x $\frac{2{,}42\text{ lb/ftjam}}{1\text{cp}}$<br>μ = 1,6055 lb/ftjam<br>$Re = \frac{0{,}115\ ft\ x\ 605.448\ \frac{\text{lb}}{\text{ft2jam}}}{1{,}6055\ \frac{\text{lb}}{\text{ftjam}}}$<br>$Re = 42.423{,}2375$ |

| **Fluida panas: *Anulus*** | **Fluida dingin: *inner pipe*** |
|---|---|
| | |
| ***Heat-transfer coefficient outside*** **($h_o$)** | ***Heat-transfer coefficient inside*** **($h_i$)** |
| ho untuk dowterm<br>$$ho = jH \times \frac{k}{D}\left(\frac{c\,\mu}{k}\right)^{1/3} \emptyset$$<br>(Pers 6,15b, kern)<br>dari Fig-28 Kern,1965<br>jH = 35<br>Cp = 2,6227 kJ/kg,K<br>Konduktivitas thermal<br>K =0,1661 kJ/jam,m,K<br>Viskositas<br>μ = 0,0633 kg/m,jam<br>De = 0,20575 in = 0,00523 m<br>$$ho = 35 \times \frac{0,1661}{0,00523}\left(\frac{2,6227 \times 0,0633}{0,1661}\right)^{\frac{1}{3}} 1$$<br>$ho = 1.036,8543$ | $$Vt = \frac{Gp}{\rho}$$<br>$$Tavg = \frac{30+50}{2} = 40\ C = 313,15\ k$$<br>$$\rho \text{ pada } Tavg = 62,9223\ \frac{lb}{ft^3}$$<br>$$Vt = \frac{605.448,577\ \frac{lb}{ft2jam}}{62,9223\ \frac{lb}{ft3} \text{ x } \frac{3.600s}{1\ jam}} = 2,67\ \frac{ft}{s}$$<br>dari fig 25<br>Untuk: Vt = 2,67 ft/s<br>Ta = 104 F<br>Di dapat hi = 360 dan Fc 0,8<br>Hi dengan factor koreksi<br>Hi = hi x Fc<br>Hi = 360 x 0,85 = 306<br>$$hio = \frac{ID}{OD} \text{x hi}$$<br>$$hio = \frac{1,66}{1,38} \text{x } 306 = 254,3855$$ |

Clean overall heat transfer coefficient (Uc)

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$Uc = \frac{254,3588 \times 1.036,8543}{254,3855 + 1.036,8543}$$

Uc = 200,6882 Btu/jam,$ft^2$,$^oF$

Menghitung nilai Rd

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$Rd = \frac{200{,}6882 - 83{,}4275}{200{,}6882 \text{ x } 83{,}4275}$$

Rd = 0,007

Rdmin = 0,002

Rd > Rdmin , maka alat dapat dikatakan layak digunakan

**Menghitung *Pressure Drop***

Tabel 14. *Pressure Drop*

| **ΔP anulus** | **ΔP inner pipe** |
|---|---|
| $D_e$ = 0,20575 ft<br>$Re = 18.983{,}8093$<br>$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}263}{Re^{0{,}42}}$ Pers3,47b<br>$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}263}{18.983{,}8^{\,0{,}42}} = 0{,}0076$<br>$\rho = 0{,}6918 \frac{kg}{m3}$ = 0,04310 lb/ft3 | D = 0,115 ft<br>$Re_t$= 42.423,2375<br>$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}263}{Re^{0{,}42}}$ Pers3,47b<br>$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}263}{42.423{,}2375^{0{,}42}}$<br>$f = 0{,}0065$<br>$\rho = 1.013{,}6381 \frac{kg}{m3} = 62{,}9223 \frac{lb}{ft3}$ |
| $\Delta Fa = \frac{4\, f\, Ga^2 L}{2\, g\, \rho^2\, De}$ Pers 6,14<br>$\Delta Fa = \frac{4 \times 0{,}0076 \times 13.175{,}2136^2 \text{x } 18}{2 \times 4{,}8\ 10^8 \times 0{,}04310^2 \times 0{,}20575}$<br>$\Delta Fa = 244{,}2651$ ft | $\Delta Fp = \frac{4\, f\, Ga^2 L}{2\, g\, \rho^2\, De}$ Pers 6,14<br>$\Delta Fp = \frac{4 \times 0{,}0065 \times 605.448{,}577^2 \times 18}{2 \times 4{,}8\ 10^8 \times 62{,}9223^2 \times 0{,}115}$<br>$\Delta Fp = 0{,}4$ ft |
| $V = \frac{Ga}{3600\ \rho}$<br>$V = \frac{13.175{,}2136}{3.600\ \times 0{,}0431} = 0{,}1578 \frac{ft}{s}$ | |

| | |
|---|---|
| Untuk pressure drop di hairpin<br>$\Delta Fi = 3 \left(\frac{V^2}{2\,g}\right)$<br>$\Delta Fi = 3 \left(\frac{0{,}1578^2}{2 \times 32{,}2}\right) = 1{,}2024$ ft<br>$\Delta Pa = \frac{(\Delta Fa + \Delta Fi) \times \rho}{144}$<br>$\Delta Pa = \frac{(244{,}26 + 1{,}2024\ ) \times 0{,}0431}{144}$<br>$\Delta Pa = 0{,}0735$ psi<br>$\Delta Pa$ yang diizinkan 10 psi, maka alat penukar panas yang digunakan memenuhi syarat | $\Delta Pp = \frac{\Delta Fp \times \rho}{144}$<br>$\Delta Pp = \frac{0{,}4 \times 62{,}9223}{144}$<br>$\Delta Pp = 0{,}1752$ psi<br>$\Delta Pp$ yang diizinkan 10 psi maka alat penukar panas yang digunakan memenuhi syarat |

RINGKASAN KONDENSOR (CD-02)

Fungsi : Mendinginkan hasil atas meanara stipper (campuran metanol dan air) dari 64,7 $^{o}$C ke 64 $^{o}$C sebanyak 138,8126 kg/jam,

Tipe alat : *Double pipe Heat Exchanger*

Fluida dingin Air

| | |
|---|---|
| Tin | : 30$^{o}$C |
| Tout | : 50 $^{o}$C |
| Tekanan | : 1 atm |
| Beban Panas | : 228.419,7817 kJ/jam |

Fluida Panas Metanol

| | |
|---|---|
| Tin | : 64,7$^{o}$C |
| Tout | : 64 $^{o}$C |
| Tekanan | : 1 atm |
| Massa Air | : 2730,48 kg/jam |

Dimensi pipa

| outer pipa (anulus) | | | inner pipa | | |
|---|---|---|---|---|---|
| IPS | 2,5 | in | IPS | 1,25 | in |
| OD | 2,88 | in | OD | 1,66 | in |
| sch | 40 | | sch | 40 | |
| ID | 2,469 | in | ID | 1,38 | in |
| at | 4,79 | in2 | at | 1,5 | in2 |
| ao | 0,735 | ft2/ft | ao | 0,435 | ft2/ft |

Koefisien Perpindahan Panas

Hi = 360 Btu/jam,ft$^{2}$.$^{o}$F

Hio = 248,8554 Btu/jam,ft$^{2}$.$^{o}$F

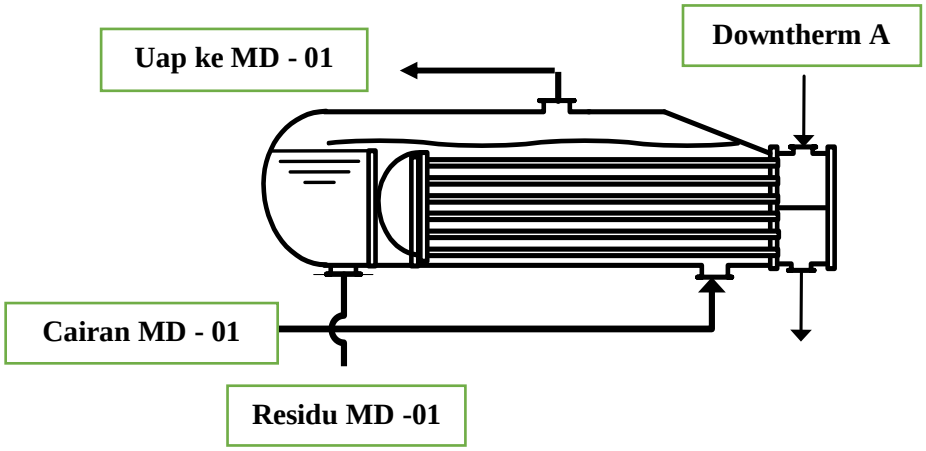
ho = 1.036,6882 Btu/jam,ft$^{2}$.$^{o}$F

## REBOILER 01 (RB-01)

**Tugas** **:** Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari Menara Distilasi (MD-01) pada suhu 65,008 $^{o}$C sampai 69,6230 $^{o}$C dengan media pemanas Downtherm A

**Jenis** **:** Ketel Reboiler

**Jumlah** **:** 1 buah




**Gambar 1**. Skema Reboiler (RB-01)

**Data:**

Tekanan = 1,1393 atm

Suhu Masuk ($t_1$) = 338,1580 K = 65,0080 $^{o}$C = 149,0144 $^{o}$F

Suhu Keluar ($t_2$) = 342,7730 K = 69,6230 $^{o}$C = 157,3214 $^{o}$F

**Tabel 1**. Neraca Massa Reboiler

| **Komponen** | **Masuk Reboiler (Li)** | | **Keluar Reboiler** | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | **Bottom (Bi)** | | **Uap (Vi)** | |
| | **(kg/jam)** | **(kmol/jam)** | **(kg/jam)** | **(kmol/jam)** | **(kg/jam)** | **(kmol/jam)** |
| $CH_3OH$ | 5.717,5100 | 178,6722 | 138,8126 | 4,3379 | 5.578,6974 | 174,3343 |
| $H_2O$ | 78,6878 | 4,3715 | 7,2738 | 0,4041 | 71,4140 | 3,9674 |
| **Total** | **5.796,1978** | **183,0437** | **146,0864** | **4,7420** | **5.650,1114** | **178,3017** |

**Tabel 2**. Komposisi Fluida Dingin Masuk Reboiler

| Komponen | kmol/jam | kg/jam | Fraksi mol | Fraksi massa |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 178,6722 | 5.717,5100 | 0,9864 | 0,9761 |
| $H_2O$ | 4,3715 | 78,6878 | 0,0136 | 0,0239 |
| **Total** | **183,0437** | **5.796,1978** | **1,0000** | **1,0000** |

**Kapasitas Panas Fase Cair**

Persamaan : $Cp = A + BT + CT^2 + DT^3$

**Tabel 3**. Data Kapasitas Panas Fase Cair

| Komponen | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 40,152 | 3,10E-01 | -1,03E-03 | 1,46E-06 |
| $H_2O$ | 92,053 | -0,03995 | -2,11E-04 | 5,35E-07 |

(Yaws,1999)

**Viskositas Fase Cair**

Persamaan : $\log 10\,(\mu) = A + \frac{B}{T} + C\,T + D\,T^2$

**Tabel 4**. Data Viskositas Fase Cair

| Komponen | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | -9,0562 | 1,25E+03 | 2,24E-02 | -2,35E-05 |
| $H_2O$ | -10,2158 | 1,79E+03 | 1,77E-02 | -1,26E-05 |

(Yaws, 1999)

**Konduktivitas Thermal Fase Cair**

Persamaan :

$\mathbf{Log\ 10\ k = A + B\,(1 - \frac{T}{C})^{\frac{2}{7}}}$ *untuk komponen organik*

$\mathbf{k = A + B, T + C, T^2}$ *untuk komponen anorganik*

**Tabel 5**, Data Konduktivitas Thermal Fase Cair

| Komponen | A | B | C |
|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | -1,3554 | 0,5475 | 497,1 |
| $H_2O$ | -0,2758 | 4,61E-03 | -5,54E-06 |

(Yaws, 1999)

## 1. Beban Panas Total ($Q_t$)

Neraca Panas :

$Q_{total} = Q_{sensible} + Q_{latent}$

- Beban Panas Sensible ($Q_s$)

  Dihitung dengan persamaan :

$$Q_s = \sum Lm_i \, Cp_{Li}(t_2 - t_1)$$

  Keterangan :

  $Q_s$ = Beban panas sensible (kJ/jam)

  Lmi = Kecepatan massa masing-masing komponen cairan masuk (kJ/kmol,K)

  $Cp_{Li}$ = Kapasitas panas masing-masing komponen cairan masuk (kJ/kmol-K)

  t2 = Suhu fluida dingin keluar (K)

  t1 = Suhu fluida dingin masuk (K)

  Data data yang ada dimasukan kedalam persamaan sehingga didapatkan beban panas sensible :

**Tabel 6**. Data Beban Panas Sensible

| **Komponen** | **Lmass** | **cp Li,dT** | **Qs** |
|---|---|---|---|
| | **(kmol/jam)** | **kJ/kmol** | **kJ/jam** |
| $CH_3OH$ | 178,6722 | 388,4712 | 69.408,9953 |
| $H_2O$ | 4,3715 | 346,6220 | 1.515,2729 |
| **Total** | **183,0437** | | **70.924,2682** |

  Sehingga diperoleh Qs sebesar 70.924,2682 kJ/jam,

- Beban Panas Latent ($Q_v$)

  Dihitung dengan persamaan :

$$Q_v = \sum Vm_i \, , hvap_i$$

  Keterangan :

  $Hvap_i$ = panas laten penguapan masing-masing komponen (kJ/kmol)

  Vmi = kecepatan massa masing masing komponen dalam fase uap (kmol/jam)

  Qv = Beban panas penguapan (kJ/jam)

  T = suhu fluida (K)

Data data yang ada dimasukan kedalam persamaan sehingga didapatkan beban panas latent:

**Tabel 7**. Data Beban Panas Latent

| **Komponen** | **Vmass** | **hvap** | **Qv** |
|---|---|---|---|
| | **(kmol/jam)** | **(kJ/kmol)** | **(kJ/jam)** |
| $CH_3OH$ | 174,3343 | 34.762,6781 | 6.060.327,1503 |
| $H_2O$ | 3,9674 | 40.858,6036 | 162.102,4239 |
| **Total** | **178,3017** | **75.621,2817** | **6.222.429,5741** |

Sehingga diperoleh Qv sebesar 6.222.429,5741 kJ/jam

- Beban Panas Total (Qt)

$$Q_t = Q_s + Q_v$$

$$Q_t = 70.924{,}2682\,\frac{\text{kJ}}{\text{jam}} + 6.222.429{,}5741\,\frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

$$Q_t = 6.293.353{,}8424\,\frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

$$Q_t = 5.964.947{,}7588\,\frac{\text{BTU}}{\text{jam}}$$

**2. Kebutuhan Downtherm A**

**a. Sebagai media pemanas dipakai Downtherm A,**

Data downterm A diperoleh dari Dow Chemical Company:

- Suhu masuk (T1) = 150℃ = 423,15 K = 302 $^oF$
- Suhu keluar (T2) = 70℃ = 343,15 K = 158 $^oF$
- Suhu rata-rata = 110℃ = 383,15 K = 230 $^oF$
- Viskositas = 0,86 cP
- Densitas = 61,59 $lb/ft^3$
- Kapasitas panas = 0,4370 BTU/lb,$^oF$
- Konduktifitas termal = 0,0718 BTU/jam,ft,$^oF$

**b. Massa Pemanas yang diperlukan**

$$\text{Massa pemanas} = \frac{Q\ (\text{BTU/jam})}{Cp(\text{BTU/lb°F})x\ (T_2\text{-}T_1)°F}$$

Dengan hubungan:

Q = Beban Reboiler (Btu/jam)

Cp = Kapasitas panas downterm A (Btu/lb°F )

$$\text{Kebutuhan Pemanas (Ws)} = \frac{5.964.947{,}7588\,\frac{\text{BTU}}{\text{jam}}}{0{,}4370\,\frac{\text{BTU}}{\text{lb °F}}\;x\;(302-158)°\text{F}}$$

$$\text{Kebutuhan Pemanas (Ws)} = \; 94.790{,}0419\,\frac{\text{lbm}}{\text{jam}}$$

**3. Menghitung Luas Transfer Panas (ΔT LMTD)**

Suhu pemanas masuk ($T_1$) = 150℃ = 423,15 K = 302 °F

Suhu pemanas keluar ($T_2$) = 70℃ = 343,15 K = 158 °F

Suhu umpan masuk ($t_1$) = 65,0080 °C = 338,1580 K = 149,0144 °F

Suhu umpan keluar ($t_2$) = 69,6230 °C = 342,7730 K = 157,3214 °F

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD} = \frac{\mathbf{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}}{\mathbf{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}}$$

**(**Persamaan 5.14 Kern,1965)

$$\Delta\text{T LMTD} = \frac{(302 - 157{,}3214) - (158 - 149{,}0144)}{\ln \frac{(302 - 157{,}3214)}{(158 - 149{,}0144)}}$$

$$\Delta\text{T LMTD} = 48{,}8299\ °\text{F}$$

Koreksi $\Delta T_{LMTD}$ menggunakan Fig.19 Kern,1969 dengan 2 *Shell pass* and 4 atau lebih *Tube Pass*

$\mathbf{R} = \frac{\mathbf{T1-T2}}{\mathbf{t2-t1}}$ = 17,3348 $\mathbf{S} = \frac{\mathbf{t2-t1}}{\mathbf{T1-t1}}$ = 0,0543

Keterangan :

$T_1$ = Suhu fluida panas masuk $t_1$= Suhu fluida dingin masuk

$T_2$ = Suhu fluida panas keluar $t_2$= Suhu fluida dingin keluar

Didapatkan faktor koreksi sebesar 1

$$\Delta T_{\text{LMTD terkoreksi}} = \text{Ft} \times \Delta T_{\text{LMTD}}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD terkoreksi}} = 1 \times 48{,}8299\ °\text{F}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD terkoreksi}} = 48{,}8299\ °\text{F}$$

Sehingga $\Delta T_{LMTD}$ yang telah dikoreksi sebesar 48,8299 °F

**4. Koefisien Perpindahan Panas**

**Tabel 8**. Data Viskositas Fluida Masuk Reboiler

| Komponen | Masuk Reboiler (Li) | | Xi | miu (cP) | miu, Xi (cP) |
|---|---|---|---|---|---|
| | (kg/jam) | (kmol/jam) | | | |
| $CH_3OH$ | 5.717,5100 | 178,6722 | 0,9864 | 0,3315 | 0,3270 |
| $H_2O$ | 78,6878 | 4,3715 | 0,0136 | 0,4182 | 0,0057 |
| **Total** | **5.796,1978** | **183,0437** | **1,0000** | **0,7497** | **0,3327** |

Sehingga diperoleh viskositas campuran sebesar 0,3327 cP = 0,8047 lbm/ft,jam

Karena campuran memiliki viskositas kurang dari 0,5 maka dapat disebut sebagai *Light Organics.* Dari Tabel 12.1 (Towler and Sinnot, Hal 797) diperoleh data *Overall Heat Transfer* untuk Downtherm yaitu 50 - 300 BTU/ft$^2$. jam.$^o$F. Maka di pilih harga $U_D$ = 64 BTU/ft$^2$. jam. $^o$F

**5. Menghitung Luas Transfer Panas**

Luas Transfer Panas

$$\mathbf{Qt = UD \,.\, A \,.\, \Delta T_{LMTD}}$$

**(**Persamaan 5.13a Kern,1965)

Dengan hubungan:

A = Luas perpindahan kalor yang diperlukan (ft$^2$)

Qt = Beban panas (BTU/jam)

Ud = Koefisien perpindahan kalor design (BTU/ft$^2$ jam F)

$\Delta T_{lmtd}$ = Beda suhu rerata (F)

$$\textbf{Luas Transfer Panas } (\mathbf{A}) = \frac{\mathbf{Qt}}{\mathbf{UD} \,.\, \mathbf{\Delta T_{LMTD}}}$$

$$\text{Luas Transfer Panas } (A) = \frac{5.964.947{,}7588 \,\frac{\text{BTU}}{\text{jam}}}{64 \,\frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2, \text{jam}, ^\circ\text{F}} \text{ x } 28{,}1109 \,^\circ\text{F}}$$

$$\text{Luas Transfer Panas } (A) = 1.908{,}7138 \text{ ft}^2$$

Dikarenakan nilai A = 1.908,7138 $ft^2$ > (100 - 200 $ft^2$) maka digunakan *Shell and Tube Heat Exchanger*.

**6. Dimensi Alat Penukar Panas**

Berdasarkan Tabel.10 (Kern,1965) dipilih pipa spesifikasi sebagai berikut :

Diameter luar tabung (OD) = 1 in = 0,0833 ft

Pitch = 1,25 in

BWG = 18

Diameter dalam tabung (ID) = 0,902 in = 0,0752 ft

Ao (*Surface per lin ft,$ft^2$*) = 0,2618 $ft^2$/ft

a't *(Flow Area per Tube)* = 0,6390 $in^2$

Berdasarkan Towler hal 805 (2008). Panjang tabung standar mempunyai ukuran 6 ft, 8 ft, 12 ft, 16 ft, 20 ft,24 ft maka dipilih panjang tabung 24 ft.

- **Jumlah Pipa yang di perlukan**

Untuk menghitung jumlah pipa yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut :

$$\boldsymbol{Nt = \frac{A}{A_o\, L}}$$

(Kern,1965)

Keterangan :

A = Luas transfer panas ($ft^2$)

Ao = Luas permukaan setiap panjang tabung ($ft^2$/ft)

L = Panjang tabung (ft)

$$\mathrm{Nt} = \frac{1908{,}7138\ \mathrm{ft}^2}{0{,}2618 \frac{\mathrm{ft}^2}{\mathrm{ft}} \times 24\ \mathrm{ft}}$$

$$\mathrm{Nt} = 303{,}8$$

Sehingga jumlah pipa yang diperlukan sebanyak 300.

- **Layout Alat Penukar Panas**

Berdasarkan Tabel.9 (Kern,1965) dipilih layout dengan spesifikasi sebagai berikut :

Tipe = *Square pitch*

Diameter *shell* (IDs) = 29 in

Jumlah tabung ($N_t$) = 300

Pass *tube* (n) = 4

Sehingga jumlah pipa yang diperlukan sebanyak 300.

- **Menentukan Luas Perpindahan Kalor Standar**

Untuk menghitung luas perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut :

$$\mathbf{A = N_t \times Ao \times L}$$

(Kern,1965)

Keterangan :

Nt = Jumlah pipa standar

Ao = Luas permukaan setiap panjang tabung ($m^2/m$)

L = Panjang pipa (m)

$$A = 300 \times 0{,}2618 \frac{ft^2}{ft} \times 24 \text{ ft}$$

$$A = 1.884{,}960 \text{ ft}^2$$

Sehingga didapatkan Luas Perpindahan Kalor Standar 1.884,960 $ft^2$

- **Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor Standar**

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut

$$\mathbf{U_d = \frac{Q_t}{A\ \Delta T_{LMTD}}}$$

(Kern,1965)

Keterangan :

$Q_T$ = Beban panas total (kJ/jam)

A = Luas perpindahan kalor standar ($m^2$)

$\Delta T_{LMTD}$ = Beda suhu rerata (K)

$$Ud = \frac{5.964.947{,}7588 \frac{BTU}{jam}}{1.884{,}960 \text{ ft}^2 \text{ x } 48{,}8299°F}$$

$U_d$ = 64,8065 BTU/jam $ft^2$ °F (masih dalam *range* $U_d$ yang dipilih)

- **Menghitung ID Shell Sesungguhnya**

IDshell sesungguhnya = 1,6 x IDshell

= 1,6 x 29 in

= 46,4 in

**a. Fluida Panas (Laju Alir Downtherm) → *Tube Side***

- **Luas Area aliran Fluida Panas dalam *Tube side***

$$\mathbf{at} = \frac{\mathbf{a't.\ Nt}}{\mathbf{n}}$$

Keterangan :

a't = Luas aliran fluida dingin total pipa ($ft^2$)

$N_t$ = Jumlah pipa

n = *pass tube* di pipa

$$at = \frac{\frac{0{,}6390}{144}\ \text{x}\ 300}{4}$$

$$at = 0{,}3328\ ft^2$$

- **Kecepatan Massa dalam *Tube***

$$\mathbf{Gt} = \frac{\mathbf{W}}{\mathbf{at}}$$

$$Gt = \frac{94.790{,}0419\ \frac{lb}{jam}}{0{,}3328\ ft^2}$$

$$Gt = 284.815{,}1495\ \frac{lbm}{ft^2, jam}$$

- **Kecepatan Linear**

$$\mathbf{Vlin} = \frac{\mathbf{Gt}}{\boldsymbol{\rho}}$$

$$Vlin = \frac{284.815{,}1495\ \frac{lbm}{ft^2, jam} \times \frac{1\ jam}{3600\ s}}{61{,}590\ \frac{lb}{ft^3}}$$

$$Vlin = 1{,}2845\ ft/s$$

- **Bilangan *Reynold* (Re)**

$$\mathbf{Re} = \frac{\mathbf{ID}\ ,\ \mathbf{Gt}}{\boldsymbol{\mu}}$$

$$Re = \frac{0{,}0752\ ft\ x\ 284.815{,}1495\ \frac{lbm}{ft^2, jam}}{2{,}0805\ \frac{lbm}{ft, jam}}$$

$$Re = 10.290{,}0661$$

- **Caloric Temperature**

$$T_{av} = T_c = \frac{T_2 + T_1}{2} = 383{,}15 \text{ K}$$

- ***Heat Transfer Coeficient***

  Re = 10.290,0661

  L/D = 319,2905

  Pada fig.24, diperoleh nilai jH = 50

  Untuk downtherm dari Kern, D.Q

$$\mathbf{hi} = \mathbf{jH}\frac{\mathbf{k}}{\mathbf{De}}\left(\frac{\mathbf{Cp}\,\boldsymbol{\mu}}{\mathbf{k}}\right)^{1/3}\left(\frac{\boldsymbol{\mu}}{\boldsymbol{\mu}\mathbf{w}}\right)^{0{,}14}$$

$$\left(\frac{\boldsymbol{\mu}}{\boldsymbol{\mu}\mathbf{w}}\right)^{0{,}14} = \emptyset = \mathbf{1}$$

$$\text{hi} = 50 \text{ x } \frac{0{,}0718 \frac{\text{BTU}}{\text{ft jam F}}}{0{,}0752 \text{ ft}} \left(\frac{0{,}4370 \frac{\text{BTU}}{\text{lbm F}} \text{ x } 2{,}0805 \frac{\text{lbm}}{\text{ft jam}}}{0{,}0718 \frac{\text{BTU}}{\text{ft jam F}}}\right)^{\frac{1}{3}}, 1$$

$$\text{hi} = 111{,}3213 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \text{ jam F}}$$

$$\text{hio} = \text{hi x } \frac{\text{ID Tube}}{\text{OD Tube}}$$

$$= 111{,}3213 \text{ x } \frac{0{,}902}{1}$$

$$= 100{,}4118 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \text{ jam F}}$$

**b. Fluida Dingin → *Shell Side***

- **Jarak Baffle**

  Jarak antar baffle dipilih adalah sekitar 0,2 - 1 dari diameter dalam shell dan dipilih jarak 0,8.

$$\mathbf{B = 0,8.ID_{shell}}$$

$$B = 0{,}8 \text{ . } 29 \text{ in} = 23{,}20 \text{ in} = 1{,}9333 \text{ ft}$$

- **Luas Area *Shell side***

$$\textbf{\textit{Clearance}} \textbf{ (C') = Pitch – OD}$$

$$Clearance\ (C') = 1{,}25 \text{ in} - 1 \text{ in}$$

$$\text{Clearance } (C') = 0{,}25 \text{ in}$$

$$\mathbf{as} = \frac{\mathbf{ID}\ ,\ \mathbf{C'B}}{\mathbf{144\ pitch}}$$

$$as = \frac{29 \text{ in x } 0{,}25 \text{ in x } 23{,}20 \text{ in}}{144 \text{ x } 1{,}25 \text{ in}}$$

$$as = 0{,}9344 \text{ ft}^2$$

- **Kecepatan Massa dalam *Shell side***

  Diketahui umpan masuk = 5.796,1978 kg/jam

  = 12.778,4135 lbm/jam

$$\mathbf{Gs} = \frac{\mathbf{W}}{\mathbf{As}}$$

$$Gs = \frac{12.778{,}4135 \ \frac{\text{lbm}}{\text{jam}}}{0{,}9344 \text{ ft}^2}$$

$$Gs = 13.674{,}8777 \ \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2, \text{jam}}$$

- **Beban Massa**

$$\mathbf{G'} = \frac{\mathbf{W}}{\mathbf{L, N_t^{2/3}}}$$

$$G' = \frac{12.778{,}4135 \ \frac{\text{lbm}}{\text{jam}}}{24 \text{ ft x } (300)^{2/3}}$$

$$G' = 11{,}8810 \frac{\text{lbm}}{\text{ft . jam}}$$

- **Caloric Temperature**

$$t_{av} = t_c = \frac{t_2 + t_1}{2} = \frac{(338{,}1580 + 342{,}7730) \text{ K}}{2} = 340{,}4655 \text{ K} = 153{,}1679 \text{ °F}$$

- ***Heat Transfer Coeficient***

  Dicoba ho = $300 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \text{ jam F}}$

$$t_w = t_{av} + \frac{h_{io}}{h_o + h_{io}} (T_{av} - t_{av})$$

$$t_w = 153{,}1679 + \left[\frac{100{,}4118}{100{,}4118 + 300} \ (230 - 153{,}1679)\right]$$

$$t_w = 172{,}4352°\text{F}$$

$$\Delta t_w = t_w - t_c$$

$$\Delta t_w = 172{,}4352°\text{F} - 153{,}1679°\text{F}$$

$\Delta t_w = 19{,}2673\ °F$

Berdasarkan Kern, Fig 15.11 untuk $\Delta t_w = 19{,}2673\ °F$ didapatkan harga ho organic sebesar $300 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2\ \text{jam F}}$, sehingga pemilihan ho untuk zat organic sudah tepat.

- **Menghitung *Clean Overall Coeficient* (Uc)**

$$\mathbf{Uc} = \frac{\mathbf{hio}\ .\ \mathbf{ho}}{\mathbf{hio} + \mathbf{ho}}$$

(Pers 6.38 Kern, 1995: Hal 121)

$$\text{Uc} = \frac{100{,}4118 \text{ x } 300}{100{,}4118 + 300}$$

$$\text{Uc} = 75{,}2314\ \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2\ \text{jam F}}$$

- **Faktor Pengotor (Rd) terhitung**

$$\mathbf{Rd\ terhitung} = \frac{\mathbf{Uc} - \mathbf{Ud}}{\mathbf{Uc}\ .\ \mathbf{Ud}}$$

(Pers 6,13 Kern, 1995: Hal 115)

Maka :

$$\text{Rd terhitung} = \frac{75{,}2314 - 64{,}8065}{75{,}2314 \text{ x } 64{,}8065}$$

$$\text{Rd terhitung} = 0{,}002138\ \frac{\text{ft}^2\ \text{jam F}}{\text{BTU}}$$

Dari Table.12, Kern :

Rd min untuk organic liquid = 0,001

Rd min untuk downtherm = 0,001

Maka Rd Total = 0,002

Karena Rd lebih besar daripada Rd minimal maka Heater dapat digunakan,

**(**Kern, 1995: Hal 107)

**7. Menghitung *Pressure Drop***

**a. Fluida Dingin → *Shell side***

Berdasarkan Hal 475, Kern,*"Process Heat Transfer*",1965, untuk *pressure drop* reboiler tipe *kettle reboiler* dapat diabaikan, Penurunan tekanan dalam *shell side* diabaikan karena cairan menggenang.

**b. Fluida Panas → *Tube side***

Diketahui data :

$\mathrm{Re} = 10.290{,}0661$

Lt = 24 ft

n = 4

$\mathrm{Gt} = 284.815{,}1495 \dfrac{\mathrm{lbm}}{\mathrm{ft}^2, \mathrm{jam}}$

$\mathrm{IDt} = 0{,}0752$ ft

- **Menentukan penurunan tekanan pada tube (∆Pt)**

Untuk menghitung penurunan tekanan pada pipa, digunakan persamaan :

$$\mathbf{\Delta P_t = \frac{f \text{ x } G_t^2 \text{ x } L \text{ x } n}{5,22 \text{ x } 10^{10} \text{ x } ID_t \text{ x } spgr}}$$

(Fig. 26 Kern, 1995: Hal 836)

Dengan Re = 10.290,0661 maka dari Fig. 26 diperoleh friksi = 0,0003

$$\Delta P_t = \frac{0{,}0003 \text{ x } 284.815{,}1495^2 \text{ x } 24 \text{ x } 4}{5{,}22 \text{ x } 10^{10} \text{ x } 0{,}0752 \text{ x } 0{,}6045}$$

$\Delta P_t = 0{,}8208$ psi

- **Menentukan penurunan tekanan pada reboiler (∆Pr)**

$$\mathbf{\Delta P_r = \frac{4 \text{ x } n \text{ x } v^2}{s \text{ x } 2 \text{ g}} \left(\frac{62,5}{144}\right)}$$

(Fig. 27 Kern, 1995: Hal 837)

Dengan $\mathrm{Gt} = 284.815{,}1495 \frac{\mathrm{lbm}}{\mathrm{ft}^2, \mathrm{jam}}$ maka dari Fig.27. Diperoleh $\frac{v^2}{2\,g}\left(\frac{62{,}5}{144}\right) = 0{,}010$

$$\Delta P_r = \frac{4 \text{ x } 4}{0{,}6045}(0{,}010) = 0{,}2647 \text{ psi}$$

Sehingga :

$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$

$\Delta P_T = 0{,}8208 + 0{,}2647$

$\Delta P_T = 1{,}0855$ psi

*Pressure Drop* maksimal adalah 10 psi sehingga *Heat Exchanger* ini memenuhi syarat.

**RESUME REBOILER-01 (RB-01)**

**Tugas** **:** Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari Menara Distilasi (MD-01) pada suhu 65,008 $^{o}$C sampai 69,6230 $^{o}$C dengan media pemanas Downtherm A

**Jenis** **:** Ketel Reboiler

**Jumlah** **:** 1 buah

**Beban Panas** : 6.293.353,8424 kJ/jam

: 5.964.947,7588 BTU/jam

**Spesifikasi Alat Penukar Panas**

| | |
|---|---|
| Diameter luar tabung (OD) | : 1 in = 0,0833 ft |
| BWG | : 18 |
| Diameter dalam tabung (ID) | : 0,902 in = 0,0752 ft |
| Tipe Layout | : *Square pitch* |
| Diameter *shell* (Ids) | : 29 in = 2,4167 ft |
| Jumlah tabung ($N_t$) | : 300 |
| Pass *tube* (n) | : 4 |
| Pitch | : 1,25 in |
| Panjang (L) | : 24 ft |

**Faktor Pengotor**

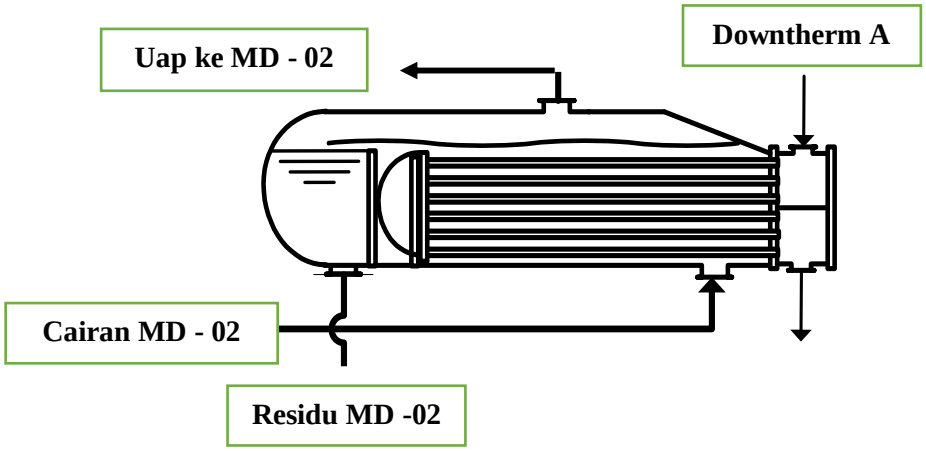
| | |
|---|---|
| Rd minimal | : 0,002 $ft^2$ jam F/BTU |
| Rd hitung | : 0,002138 $ft^2$ jam F/BTU |
| *Pressure Drop* | : 1,0855 psi |

## REBOILER 02 (RB-02)

**Tugas** **:** Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari Stripper (SC-01) pada suhu 99,81$^{o}$C sampai 100,59 $^{o}$C dengan media pemanas Downtherm A

**Jenis** **:** Ketel Reboiler

**Jumlah** **:** 1 buah




**Gambar 2**. Skema Reboiler (RB-02)

**Data:**

Tekanan = 1,0313 atm

Suhu Masuk ($t_1$) = 372,960 K = 99,810 $^{o}$C = 211,6580 $^{o}$F

Suhu Keluar ($t_2$) = 373,740 K = 100,590 $^{o}$C = 213,0620 $^{o}$F

**Tabel 9**. Neraca Massa Reboiler

| Komponen | Masuk Reboiler (Li) | | Keluar Reboiler | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | Bottom (Bi) | | Uap (Vi) | |
| | (kg/jam) | (kmol/jam) | (kg/jam) | (kmol/jam) | (kg/jam) | (kmol/jam) |
| $CH_3OH$ | 7,8404 | 0,2450 | 0,2082 | 0,0065 | 7,6322 | 0,2385 |
| $H_2O$ | 80,9455 | 4,4970 | 7,0656 | 0,3925 | 73,8799 | 4,1044 |
| **Total** | **88,7860** | **4,7420** | **7,2738** | **0,3990** | **81,5122** | **4,3429** |

**Tabel 10**. Komposisi Fluida Dingin Masuk Reboiler

| Komponen | kmol/jam | kg/jam | Fraksi mol | Fraksi massa |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 7,8404 | 0,2450 | 0,0517 | 0,0883 |
| $H_2O$ | 80,9455 | 4,4970 | 0,9483 | 0,9117 |
| **Total** | **88,7860** | **4,7420** | **1,0000** | **1,0000** |

**Kapasitas Panas Fase Cair**

Persamaan : $Cp = A + BT + CT^2 + DT^3$

**Tabel 11**. Data Kapasitas Panas Fase Cair

| Komponen | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 40,152 | 3,10E-01 | -1,03E-03 | 1,46E-06 |
| $H_2O$ | 92,053 | -0,03995 | -2,11E-04 | 5,35E-07 |

(Yaws,1999)

**Viskositas Fase Cair**

Persamaan : $\log 10\,(\mu) = A + \frac{B}{T} + C\,T + D\,T^2$

**Tabel 12**. Data Viskositas Fase Cair

| Komponen | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | -9,0562 | 1,25E+03 | 2,24E-02 | -2,35E-05 |
| $H_2O$ | -10,2158 | 1,79E+03 | 1,77E-02 | -1,26E-05 |

(Yaws, 1999)

**Konduktivitas Thermal Fase Cair**

Persamaan :

$\mathbf{Log\ 10\ k = A + B\,(1 - \frac{T}{C})^{\frac{2}{7}}}$ *untuk komponen organik*

$\mathbf{k = A + B, T + C, T^2}$ *untuk komponen anorganik*

**Tabel 13**. Data Konduktivitas Thermal Fase Cair

| Komponen | A | B | C |
|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | -1,3554 | 0,5475 | 497,1 |
| $H_2O$ | -0,2758 | 4,61E-03 | -5,54E-06 |

(Yaws, 1999)

## 8. Beban Panas Total ($Q_t$)

Neraca Panas :

$\mathbf{Q_{total} = Q_{sensible} + Q_{latent}}$

- Beban Panas Sensible ($Q_s$)

  Dihitung dengan persamaan :

$$Q_s = \sum Lm_i \, Cp_{Li}(t_2 - t_1)$$

  Keterangan :

  $Q_s$ = Beban panas sensible (kJ/jam)

  Lmi = Kecepatan massa masing-masing komponen cairan masuk (kJ/kmol,K)

  $Cp_{Li}$ = Kapasitas panas masing-masing komponen cairan masuk (kJ/kmol-K)

  t2 = Suhu fluida dingin keluar (K)

  t1 = Suhu fluida dingin masuk (K)

  Data data yang ada dimasukan kedalam persamaan sehingga didapatkan beban panas sensible:

**Tabel 14**, Data Beban Panas Sensible

| **Komponen** | **Lmass** | **cp Li.dT** | **Qs** |
|---|---|---|---|
| | **(kmol/jam)** | **kJ/kmol** | **kJ/jam** |
| $CH_3OH$ | 0,2450 | 69,0969 | 16,9297 |
| $H_2O$ | 4,4970 | 58,9434 | 265,0669 |
| **Total** | **4,7420** | | **281,9966** |

  Sehingga diperoleh Qs sebesar 281,9966 kJ/jam.

- Beban Panas Latent ($Q_v$)

  Dihitung dengan persamaan :

$$Q_v = \sum Vm_i \, . \, hvap_i$$

  Keterangan :

  $Hvap_i$ = panas laten penguapan masing-masing komponen (kJ/kmol)

  Vmi = kecepatan massa masing masing komponen dalam fase uap (kmol/jam)

  Qv = Beban panas penguapan (kJ/jam)

  T = suhu fluida (K)

Data data yang ada dimasukan kedalam persamaan sehingga didapatkan beban panas latent:

**Tabel 15**. Data Beban Panas Latent

| **Komponen** | **Vmass** | **Hvap** | **Qv** |
|---|---|---|---|
| | **(kmol/jam)** | **(kJ/kmol)** | **(kJ/jam)** |
| $CH_3OH$ | 0,2385 | 32221,6648 | 7685,0981 |
| $H_2O$ | 4,1044 | 39475,2333 | 162023,7815 |
| **Total** | **4,3429** | **71.696,8981** | **169.708,8796** |

Sehingga diperoleh Qv sebesar 169.708,8796 kJ/jam

- Beban Panas Total (Qt)

$$Q_t = Q_s + Q_v$$

$$Q_t = 281{,}9966 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} + 169.708{,}8796 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

$$Q_t = 169.990{,}8763 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

$$Q_t = 161.120{,}2424 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}}$$

**9. Kebutuhan Downtherm A**

**a. Sebagai media pemanas dipakai Downtherm A,**

Data downterm A diperoleh dari Dow Chemical Company:

- Suhu masuk (T1) = 150℃ = 423,15 K = 302 $^oF$
- Suhu keluar (T2) = 105℃ = 378,15 K = 221 $^oF$
- Suhu rata-rata = 127,50℃ = 400,65 K = 261,50 $^oF$
- Viskositas = 0,71 cP
- Densitas = 60,67 $lb/ft^3$
- Kapasitas panas = 0,4486 BTU/lb,$^oF$
- Konduktifitas termal = 0,1645 BTU/jam,ft,$^oF$

**b. Massa Pemanas yang diperlukan**

$$\text{Massa pemanas} = \frac{Q\ (\text{BTU/jam})}{Cp(\text{BTU/lb°F})x\ (T_2\text{-}T_1)°F}$$

Dengan hubungan:

Q = Beban Reboiler (Btu/jam)

Cp = Kapasitas panas downterm A (Btu/lb°F )

$$\text{Kebutuhan Pemanas (Ws)} = \frac{161120{,}2424\,\frac{\text{BTU}}{\text{jam}}}{0{,}4486\,\frac{\text{BTU}}{\text{lb °F}}\;x\;(302-221)°\text{F}}$$

$$\text{Kebutuhan Pemanas (Ws)} = 4.434{,}1034\,\frac{\text{lbm}}{\text{jam}}$$

**c. Menghitung Luas Transfer Panas (ΔT LMTD)**

Suhu pemanas masuk ($T_1$) = 150℃ = 423,15 K = 302 °F

Suhu pemanas keluar ($T_2$) = 105℃ = 378,15 K = 221 °F

Suhu umpan masuk ($t_1$) = 99,810 °C = 372,960 K = 211,6580 °F

Suhu umpan keluar ($t_2$) = 100,590 °C = 373,740 K = 213,0620 °F

$$\mathbf{\Delta T\ LMTD} = \frac{(\mathbf{T_1 - t_2}) - (\mathbf{T_2 - t_1})}{\mathbf{\ln}\,\frac{(\mathbf{T_1 - t_2})}{(\mathbf{T_2 - t_1})}}$$

**(**Persamaan 5.14 Kern,1965)

$$\Delta T\ \text{LMTD} = \frac{(302 - 213{,}0620) - (221 - 211{,}6580)}{\ln\frac{(302 - 213{,}0620)}{(221 - 211{,}6580)}}$$

$$\Delta T\ \text{LMTD} = 35{,}3223\ °\text{F}$$

Koreksi $\Delta T_{LMTD}$ menggunakan Fig 18 Kern,1969 dengan 1 *Shell pass* and 2 atau lebih *Tube Pass*

$\mathbf{R} = \frac{\mathbf{T1-T2}}{\mathbf{t2-t1}}$ = 57,6923 $\mathbf{S} = \frac{\mathbf{t2-t1}}{\mathbf{T1-t1}}$ = 0,0155

Keterangan :

$T_1$ = Suhu fluida panas masuk $t_1$= Suhu fluida dingin masuk

$T_2$ = Suhu fluida panas keluar $t_2$= Suhu fluida dingin keluar

Didapatkan faktor koreksi sebesar 0,88

$$\Delta T_{\text{LMTD terkoreksi}} = \text{Ft} \times \Delta T_{\text{LMTD}}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD terkoreksi}} = 0{,}88 \times 35{,}3223\ °\text{F}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD terkoreksi}} = 31{,}0836\ °\text{F}$$

Sehingga $\Delta T_{LMTD}$ yang telah dikoreksi sebesar 31,0836 °F

**d. Koefisien Perpindahan Panas**

**Tabel 16**. Data Viskositas Fluida Masuk Reboiler

| Komponen | Masuk Reboiler (Li) | | Xi | miu (cP) | miu, Xi (cP) |
|---|---|---|---|---|---|
| | (kg/jam) | (kmol/jam) | | | |
| $CH_3OH$ | 7,8404 | 0,2450 | 0,0883 | 0,2397 | 0,0212 |
| $H_2O$ | 80,9455 | 4,4970 | 0,9117 | 0,2781 | 0,2535 |
| **Total** | **88,7860** | **4,7420** | **1,0000** | **0,5177** | **0,2747** |

Sehingga diperoleh viskositas campuran sebesar 0,2747 cP = 0,6645 lbm/ft jam

Karena campuran memiliki viskositas kurang dari 0,5 maka dapat disebut sebagai *Light Organics.* Dari Tabel 12.1 (Towler and Sinnot, Hal 797) diperoleh data *Overall Heat Transfer* untuk Downtherm yaitu 50 - 300 BTU/ft$^2$. jam. $^o$F. Maka di pilih harga $U_D$ = 50 BTU/ft$^2$. jam. $^o$F.

**e. Menghitung Luas Transfer Panas**

Luas Transfer Panas

$$\mathbf{Qt = UD \,.\, A \,.\, \Delta T_{LMTD}}$$

**(**Persamaan 5.13a Kern,1965)

Dengan hubungan:

A = Luas perpindahan kalor yang diperlukan (ft$^2$)

Qt = Beban panas (BTU/jam)

Ud = Koefisien perpindahan kalor design (BTU/ft$^2$ jam F)

$\Delta T_{lmtd}$ = Beda suhu rerata (F)

$$\textbf{Luas Transfer Panas } (\mathbf{A}) = \frac{\mathbf{Qt}}{\mathbf{UD}\ ,\ \mathbf{\Delta T_{LMTD}}}$$

$$\text{Luas Transfer Panas } (A) = \frac{161.120{,}2424 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}}}{50 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}} \text{ x } 31{,}0836\ ^\circ\text{F}}$$

$$\text{Luas Transfer Panas } (A) = 103{,}6688\ \text{ft}^2$$

Dikarenakan nilai A = 103,6688ft$^2$ > (100 - 200 ft$^2$) maka digunakan *Shell and Tube Heat Exchanger*.

**f. Dimensi Alat Penukar Panas**

Berdasarkan Tabel. 10 (Kern, 1965) dipilih pipa spesifikasi sebagai berikut :

Diameter luar tabung (OD) = 0,75 in = 0,0625 ft

Pitch = 1 in

BWG = 18

Diameter dalam tabung (ID) = 0,625 in = 0,0521 ft

Ao (*Surface per lin ft,ft$^2$*) = 0,1963 ft$^2$/ft

a't *(Flow Area per Tube)* = 0,3340 in$^2$

Berdasarkan Towler hal 805 (2008). Panjang tabung standar mempunyai ukuran 6 ft, 8 ft, 12 ft, 16 ft, 20 ft,24 ft maka dipilih panjang tabung 10 ft.

- **Jumlah Pipa yang di perlukan**

Untuk menghitung jumlah pipa yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut :

$$\boldsymbol{Nt = \frac{A}{A_o\, L}}$$

(Kern, 1965)

Keterangan :

A = Luas transfer panas (ft$^2$)

Ao = Luas permukaan setiap panjang tabung (ft$^2$/ft)

L = Panjang tabung (ft)

$$\text{Nt} = \frac{103{,}6688\ \text{ft}^2}{0{,}1963\ \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}}\ \text{x}\ 10\ \text{ft}}$$

$$\text{Nt} = 52{,}80$$

Sehingga jumlah pipa yang diperlukan sebanyak 52

- **Layout Alat Penukar Panas**

Berdasarkan Tabel-9 (Kern,1965) dipilih layout dengan spesifikasi sebagai berikut :

Tipe = *Square pitch*

Diameter *shell* (IDs) = 10 in

Jumlah tabung ($N_t$) = 52

Pass *tube* (n) = 2

Sehingga jumlah pipa yang diperlukan sebanyak 52

- **Menentukan Luas Perpindahan Kalor Standar**

Untuk menghitung luas perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut :

$$\mathbf{A = N_t \times Ao \times L}$$

(Kern,1965)

Keterangan :

Nt = Jumlah pipa standar

Ao = Luas permukaan setiap panjang tabung ($m^2/m$)

L = Panjang pipa (m)

$$A = 52 \times 0{,}1963 \frac{ft^2}{ft} \times 10 \text{ ft}$$

$$A = 102{,}0760 \text{ ft}^2$$

Sehingga didapatkan Luas Perpindahan Kalor Standar 102,0760 $ft^2$

- **Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor Standar**

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut

$$\mathbf{U_d = \frac{Q_t}{A\ \Delta T_{LMTD}}}$$

(Kern,1965)

Keterangan :

$Q_T$ = Beban panas total (kJ/jam)

A = Luas perpindahan kalor standar ($m^2$)

$\Delta T_{LMTD}$ = Beda suhu rerata (K)

$$Ud = \frac{161.120{,}2424 \frac{BTU}{jam}}{102{,}0760 \text{ ft}^2 \text{ x } 31{,}0836 \text{ °F}}$$

$U_d$ = 50,7802 BTU/jam $ft^2$ °F (masih dalam *range* $U_d$ yang dipilih)

- **Menghitung ID Shell Sesungguhnya**

IDshell sesungguhnya = 1,6 x IDshell

= 1,6 x 10 in

= 16 in

**c. Fluida Panas (Laju Alir Downtherm) → *Tube Side***

- **Luas Area aliran Fluida Panas dalam *Tube side***

$$\mathbf{at} = \frac{\mathbf{a't.\,Nt}}{\mathbf{n}}$$

Keterangan :

a't = Luas aliran fluida dingin total pipa ($ft^2$)

$N_t$ = Jumlah pipa

n = *pass tube* di pipa

$$at = \frac{\frac{0{,}3340}{144}.52}{2}$$

$$at = 0{,}0603\ ft^2$$

- **Kecepatan Massa dalam *Tube***

$$\mathbf{Gt} = \frac{\mathbf{W}}{\mathbf{at}}$$

$$Gt = \frac{4.434{,}1034\ \frac{lb}{jam}}{0{,}0603\ ft^2}$$

$$Gt = 73.527{,}2792\ \frac{lbm}{ft^2.jam}$$

- **Kecepatan Linear**

$$\mathbf{Vlin} = \frac{\mathbf{Gt}}{\boldsymbol{\rho}}$$

$$Vlin = \frac{73.527{,}2792\ \frac{lbm}{ft^2,jam} \times \frac{1\ jam}{3600\ s}}{60{,}6650\ \frac{lb}{ft^3}}$$

$$Vlin = 0{,}3367\ ft/s$$

- **Bilangan *Reynold* (Re)**

$$\mathbf{Re} = \frac{\mathbf{ID}\ ,\ \mathbf{Gt}}{\boldsymbol{\mu}}$$

$$Re = \frac{0{,}0521\ ft\ x\ 73527{,}2792\ \frac{lbm}{ft^2,jam}}{1{,}7273\ \frac{lbm}{ft,jam}}$$

$$Re = 2.217{,}0592$$

- **Caloric Temperature**

$$T_{av} = T_c = \frac{T_2 + T_1}{2} = 400{,}650 \text{ K}$$

- ***Heat Transfer Coeficient***

  Re = 2.217,0592

  L/D = 192

  Pada fig. 24, diperoleh nilai jH = 20

  Untuk downtherm dari Kern, D,Q

$$\mathbf{hi} = \mathbf{jH}\frac{\mathbf{k}}{\mathbf{De}}\left(\frac{\mathbf{Cp}\,\boldsymbol{\mu}}{\mathbf{k}}\right)^{1/3}\left(\frac{\boldsymbol{\mu}}{\boldsymbol{\mu}\mathbf{w}}\right)^{0{,}14}$$

$$\left(\frac{\boldsymbol{\mu}}{\boldsymbol{\mu}\mathbf{w}}\right)^{0{,}14} = \emptyset = \mathbf{1}$$

$$\text{hi} = 20 \text{ x } \frac{0{,}1645 \frac{\text{BTU}}{\text{ft jam F}}}{0{,}0521 \text{ ft}} \left(\frac{0{,}4486 \frac{\text{BTU}}{\text{lbm F}} \text{ x } 1{,}7273 \frac{\text{lbm}}{\text{ft jam}}}{0{,}1645 \frac{\text{BTU}}{\text{ft jam F}}}\right)^{\frac{1}{3}}, 1$$

$$\text{hi} = 105{,}8699 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \text{ jam F}}$$

$$\text{hio} = \text{hi x } \frac{\text{ID Tube}}{\text{OD Tube}}$$

$$= 105{,}8699 \text{ x } \frac{0{,}625}{0{,}75}$$

$$= 88{,}2249 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \text{ jam F}}$$

**d. Fluida Dingin → *Shell Side***

- **Jarak Baffle**

  Jarak antar baffle dipilih adalah sekitar 0,2 - 1 dari diameter dalam shell dan dipilih jarak 0,8.

$$\mathbf{B = 0,8, ID_{shell}}$$

$$B = 0{,}8 \text{ x } 10 \text{ in} = 8 \text{ in} = 0{,}6667 \text{ ft}$$

- **Luas Area *Shell side***

$$\textbf{\textit{Clearance}} \textbf{ (C') = Pitch – OD}$$

$$Clearance\ (C') = 1 \text{ in} - 0{,}75 \text{ in}$$

$$\text{Clearance } (C') = 0{,}25 \text{ in}$$

$$\mathbf{as} = \frac{\mathbf{ID}\ ,\ \mathbf{C'B}}{\mathbf{144\ pitch}}$$

$$as = \frac{10 \text{ in x } 0{,}25 \text{ in x } 8 \text{ in}}{144 \text{ x } 1{,}00 \text{ in}}$$

$$as = 0{,}1389 \text{ ft}^2$$

- **Kecepatan Massa dalam *Shell side***

  Diketahui umpan masuk = 88,7860 kg/jam

  = 195,7393 lbm/jam

$$\mathbf{Gs} = \frac{\mathbf{W}}{\mathbf{As}}$$

$$Gs = \frac{195{,}7393 \ \frac{\text{lbm}}{\text{jam}}}{0{,}1389 \text{ ft}^2}$$

$$Gs = 1409{,}3232 \ \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2 . \text{jam}}$$

- **Beban Massa**

$$\mathbf{G'} = \frac{\mathbf{W}}{\mathbf{L} . \mathbf{N_t}^{\mathbf{2/3}}}$$

$$G' = \frac{195{,}7393 \ \frac{\text{lbm}}{\text{jam}}}{10 \text{ ft x } (52)^{2/3}}$$

$$G' = 1{,}4050 \frac{\text{lbm}}{\text{ft} . \text{jam}}$$

- **Caloric Temperature**

$$t_{av} = t_c = \frac{t_2 + t_1}{2} = \frac{(373{,}740 + 372{,}960) \text{ K}}{2} = 373{,}350 \text{ K} = 212{,}360 \text{ °F}$$

- ***Heat Transfer Coeficient***

  Dicoba ho = $300 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \text{ jam F}}$

$$t_w = t_{av} + \frac{h_{io}}{h_o + h_{io}} (T_{av} - t_{av})$$

$$t_w = 212{,}360 + \left[\frac{88{,}2249}{88{,}2249 + 300} \ (261{,}50 - 212{,}360)\right]$$

$$t_w = 223{,}5272 \text{ °F}$$

$$\Delta t_w = t_w - t_c$$

$$\Delta t_w = 223{,}5271 \text{ °F} - 212{,}360 \text{°F}$$

$\Delta t_w = 11{,}1672\ °F$

Berdasarkan Kern, Fig 15.11 untuk $\Delta t_w = 11{,}1672\ °F$ didapatkan harga ho organic sebesar $300 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2\ \text{jam F}}$ , sehingga pemilihan ho untuk zat organic sudah tepat.

- **Menghitung *Clean Overall Coeficient* (Uc)**

$$\mathbf{Uc} = \frac{\mathbf{hio}\ .\ \mathbf{ho}}{\mathbf{hio} + \mathbf{ho}}$$

(Pers 6.38 Kern, 1995: Hal 121)

$$\text{Uc} = \frac{88{,}2249 \text{ x } 300}{88{,}2249 + 300}$$

$$\text{Uc} = 68{,}1756\ \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2\ \text{jam F}}$$

- **Faktor Pengotor (Rd) terhitung**

$$\mathbf{Rd\ terhitung} = \frac{\mathbf{Uc} - \mathbf{Ud}}{\mathbf{Uc}\ .\ \mathbf{Ud}}$$

(Pers 6.13 Kern, 1995: Hal 115)

Maka :

$$\text{Rd terhitung} = \frac{68{,}1756 - 50{,}7802}{68{,}1756 \text{ x } 50{,}7802}$$

$$\text{Rd terhitung} = 0{,}005025\ \frac{\text{ft}^2\ \text{jam F}}{\text{BTU}}$$

Dari Table 12,Kern :

Rd min untuk organic liquid = 0,001

Rd min untuk downtherm = 0,001

Maka Rd Total = 0,002

Karena Rd lebih besar daripada Rd minimal maka Heater dapat digunakan,

**(**Kern, 1995: Hal 107)

**g. Menghitung *Pressure Drop***

**a. Fluida Dingin → *Shell side***

Berdasarkan Hal 475, Kern,*"Process Heat Transfer*", 1965, untuk *pressure drop* reboiler tipe *kettle reboiler* dapat diabaikan. Penurunan tekanan dalam *shell side* diabaikan karena cairan menggenang.

**b. Fluida Panas → *Tube side***

Diketahui data :

$\mathrm{Re} = 2.217.0592$

Lt = 10 ft

n = 2

$\mathrm{Gt} = 73.527.2792 \frac{\mathrm{lbm}}{\mathrm{ft}^2.\mathrm{jam}}$

$\mathrm{IDt} = 0{,}0521$ ft

- **Menentukan penurunan tekanan pada tube (∆Pt)**

Untuk menghitung penurunan tekanan pada pipa, digunakan persamaan :

$$\Delta \mathbf{P_t} = \frac{\mathbf{f \ x \ G_t^2 \ x \ L \ x \ n}}{\mathbf{5,22 \ x \ 10^{10} \ x \ ID_t \ x \ spgr}}$$

(Fig. 26 Kern, 1995: Hal 836)

Dengan Re = 2.217,0592 maka dari Fig. 26 diperoleh friksi = 0,0004

$$\Delta \mathrm{P_t} = \frac{0{,}0004 \text{ x } 73.527{,}2792^2 \text{ x } 10 \text{ x } 2}{5{,}22 \text{ x } 10^{10} \text{ x } \ 0{,}0521 \text{ x } 0{,}9531}$$

$\Delta \mathrm{P_t} = 0{,}0167$ psi

- **Menentukan penurunan tekanan pada reboiler (∆Pr)**

$$\Delta \mathbf{P_r} = \frac{\mathbf{4 \ x \ n \ x \ v^2}}{\mathbf{s \ x \ 2 \ g}} \left(\frac{\mathbf{62,5}}{\mathbf{144}}\right)$$

(Fig. 27 Kern, 1995: Hal 837)

Dengan $\mathrm{Gt} = 73.527{,}2792 \frac{\mathrm{lbm}}{\mathrm{ft}^2.\mathrm{jam}}$ maka dari Fig.27, Diperoleh $\frac{\mathrm{v}^2}{2\,\mathrm{g}}\left(\frac{62{,}5}{144}\right) = 0{,}0010$

$$\Delta \mathrm{P_r} = \frac{4 \text{ x } 2}{0{,}9531}(0{,}0010) = 0{,}0088 \text{ psi}$$

Sehingga :

$\Delta \mathrm{P_T} = \Delta \mathrm{P_t} + \Delta \mathrm{P_r}$

$\Delta \mathrm{P_T} = 0{,}0167 + 0{,}0088$

$\Delta \mathrm{P_T} = 0{,}0255$ psi

*Pressure Drop* maksimal adalah 10 psi sehingga *Heat Exchanger* ini memenuhi syarat.

**RESUME REBOILER-02 (RB-02)**

**Tugas** **:** Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari Stripper (SC-01) pada suhu 99,81 $^{o}$C sampai 100,59 $^{o}$C dengan media pemanas Downtherm A

**Jenis** **:** Ketel Reboiler

**Jumlah** **:** 1 buah

**Beban Panas** : 169.990,8763 kJ/jam

: 161.120,2424 BTU/jam

**Spesifikasi Alat Penukar Panas**

| | |
|---|---|
| Diameter luar tabung (OD) | : 0,75 in = 0,0625 ft |
| BWG | : 18 |
| Diameter dalam tabung (ID) | : 0,625 in = 0,0521 ft |
| Tipe Layout | : *Square pitch* |
| Diameter *shell* (Ids) | : 10 in = 0,8333 ft |
| Jumlah tabung ($N_t$) | : 52 |
| Pass *tube* (n) | : 2 |
| Pitch | : 1,00 in |
| Panjang (L) | : 10 ft |

**Faktor Pengotor**

| | |
|---|---|
| Rd minimal | : 0,002 ft$^2$ jam F/BTU |
| Rd hitung | : 0,005025 ft$^2$ jam F/BTU |
| *Pressure Drop* | : 0,0255 psi |

# MANAJEMEN

# LAMPIRAN MANAJEMEN PERUSAHAAN

## 1. Bentuk Usaha

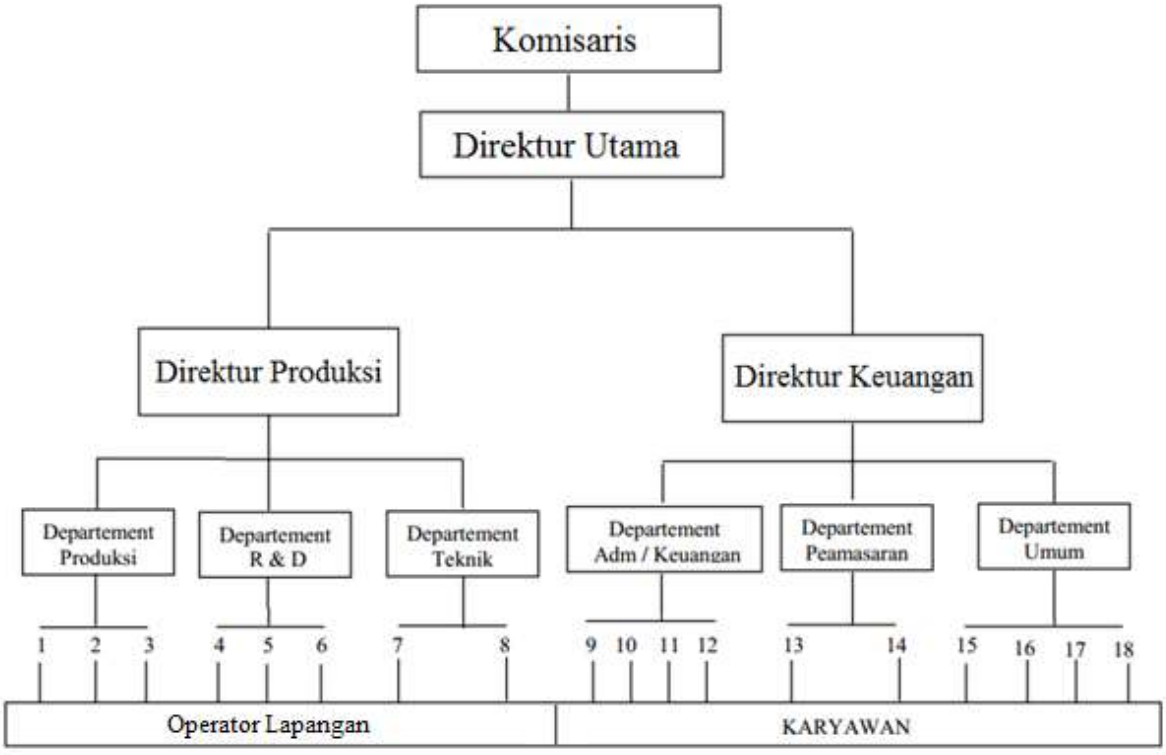
Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yang berbentuk badan hukum. Perseroan terbatas harus didirikan memakai akte autentik berdasarkan aturan Kementerian Perindustrian dan Kementerian Hukum dan HAM Republik Indonesia. Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh dewan direksi yang terdiri dari seorang direktur utama dibantu oleh direktur lainnya.

Pekerjaan direksi sehari-hari diawasi oleh rapat umum para pemilik saham (Komisaris). Direktur dipilih oleh secara aklamasi oleh dewan komisaris. Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu oleh akuntan dan auditor secara external bila dalam perusahaan terdapat sesuatu yang berjalan tidak sesuai keputusan. Komisaris dipilih kembali oleh rapat umum pemilik saham apabila mereka bersedia setelah masa jabatannya habis. Kekuasaan tertinggi dalam perseroan terbatas adalah rapat umum para pemilik saham (dewan komisaris) yang biasanya diadakan setahun sekali.

Modal perusahaan diperoleh dari penjualan saham-saham, dan bila perusahaan rugi maka pemilik saham hanya akan kehilangan modalnya saja dan tidak menyinggung harta kekayaan pribadi untuk melunasi hutang-hutangnya.

## 2. Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan suatu perusahaan adalah organisasi yang digunakan, karena berhubungan dengan kelancaran komunikasi, yang pada akhirnya akan mempengaruhi kinerja perusahaan. Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu sistem garis dan staff. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi dan kemudian ke kepala bagian, diteruskan ke karyawan-karyawan dibawahnya dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberi saran kepada direktur. Berikut Merupakan struktur organisasi perusahaan :




Gambar 1. Struktur Organisasi Perusahaan

Keterangan :

- Departement Produksi
  1. Seksi Proses
  2. Seksi Utilitas
  3. Seksi Packing & Gudang
- Departement Penelitian dan Pengembangan ( R&D)
  4. Seksi Penelitian & Pengembangan
  5. Seksi Laboratorium
  6. Seksi Quality Control
- Departement Teknik
  7. Seksi Perawatan &Listrik
  8. Seksi Bengkel & Mesin
- Departement Administrasi / Keuangan
  9. Seksi Administrasi
  10. Seksi Keuangan

11. Seksi Hubungan masyarakat dan antar lembaga
12. Seksi Akuntan

- Departement Pemasaran

13. Seksi Pembelian &Pengadaan
14. Seksi Pemasaran

- Departement Umum

15. Seksi Kesehatan
16. Seksi HRD
17. Seksi Keamanan
18. Seksi Logistik

Masing- masing bagian mempunyai tugas dan wewenang yang berbeda-beda sesuai dengan bidangnya. Adapun tugas masing-masing menurut UU Ketenagakerjaan No. 40 Tahun 2017 adalah sebagai berikut :

1. Dewan Komisaris

   Dewan komsaris bertugas untuk melakukan pengawasan atas kebijakan perusahaan, jalannya perushaan pada umumnya serta memberikan nasihat kepada dewan direksi.

2. Direktur Utama

   Direktur Utama bertugas memimpin dan mengorganisir jalannya perusahaan secara keseluruhan dan berkewajiban penuh atas pengurusan perseroan sesuai dengan kepentingan perseroan dan bertanggung jawab kepada dewan komisaris perusahaan.

3. Direktur Produksi

   Merupakan perpanjangan tangan dari direktur utama yang menaungi departemen yang bersifat teknis dalam perusahaan.

4. Direktur Keuangan

   Merupakan perpanjangan tangan dari direktur utama yang menaungi departemen yang bersifat non-teknis dalam perusahaan.

5. Departemen Produksi

   Departemen produksi dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi *supervisior* seksi proses, utilitas, *packing* dan gudang serta bertanggung jawab secara langsung kepada

direktur produksi. Tugas manager adalah memastikan departemen produksi berjalan sesuai desain, aman dan menghasilkan produk yang optimal.

6. Departemen Penelitian dan Pengembangan

   Departemen penelitian dan pengembangan dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi *supervisior* seksi pengembangan, laboratorium dan *Qualiy Control* serta bertanggung jawab secara langsung kepada direktur produksi. Tugas manager melakukan pengambilan sample pada alat tertentu untuk mengetahui massa, suhu dan tekanan, menjamin kualitas produk akhir, melakukan uji coba produk untuk diterapkan.

7. Departemen Pemeliharaan

   Departemen produksi dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi *supervisior* seksi perawatan, listrik dan bengkel serta bertanggung jawab secara langsung kepada direktur produksi. Tugas manager adalah menjamin ketersediaanlistrik pabrik saat beroperasi dan darurat, melakukan perawatan seluruh alat pabrik, inspeksi berkala, serta perbaikan alat dan ketersediaan suku cadang alat.

8. Departemen Administrasi dan Keuangan

   Departemen administrasi dan keuangan dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi *supervisior* seksi tata usaha perushaan, keuangan perusahaan, hubungan perusahaan, dan akuntan perusahaan serta bertanggung jawab secara langsung kepada direktur keuangan. Tugas manager adalah mengurus administrasi resmi perushaan, mengatur *cash flow* perusahaan, serta melakukan audit terhadap aset produk dan perusahaan.

9. Departemen Pemasaran

   Departemen administrasi dan keuangan dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi *supervisior* seksi pembelian dan pemasaran perusahaan serta bertanggung jawab secara langsung kepada direktur keuangan. Tugas manager adalah mengurus pembelian dan penjualan seluruh barang atas nama perusahaan dan bertanggung jawab atas distribusi produk.

10. Departemen Umum

    Departemen administrasi dan keuangan dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi *supervisior* seksi kesehatan, SDM, logistik dan keamanan perusahaan serta

bertanggung jawab secara langsung kepada direktur keuangan. Tugas manager adalah kesehatan seluruh karyawan, peningkatan SDA, logistik perusahaan serta keamanan.

11. Operator Lapangan

Operator lapangan bertugas untuk memantau alat baik secara langsung atau melalui *control room.* Bertujuan memastikan kondisi operasi di setiap alat di lapangan.

**3. Jumlah Tenaga Kerja**

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Diambil dari Tabel. 21 Peter, M.S., K.D., Timmerhaus, and R.E. West., "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", Ed. 4th, 2003. Jumlah tenaga kerja yang direncanakan untuk pabrik MTBE adalah 143 orang. Berikut Perincian jumlah karyawan

a. Karyawan Shift

Tabel 1. Tenaga Kerja di Bagian Produksi

| No | Alat | Jumlah Alat | Koefisien | Jumlah Tenaga Kerja |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Tangki Penyimpan | 4 | 0.25 | 1 |
| 2 | Expansion Valve | 1 | 0.1 | 0.1 |
| 3 | Reaktor | 1 | 1 | 1 |
| 4 | Flashdrum | 1 | 0.5 | 0.5 |
| 5 | Menara Distilasi | 1 | 0.5 | 0.5 |
| 6 | Menara Stripper | 1 | 0.5 | 0.5 |
| 7 | Heater | 3 | 0.25 | 0.75 |
| 8 | Cooler | 3 | 0.25 | 0.75 |
| 9 | Pompa | 5 | 0.25 | 1.25 |
| 10 | Condensor | 3 | 0.25 | 0.75 |
| 11 | Reboiler | 2 | 0.25 | 0.5 |
| 12 | Accumulator | 1 | 0.1 | 0.1 |
| Jumlah | | | | 7.7 |
| Jumlah Tenaga Kerja Bagian Produksi | | | | 30.8 |

Tabel 2. Tenaga Kerja di Bagian Utilitas

| No | Alat | Jumlah Alat | Koefisien | Jumlah Tenaga Kerja |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Bak Pengendap Awal | 1 | 0.2 | 0.2 |
| 2 | Bak Pengendap Cepat | 1 | 0.2 | 0.2 |
| 3 | Klarifier | 1 | 0.2 | 0.2 |
| 4 | Saringan Pasir | 1 | 0.5 | 0.5 |
| 5 | Bak air bersih | 1 | 0.2 | 0.2 |
| 6 | Tangki klorinasi | 1 | 0.2 | 0.2 |
| 7 | Tangki air service | 1 | 0.2 | 0.2 |
| 8 | Cooling Tower | 1 | 0.5 | 0.5 |
| 9 | Tangki Dowterm | 1 | 0.25 | 0.25 |
| 10 | Furnace | 1 | 0.5 | 0.5 |
| 11 | Blower Furnace | 1 | 0.1 | 0.1 |
| 12 | Cooler utilitas | 1 | 0.25 | 0.25 |
| 13 | Blower-01 | 1 | 0.1 | 0.1 |
| 14 | Tangki silica | 6 | 0.25 | 1.5 |
| 15 | Kompressor | 1 | 0.25 | 0.25 |
| 16 | Tangki Udara tekan | 1 | 0.25 | 0.25 |
| 17 | Generator | 1 | 0.5 | 0.5 |
| 18 | Tangki bahan bakar | 1 | 0.2 | 0.2 |
| 19 | Pompa Utilitas | 8 | 0.25 | 1 |
| Jumlah | | | | 7,8 |
| Jumlah Tenaga Kerja Bagian Produksi | | | | 31 |

Tabel 3. Tenaga Kerja di Bagian RnD

| No | Bagian | Jumlah | Jumlah Regu | Total |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Quality Control | 2 | 4 | 8 |
| 2 | Laboratorium | 2 | 3 | 6 |
| Jumlah | | | | 14 |

Tabel 4. Tenaga Kerja Keamanan

| No | Bagian | Jumlah | Jumlah Regu | Total |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Satpam | 4 | 3 | 12 |
| Jumlah | | | | 12 |

Total Karyawan shift = 88

b. Karyawan Non Shift

Tabel 5. Jumlah Tenaga Kerja Non-shift

| No | Jabatan | Jumlah Orang |
|---|---|---|
| 1 | Komisaris | 1 |
| A | Direktur | |
| 1 | Direktur Utama | 1 |
| 2 | Direktur Ptoduksi | 1 |
| 3 | Direktur Keuangan | 1 |
| B | Kepala Departemen | |
| 1 | Manager Produksi | 1 |
| 2 | Manager RnD | 1 |
| 3 | Manager Teknik | 1 |
| 4 | Manager Administrasi | 1 |
| 5 | Manager Pemasaran | 1 |
| 6 | Manager Umum | 1 |
| C | Kepala Seksi | |
| 1 | Kasi Proses | 1 |
| 2 | Kasi Utilitas | 1 |
| 3 | Kasi Packaging &Gudang | 1 |
| 4 | Kasi Penelitian & Pengembangan | 1 |
| 5 | Kasi Laboratorium | 1 |
| 6 | Kasi Quality Control | 1 |
| 7 | Kasi Perawatan & Listrik | 1 |
| 8 | Kasi Bengkel & Mesin | 1 |
| 9 | Kasi Administrasi | 1 |
| 10 | Kasi Keuangan | 1 |
| 11 | Kasi Humas | 1 |
| 12 | Kasi Akuntan | 1 |
| 13 | Kasi Pembelian &Pengadaan | 1 |
| 14 | Kasi Pemasaran | 1 |
| 15 | Kasi Kesehatan | 1 |

| | | |
|---|---|---|
| 16 | Kasi HRD | 1 |
| 17 | Kasi Keamanan | 1 |
| 18 | Kasi Logistik | 1 |
| D | Staff | |
| 1 | Staff Packing & Gudang | 2 |
| 2 | Staff Penelitian & Pengembangan | 2 |
| 3 | Staff Perawatan & Listrik | 2 |
| 4 | Staff Bengkel & Mesin | 2 |
| 5 | Staff Administrasi | 2 |
| 6 | Staff Keuangan | 2 |
| 7 | Staff Humas | 1 |
| 8 | Staff Akuntan | 1 |
| 9 | Staff Pembelian & Pengadaan | 1 |
| 10 | Staff Pemasaran | 1 |
| 11 | Staff HRD | 1 |
| 12 | Staff Keamanan | 1 |
| 13 | Staff Logistik | 1 |
| E | Kesehatan | |
| 1 | Dokter | 2 |
| 2 | Perawat | 3 |
| F | Driver | 4 |
| Jumlah Karyawan Non-Shift | | 55 |

Total Karyawan = Karyawan Shift + Karyawan non Shift

= 88+ 55 = 143

**4. Jadwal Kerja Karyawan**

Pabrik Metil Tersier Butil Eter direncanakan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja selama setahun 330 hari. Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu karyawan shift dan non shift.

I. Karyawan non-*Shift*

Karyawan non shift berlaku 5 hari kerja dalam seminggu dan libur pada hari sabtu minggu dan hari-hari libur nasional. Jam kerja karyawan non shift adalah sebagai berikut :

Senin – Kamis : Pukul 07.30 – 16.30 WIB

Istirahat : Pukul 12.00 – 13.00 WIB

Jumat : Pukul 07.30 – 17.00 WIB

Istirahat : Pukul 11.30 – 13.00 WIB

Sabtu – Minggu : Libur

II. Karyawan *Shift*

Karyawan Shift dikelompokkan menjadi 4 kelompok yaitu: A, B, C, dan D, yang bekerja secara bergiliran. Masing-masing kelompok bekerja selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian shift setiap 5 hari kerja sekali dengan pengaturan tugas shift diatur sebagai berikut :

*Shift* I : Pukul 07.00 – 15.00 WIB

*Shift* II : Pukul 15.00 – 23.00 WIB

*Shift* III : Pukul 23.00 – 07.00 WIB

Pengaturan tugas shift :

a. Grup A: enam hari kerja dan satu hari libur
b. Grup B: enam hari kerja dan satu hari libur
c. Grup C: enam hari kerja dan satu hari libur
d. Grup D: enam hari kerja dan satu hari libur

Selama 1 hari kerja hanya 3 *shift* yang masuk, sedangkan *shift* yang keempat libur.

Tabel 6. Pembagian Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

| Grup | Hari | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | Senin | Selasa | Rabu | Kamis | Jumat | Sabtu | Minggu |
| A | Pagi | Pagi | Sore | Sore | Malam | Malam | Libur |
| B | Sore | Sore | Malam | Malam | Libur | Pagi | Pagi |
| C | Malam | Malam | Libur | Pagi | Pagi | Sore | Sore |
| D | Libur | Pagi | Pagi | Sore | Sore | Malam | Malam |

**5. Jenjang Pendidikan**

Jenjang pendidikan yang akan dibutuhkan untuk menjalankan keperluan pabrik. Oleh karena itu, perusahaan membuka kriteria bagi putra-putri terbaik se-Indonesia sesuai ketentuan dibawah ini.

Tabel 5.7. Jenjang pendidikan yang diperlukan di setiap jabatan

| No | Jabatan | Jenjang Pendidikan |
|---|---|---|
| 1 | Komisaris | S2-S3 |
| 2 | Direktur | S2-S4 |
| 3 | Kepala Departemen | S1 |
| 4 | Kepala Seksi | S1 |
| 5 | Laboran | S1 |
| 6 | Operator | D3-S1 |
| 7 | Staff | SMK-D3 |
| 8 | Dokter | S1 |
| 9 | Perawat | D3-S1 |
| 10 | Driver | SMA |
| 11 | satpam | SMA |

**6. Sistem Gaji Karyawan**

A. Gaji Pokok

Perusahaan menetapkan gaji pokok karyawan berdasarkan jabatan masing-masing karyawan mengacu pada UU No. 90 Tahun 2003 tentang Ketenagakerjaan dan upah minimum regional daerah berdasarkan SK Gubernur Kaltim No. 561/K.583/2019. Gaji pokok karyawan secara rinci disajikan pada tabel dibawah ini:

Tabel. 8 Gaji Pokok Karyawan

| No | Jabatan | Jumlah | Gaji per bulan (rupiah) | Jumlah |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Direktur Utama | 1 | Rp 50.000.000 | Rp 50.000.000 |
| 2 | Direktur | 2 | Rp 38.000.000 | Rp 76.000.000 |
| 3 | Kepala Departemen | 6 | Rp 20.000.000 | Rp 120.000.000 |
| 4 | Kepala Seksi | 18 | Rp 15.000.000 | Rp 270.000.000 |
| 5 | Laboran | 6 | Rp 10.000.000 | Rp 60.000.000 |
| 6 | Quality Control | 8 | Rp 12.000.000 | Rp 96.000.000 |
| 7 | Operator | 62 | Rp 8.000.000 | Rp 496.000.000 |
| 8 | Staff | 19 | Rp 7.000.000 | Rp 133.000.000 |
| 9 | Dokter | 2 | Rp 10.000.000 | Rp 20.000.000 |
| 10 | Perawat | 3 | Rp 6.500.000 | Rp 19.500.000 |
| 11 | Driver | 4 | Rp 4.000.000 | Rp 16.000.000 |
| 12 | Satpam | 12 | Rp 4.000.000 | Rp 48.000.000 |
| Total | | | | Rp 1.404.500.000 |

B. Jaminan Sosial

Jaminan sosial adalah jaminan yang diberikan oleh perusahaan kepada seluruh karyawan aktif. Jaminan saat kerja meliputi tunjangan kesehatan, tunjangan hari raya dan tunjangan kematian akibat kecelakaan dan atau sakit saat masih menjadi karyawan aktif. Jaminan pensiun ditentukan oleh kebijakan dewan direksi. Berikut ini merupakan daftar tabel jaminan sosial.

Tabel 9. Tunjangan Hari Raya Karyawan ( 1 kali gaji pokok)

| No | Jabatan | Jumlah | Gaji per bulan (rupiah) | Jumlah |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Direktur Utama | 1 | Rp 50.000.000 | Rp 50.000.000 |
| 2 | Direktur | 2 | Rp 38.000.000 | Rp 76.000.000 |
| 3 | Kepala Departemen | 6 | Rp 20.000.000 | Rp 120.000.000 |
| 4 | Kepala Seksi | 18 | Rp 15.000.000 | Rp 270.000.000 |
| 5 | Laboran | 6 | Rp 10.000.000 | Rp 60.000.000 |
| 6 | Quality Control | 8 | Rp 12.000.000 | Rp 96.000.000 |
| 7 | Operator | 62 | Rp 8.000.000 | Rp 496.000.000 |
| 8 | Staff | 19 | Rp 7.000.000 | Rp 133.000.000 |
| 9 | Dokter | 2 | Rp 10.000.000 | Rp 20.000.000 |
| 10 | Perawat | 3 | Rp 6.500.000 | Rp 19.500.000 |
| 11 | Driver | 4 | Rp 4.000.000 | Rp 16.000.000 |
| 12 | Satpam | 12 | Rp 4.000.000 | Rp 48.000.000 |
| Total | | | | Rp 1.404.500.000 |

Tabel 10. Tunjangan Kematian (3 kali gaji pokok)

| No | Jabatan | Jumlah | Gaji per bulan (rupiah) | Jumlah |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Direktur Utama | 1 | Rp 150.000.000 | Rp 150.000.000 |
| 2 | Direktur | 2 | Rp 114.000.000 | Rp 228.000.000 |
| 3 | Kepala Departemen | 6 | Rp 60.000.000 | Rp 360.000.000 |
| 4 | Kepala Seksi | 18 | Rp 45.000.000 | Rp 810.000.000 |
| 5 | Laboran | 6 | Rp 30.000.000 | Rp 180.000.000 |
| 6 | Quality Control | 8 | Rp 36.000.000 | Rp 240.000.000 |
| 7 | Operator | 52 | Rp 24.000.000 | Rp 1.488.000.000 |
| 8 | Staff | 19 | Rp 21.000.000 | Rp 399.000.000 |
| 9 | Dokter | 2 | Rp 30.000.000 | Rp 60.000.000 |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| 10 | Perawat | 3 | Rp 19.500.000 | Rp 58.500.000 |
| 11 | Driver | 4 | Rp 12.000.000 | Rp 48.000.000 |
| 12 | Satpam | 12 | Rp 12.000.000 | Rp 144.000.000 |
| Total | | | | Rp 4.213.500.000 |

# UTILITAS

# LAMPIRAN UTILITAS

Utilitas merupakan unit penunjang utama untuk memperlancar proses prduksi. Oleh karena itu, agar proses produksi dapat terus berlangsung secara berkesinambungan, maka harus didukung oleh sarana dan prasarana utilitas yang baik. Berdasarkan kebutuhannya, unit-unit utilitas pada pabrik metil tersier butyl eter (MTBE) ini terdiri atas:

1. Unit Penyedia Air
2. Unit Penyedia Dowterm
3. Unit Penyedia Udara
4. Unit Penyedia Tenaga Listrik
5. Unit Penyedia Bahan Bakar
6. Pompa Utilitas

## 1. Unit Penyedia Air

Dalam proses produksi, air memegang peranan penting, baik untuk kebutuhan proses maupun kebutuhan domestik. Air diperoleh dari sungai Bontang yang membentang dari Kelurahan Bontang Kuala, Api-api, Kanaan, Gunug Elai, dan Gunung Elai, dan Gunung Telihan. Air sungai tersebut nantinya akan di proses menggunakan metode pengolahan air yang telah dirancang dengan tujuan untuk memenuhi kebutuhan air (air servis, air domestik, dan air proses).

### 1.1. Kebutuhan Air untuk keperluan start-up

A. Kebutuhan air pendingin

Tabel 1. Kebutuhan air pendingin

| Alat | Jumlah (kg/jam) |
|---|---|
| Cooler (CL-01) | 337,5515 |
| Cooler (CL-02) | 9,1547 |
| Cooler (CL-03) | 2.810,3907 |
| Condensor (CD-01) | 26.885,6715 |
| Condensor (CD-02) | 80.368,4411 |

| | |
|---|---|
| Condensor (CD-03) | 2.730,4809 |
| Cooler Utilitas (CLU-01) | 14.482,7906 |
| Total | 127.624,4810 |

Jumlah air pendingin total adalah 127.627,4810 kg/jam.

B. Kebutuhan air kantor (Air *Service*)

Kebutuhan air minum dan kantor adalah 100 - 120 l/hari/orang (Tabel. 2.9 Sularso, Hal 21). Air kantor dirancang jatah sebanyak 50 liter/orang setiap harinya, air tersebut digunakan untuk memenuhi karyawan sebanyak 143 orang.

Kebutuhan air kantor $= 143 \text{ orang x } 50 \frac{\text{liter}}{\text{orang/hari}} \text{ x } \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \text{ x } 1 \frac{kg}{l}$

= 297,9167 kg/jam

C. Kebutuhan Air untuk Laboratorium (Air *Service*)

Air untuk kebutuhan Laboratorium dirancang 10 % dari air kantor. Maka:

Kebutuhan air laboratorium = 10 % x 297,9167 kg/jam

= 29,7916 kg/jam

D. Kebutuhan Air untuk keperluan bengkel (Air *Service*)

Air untuk kebutuhan laboratorium dirancang 10 % dari air kantor. Maka:

Kebutuhan air bengkel = 10 % x 297,9167 kg/jam

= 29,7916 kg/jam

E. Kebutuhan air untuk kebutuhan poliklinik (Air *Service*)

Dirancang pengunjung poliklinik sebanyak 30 orang setiap harinya dengan kebutuhan air rata-rata 5 liter/jam, dengan pemakaian air rata-rata perjamnya digunakan oleh 3 orang. Maka diperoleh air untuk kebutuhan poliklinik,

Kebutuhan air poliklinik $= \frac{5 \frac{\text{liter}}{\text{jam}} \text{ x } 30 \text{ orang}}{3 \text{ orang}}$

= 50 liter/jam x 1 kg/liter

= 50 kg/jam

F. Kebutuhan air untuk keperluan masjid (Air *Service*)

Diperkirakan jamaah masjid dalam sehari ada 150 orang. Dengan kebutuhan air rata-rata 8 L/hari tiap orangnya, maka diperoleh kebutuhan air layanan masjid,

$$\text{Kebutuhan air untuk masjid} = \frac{8\,\frac{\text{liter}}{\text{hari}} \text{ x } 143 \text{ orang}}{24\,\frac{\text{jam}}{\text{hari}}}$$

$$= 47{,}6667 \text{ liter/jam x } 1{,}0 \text{ kg/liter}$$

$$= 47{,}6667 \text{ kg/jam}$$

G. Kebutuhan air untuk keperluan kantin (Air *Service*)

Keperluan kantin untuk memenuhi kebutuhan makan bagi karyawan sebanyak 143 orang setiap harinya dengan kebutuhan air rata-rata 5 liter/jam (Tabel 2.9. Sularso, hal. 21). Kantin dirancang berkapasitas 50 % dari jumlah total karyawan yaitu 72 orang, dengan pemakaian air rata-rata perjamnya digunakan oleh 5 orang. Maka diperoleh air untuk kebutuhan air kantin,

$$\text{Kebutuhan air kantin} = \frac{5\,\frac{\text{liter}}{\text{jam}} \text{ x } 72 \text{ orang}}{5 \text{ orang}}$$

$$= 72 \text{ liter/jam x } 1{,}0 \text{ kg/liter}$$

$$= 72 \text{ kg/jam}$$

Total kebutuhan air saat *start-up* adalah 129756.1477 kg/jam dijabarkan pada tabel dibawah ini.

Tabel 2. Total kebutuhan air pabrik saat *start-up*

| Kebutuhan Air | Jumlah (kg/jam) |
|---|---|
| Air pendingin | 127.624,4810 |
| Air kantor | 297,9167 |
| Air laboratorium | 29,7916 |
| Air bengkel | 29,7916 |
| Air poliklinik | 50 |
| Air masjid | 47,6667 |
| Air kantin | 72 |
| Total | 128.151,6477 |

## 1.2.Kebutuhan Air saat kontinyu

Kebutuhan air saat pabrik sedang beroperasi tidak berbeda jauh dengan kondisi *start-up.* Perhitungan air saat kontinyu diperlukan untuk kebutuhan pendingin, air *service* dan air

pemadam kebakaran. Perhitungan yang berbeda terjadi pada kebutuhan air pendingin dan air kebutuhan pemadam kebakaran.

A. Kebutuhan air pendingin

   Kebutuhan air pendingin didapatkan dari massa air yang hilang pada alat *cooling tower* (CT-01) .Maka kebutuhan pendingin saat kontinyu :

   Kebutuhan air pendingin = 5.779,2782 kg/jam

B. Kebutuhan air untuk pemadam kebakaran

   Air untuk pemadam yang dirancang adalah 150 liter/menit. Diasumsikan kebakaran kecil terjadi 2 kali dalam 1 tahun, dan setiap kebakaran terjadi selama 60 menit. Apabila tidak terjadi kebakaran, air untuk kebutuhan pemadam kebakaran akan digunakan untuk penyiraman taman. Penyiraman dilakukan selama 30 menit setiap harinya selama 1 tahun. Jika terjadi kebakaran selama 60 menit maka tidak ada penyiraman taman selama 2 hari

   Kebutuhan air pemadam $= 150 \frac{\text{liter}}{\text{menit}} \text{x } 30 \frac{\text{menit}}{\text{hari}} \text{ x} \frac{1 \text{ kg}}{\text{liter}}$

   = 4500 kg/hari = 187.5 kg/jam

Total kebutuhan air kontinyu adalah 6.493,9448 kg/jam dengan daftar kebutuhanair kontinyu sebagai berikut pada Tabel 3.

Tabel 3. Kebutuhan air kontinyu

| Kebutuhan Air | Jumlah (kg/jam) |
|---|---|
| Air pendingin | 5.779,2782 |
| Air kantor | 297,91667 |
| Air pemadam kebakaran | 187,5 |
| Air laboratorium | 29,7916 |
| Air bengkel | 29,7916 |
| Air poliklinik | 50 |
| Air kantin | 72 |
| Air masjid | 47,6667 |
| Total | 6.493,9448 |

Diasumsikan terdapat pengotor pada bak pengendap awal sebesar 5%, Clarifier sebesar 5% dan pada Saringan Pasir sebesar 2,5%.

Maka jumlah air sungai yang butuhkan sebesar: 710.847,6045 kg/jam.

Diberi angka keamanan sebesar 10%, jadi jumlah air sungai yang dibutuhkan adalah: 781.932,365 kg/jam.

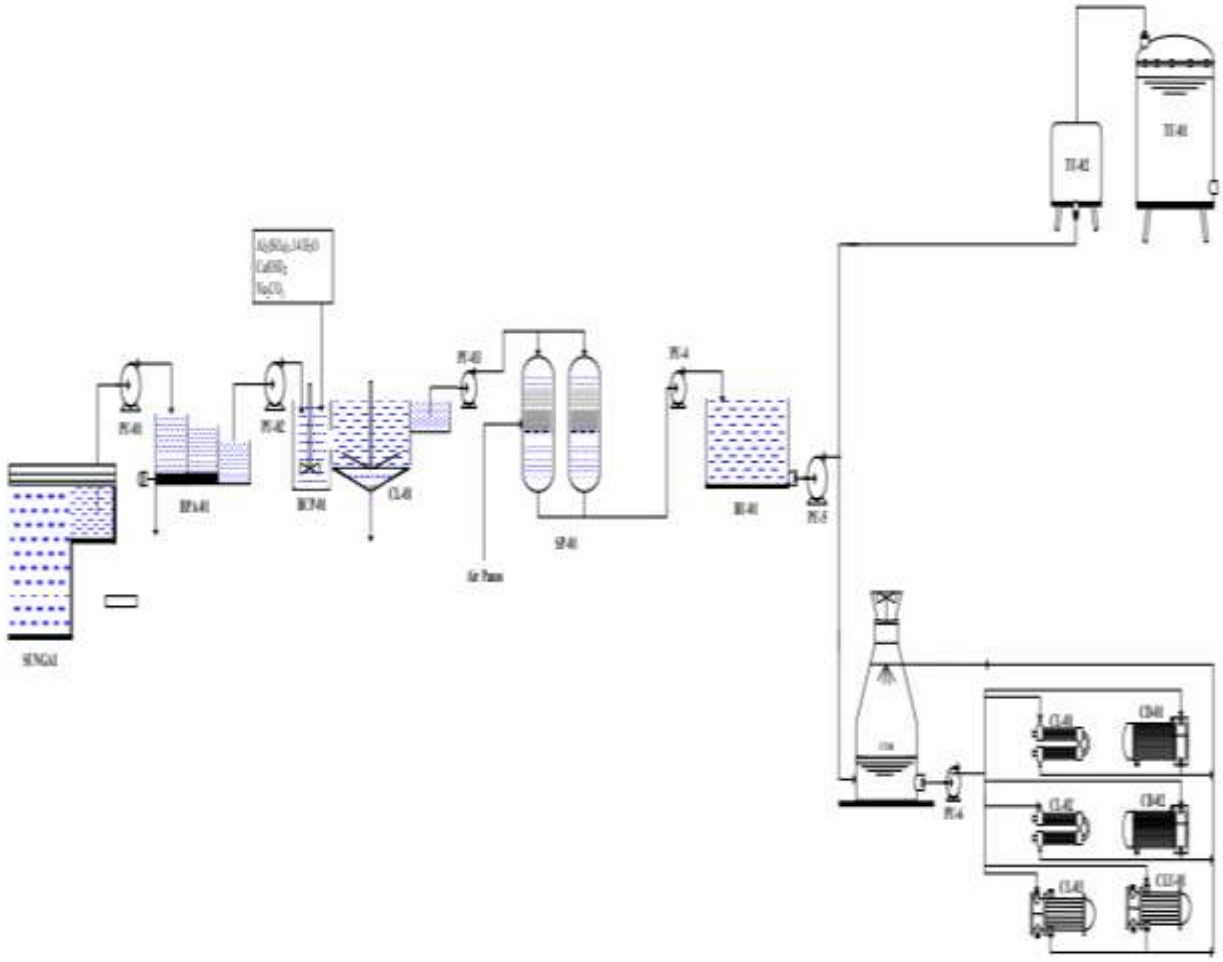
- **Syarat – Syarat Air Pendingin**

1. Jernih (tidak terdapat partikel-partikel kasar seperti batu, kerikil, maupun pasir).
2. Efek korosi sekecil mungkin.
3. Tidak menyebabkan fouling akibat kotoran yang terikut air seperti pasir, mikroba, zat organik.
4. Tidak mengandung bahan-bahan anorganik yang dapat mengganggu proses pertukaran panas pada sistem pendingin maupun merubah komposisi air karena bereaksi akibat perubahan suhu air.

- **Syarat-syarat Air Sanitasi dan Kantor**

1. Jernih / tak berwarna.
2. Netral / pH sekitar 7.
3. Bersih / sehat, bebas bakteri dan bacilus.
4. Tidak mengandung logam berat.
5. Kandungan mineral / logam dengan syarat tertentu.

(Peraturan Menteri Kesehatan Nomor 907/Menkes/SK/VII/2002 Tentang Syarat-syarat dan Pengawasan Kualitas Air Minum)

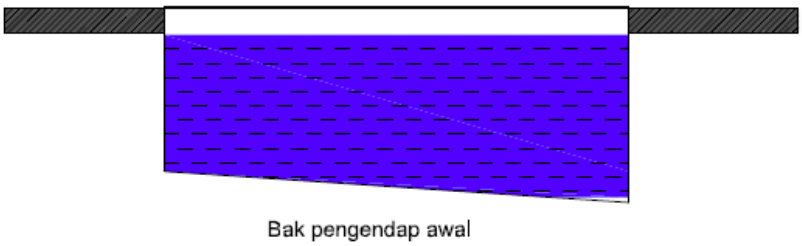


Gambar 1. Alur Distribusi Air

### 1.3.Bak Pengendap Awal

Fungsi : Mengendapkan kotoran kasar yang terbawa oleh air sungai

Jenis Alat : Bak persegi panjang




Gambar 2. Rancangan Bak Pengendap Awal

Data

Suhu : 30 °C = 303,15 K

Tekanan : 1 atm

Kecepatan massa : 781.932,4 kg/jam

Rapat Massa : 1.022,875 kg/$m^3$

Waktu Tinggal : 24 jam

**1. Menghitung volume air**

Dihitung dengan persamaan:

V1 = Kecepatan Volumetrik air x Waktu Tinggal

$= \frac{781.932{,}4\ kg/jam}{1.022.875\ \text{kg/m3}}$ x 24 jam

= 18.346,69 $m^3$

**2. Menghitung volume bak**

Dirancang angka keamanan 20 %,

Vb = 120 % x V1

= 120 % x 18.346,69 $m^3$

= 22.016,03 $m^3$

3. **Menghitung ukuran bak**

Dirancang bak dengan kedalaman sebesar 4 meter dan rasio panjang:lebar (P/L) sebesar 3,

H = 6 m

P/L = 3

$L^2 = \frac{Vb}{\frac{P}{L} x\ H} = \frac{22.016{,}03}{3\ x\ 6}$ = 1223,113 $m^2$

L = 35 m

P = 3 x L

= 3 x 35 m = 105 m

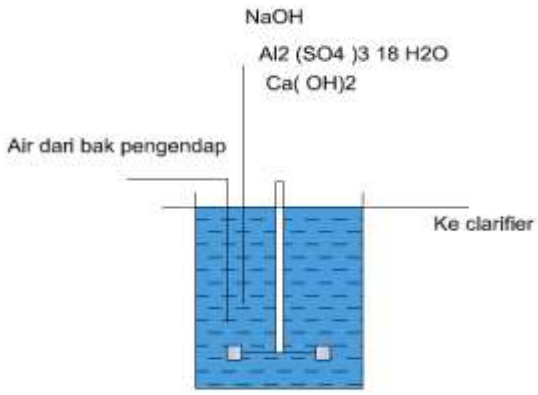
4. **Bahan Konstruksi**

Dipilih bahan konstruksi untuk bak pengendap awal berupa **Beton Bertulang**.

## 1.4. Bak Pencampur Cepat

Fungsi : Mencampur bahan kimia penggumpal dan mengurangi kesadahan air

Jenis Alat : Bak persegi panjang




Gambar 3. Rancangan Bak Pencampur Cepat

Data

Suhu : 30 °C = 303,15 K

Tekanan : 1 atm

Kecepatan massa : 643.147,80 kg/jam

Rapat Massa : 1.022,875 kg/$m^3$

Waktu Tinggal : 1 menit

**1. Menghitung volume air**

Dihitung dengan persamaan:

V1 = Kecepatan Volumetrik air x Waktu Tinggal

$$= \frac{643.147{,}80 \frac{kg}{jam}}{1.022.875 \frac{\text{kg}}{\text{m3}}} \; x \; \frac{1\ menit}{60\ detik}$$

= 10,4794 $m^3$

**2. Menghitung volume bak**

Dirancang angka keamanan 20 %,

Vb = 120 % x V1

= 120 % x 10,4794 $m^3$

= 12,5752 $m^3$

**3. Menghitung ukuran bak**

Dirancang diameter bak sama dengan tinggi bak

$Dt^2 = \frac{4}{\pi} x\ vb\ = \frac{4}{(\frac{22}{7})}$ x 12,5752 = 16 $m^2$

D = 2,52 m

t = 2,52 m

**4. Bahan Konstruksi**

Dipilih bahan konstruksi untuk bak pengendap awal berupa **Baja Karbon.**

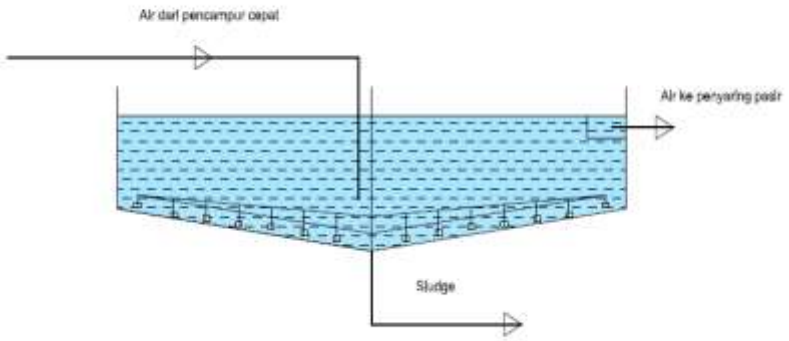
Pengaduk digunakan pengaduk turbine,

Daya = 0,5 Hp

## 1.5.Clarifier

Fungsi : Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran koloid yang terbawa oleh air

Jenis Alat : Bak Silinder tegak dengan bentuk kerucut




Gambar 4. Rancangan Clarifier

Data

Suhu : 30 °C = 303,15 K

Tekanan : 1 atm

Kecepatan massa : 643.147,4 kg/jam

Rapat Massa : 1.022,875 kg/$m^3$

Waktu Tinggal : 5 jam

**1. Menghitung volume air (V1)**

Dihitung dengan persamaan:

V1 = Kecepatan Volumetrik air x Waktu Tinggal

$$= \frac{643.147{,}4 \frac{kg}{jam}}{1.022.875 \frac{\text{kg}}{\text{m3}}} \text{ x 5 jam}$$

= 3.143,823 $m^3$

**2. Menghitung volume clarifier**

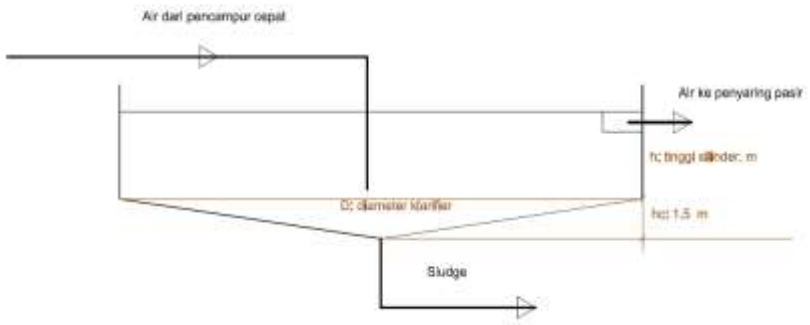
Dirancang angka keamanan 20 %,

Vc = 120 % x V1

= 120 % x 3.143,823 $m^3$

= 3.772,588 $m^3$

**3. Menghitung volume bak**




Gambar 5. Sketsa Geometri Clarifier

Keterangan:

D : Diameter Clarifier (m)

h : Tinggi Silinder (m)

hc : Tinggi Kerucut (m)

Volume Clarifier = Volume Silinder + Volume Kerucut

3.772,588 m3 = $\pi$ D2 /4 h + 1/12 $\pi$ D2 hc

Dirancang h = ½ D, dan hc = 1,5 m

Nilai D, dihitung secara iterasi sampai diperoleh volume hitung = volume target

Trial D = 20,93 m

Volume target = 3.772,588 m3

Volume hitung = 3.772,588 m3

Delta Absolut = 0,021 m3

Maka, D = 20,93 m

h = 10,47 m

hc = 1,5 m

**4. Penggaruk**

Sebagai pengaduk dipakai rake,

Kecepatan putar = 0,03 rpm

Daya penggerak: Menurut Perry Chemical Engineer's Handbook, untuk Diameter 122 m diperlukan daya 15 Hp.

Maka, untuk diameter 21 m daya yang diperlukan sebesar:

Daya $= \frac{21}{122}\ x\ 15\ Hp$

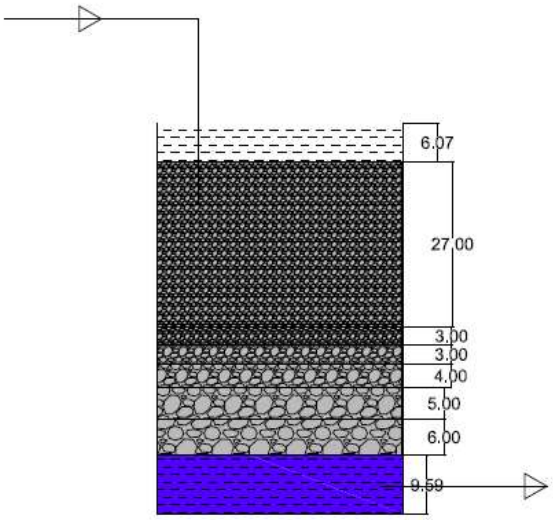
$= 2{,}5291$

Diambil daya standart: 3 Hp

## 1.6. Saringan Pasir

Fungsi : Menyaring kotoran yang masih terbawa air clarifier

Jenis Alat : Bak empat persegi panjang




Gambar 6. Rancangan Saringan Pasir

Data

Suhu : 30 °C = 303,15 K

Tekanan : 1 atm

Kecepatan massa : 595.715,7 kg/jam

Rapat Massa : 1.022,875 kg/m$^3$

Waktu Tinggal : 5 jam

1. **Luas Saringan Pipa**

Dihitung dengan flux volume air

Flux Volume = 2,5 gall/menit.ft$^2$

= 6,1112 m$^3$/m$^2$.jam

Luas Aliran = $\frac{595.715{,}68\frac{Kg}{jam}}{1.022{,}875\frac{Kg}{m3} x\ 6{,}1112\frac{m3}{m2.jam}}$

=95,299 m$^2$

Dirancang : Panjang = Lebar

Dapat dihitung dengan besarnya panjang :

P = (95,299)^0,5

= 9,762 m

Maka,

L = 9,762 m

2. **Ukuran Saringan Pasir**

Ukuran saringan pasir di pilih berdasarkan Tabel.11 Power,S.T, "Water Condition for Industry" Halaman 525.

Diperoleh dari : Tabel 11 Powell , S. T.,"Water Condition for Industry" halaman 525.

| Tebal | Ukuran |
|---|---|
| 27 in | pasir 0.45 mm sampai 0.5 mm |
| 3 in | pasir 0.8 mm sampai 1.22 mm |
| 3 in | kerikil 0.25 in sampai 1/2 in |
| 4 in | kerikil 0.25 in sampai 3/4 in |
| 5 in | Kerikil 1 in sampai 1.5 in |
| 6 in | Kerikil 1.5 in sampai 2.5 in |

Tinggi tumpukan = 48 in

= 1,219 m

**1.7.Bak Air untuk Kebutuhan Pabrik (BU-01)**

Fungsi : Menyimpan air untuk kebutuhan pabrik selama 3 hari

Tipe alat : Bak air tanam

Gambar 7. Rancangan Bak Penyimpanan Air Pabrik

**Menghitung kapasitas bak air**

Waktu tinggal yang akan digunakan:

- Saat *Start-up*

  Waktu yang digunakan untuk *start-up* adalah 1 jam, maka :

  128.151,6477/jam x 1 jam = 128.151,6477 kg

- Saat kontinyu

  Waktu yang digunakan untuk kontinyu adalah 72 jam, maka :

  6.493,9449 kg/jam x 72 jam = 467.564,0304 kg

Kapasitas total bak = 595.715,6781 kg

= 582,3932 $m^3$

**Menentukan dimensi bak**

Volume air yang diketahui = 582,3932 $m^3$

Volume bak desain = 1.2 x Volume air

= 1.2 x 582,3932 $m^3$

= 698,8719 $m^3$

Karena bak berbentuk balok, kedalaman maksimal yang diperbolehkan adalah 3 m.

Dengan mengasumsikan panjang bak adalah 3 kali lebar bak.

H = 3m

P = 3L

P x L x 3 m = 698,8719 $m^3$

P x L = 232,9573 $m^2$

3 $L^2$ = 232,9573 $m^2$

$L^2$ = 77,6524 $m^2$

L = 8,8120 m

Dibulatkan = 9 m

P = 26,4361 m

Dibulatkan = 27 m

Pembulatan dilakukan untuk mempermudah perhitungan skala pada *layout*.

Kesimpulan alat

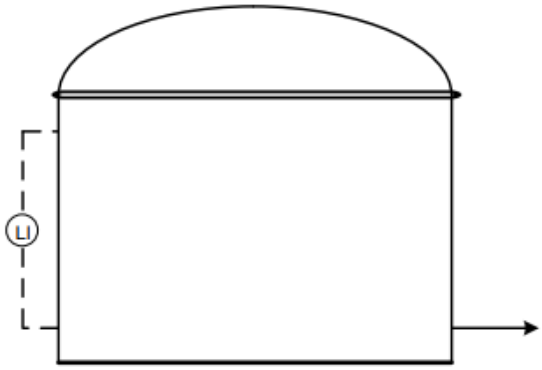
| | | |
|---|---|---|
| Alat | Bak penyimpanan air utama | |
| Kode | BU-01 | |
| Fungsi | Menyimpan air untuk kebutuhan pabrik selama 3 hari | |
| Tipe | Bak berbahan semen dan memiliki atap | |
| Kondisi Operasi | Tekanan | 1 atm |
| | Suhu | 30 C |
| Dimensi | Panjang | 27 m |
| | Tinggi (H) | 3 m |
| | Lebar | 9 m |
| Volume tangki | 729 $m^3$ | |
| Bahan Konstruksi | Semen | |
| Jumlah | 1 Buah | |

### 1.8. Tangki Air untuk Kebutuhan *Service* (TU-01)

Fungsi : Menyimpan air untuk kebutuhan *service* sebanyak 2213 kg/jam selama 2 jam

Tipe alat : Silinder tegak dengan *flat bottom* dan atap berbentuk *torispherical roof*

Bahan : *Stainless steel SA-167*




Gambar 8. Rancangan Tangki Penyimpanan Air untuk kebutuhan *service*

**Menghitung kapasitas tangki**

Waktu tinggal yang akan digunakan adalah 2 jam.

Jumlah bahan baku air per jam = 714,6667 kg/jam

Jumlah bahan baku untuk 2 jam = 714,6667 kg/jam x 2 jam

= 1429,3333 kg

Volume $_{liquid}$ = 1,3973 $m^3$

Volume $_{desain}$ = 1.2 x Volume liquid

= 1,6768 $m^3$

Volume $_{desain}$ = 10,5456 barrel

= 59,2452 $ft^3$

Menentukan Rasio

$V_{tangki} = V_{silinder}$

$= \frac{1}{4}\pi D^2 H$

Keterangan:

D = Diameter tangki (m)

Sf = *Straight flange* (in) (dipilih sf = 3 in)

(Tabel 5.4 Brownell & Young, 1959, hal : 87)

$\frac{H_s}{D} < 2$

Rasio H/D yang diambil adalah rasio yang memberikan luas tangki yang paling kecil. Berdasarkan Appendix E (Brownell and Young, 1959 hal : 346). Maka untuk perancangan, menghasilkan volume total 75,3631 $ft^3$ atau 13,4146 barrel.

$D_{standar\ tangki}$= 4 ft

= 48 in

= 1,2192 m

$H_{standar\ tangki}$= 6 ft

= 72 in

= 1,8288 m

Kesimpulan alat

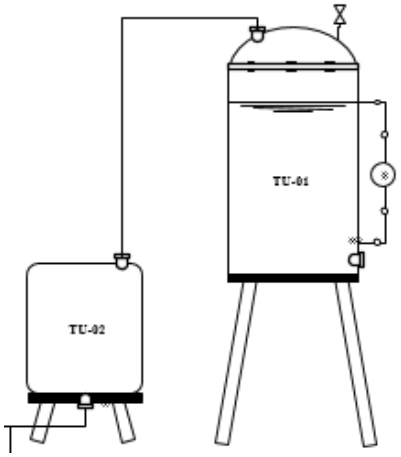
| | | |
|---|---|---|
| Alat | Tangki Penyimpanan Air *Service* | |
| Kode | TU-01 | |
| Fungsi | Menyimpan air untuk kebutuhan *service* sebanyak 714,6667 kg/jam selama 2 jam | |
| Tipe | Silinder tegak dengan *torispherical Flanged and Standard Dish Head* | |
| Kondisi Operasi | Tekanan | 1 atm |
| | Suhu | 30 C |
| Dimensi | Diameter tangki (D) | 4 ft |
| | Tinggi tangki (H) | 6 ft |
| Volume tangki | 75,3631 ft3 | |
| Bahan Konstruksi | *Stainless steel SA-167* | |
| Jumlah | 1 Buah | |

### 1.5. Tangki Chlorinasi (TU-02)

Fungsi : Mensterilkan air dari kuman yang terdapat didalam air *service* sebesar 2319.1667 kg/jam

Tipe alat : Silinder tegak dengan *flat bottom* dan atap berbentuk *torispherical roof*

Bahan : *Stainless steel SA-167*




Gambar 9. Rancangan Tangki Chlorinasi

Data

Suhu : 30 C

Tekanan : 1 atm

Kecepatan massa : 714,6667 kg/jam

1. Menghitung Volume

   Waktu tinggal yang akan digunakan adalah 1 jam, dengan laju 714,6667 kg/jam

   Kapasitas = 714,6667 kg/jam x 1 jam = 714,6667 kg

   Menghitung Volume Cairan

   Volume $_{\text{liquid}}$ $= \frac{m_{liquid}}{\rho_{liquid}}$

   Volume $_{\text{liquid}}$ $= \frac{714{,}6667 \text{ kg}}{1{,}022 \text{ kg/m}^3}$

   Volume $_{\text{liquid}}$ $= 0{,}6986 \text{ m}^3$

   Volume tangki dibuat overdesign 20%

   Volume tangki $= 1{,}2 \text{ x } 0{,}6986 \text{ m}^3$

   Volume tangki $= 0{,}8384 \text{ m}^3$

2. Menghitung ukuran alat

   Perbandingan D=H

   $\text{Volume tangki} = \frac{1}{4}\pi D^2 H$

   $\text{Volume tangki} = \frac{1}{4}\pi D^3$

   $0{,}8384 \text{ m3} = \frac{1}{4}\pi D^3$

   D = 1,1 m = 43,3071 in

   H = 1,1 m = 43,3071 in

3. Menghitung Tebal Silinder

$$\mathbf{t_s = \frac{P.ri}{f.E - 0,6P} + C}$$

(Brownell & Young, 1959 hal : 254)

$$t_s = \frac{16{,}17 \text{ psi x } 21{,}6535 \text{ in}}{18750 \text{ psi x } 0.8 - 0.6 \text{ x } 16.17 \text{ psi}} + 0{,}25$$

$t_s = 0{,}2733$ in

Untuk perancangan, digunakan tebal silinder ($t_s$) yaitu 0.3125 in.

4. Menghitung Tebal Head

$$t_h = \frac{0{,}885.P.rc}{fE - 0{,}1P} + C$$

(Brownell & Young, 1959 hal : 258)

$$t_h = \frac{16.17 \text{ psi x } 21{,}6535 \text{ in x } 0.885}{18750 \text{ psi x } 0.8 - 0.1 \text{ x } 16.17 \text{ psi}} + 0{,}25$$

$$t_h = 0{,}2706 \text{ in}$$

Untuk perancangan, digunakan tebal head ($t_h$) yaitu 0,3125 in.

5. Menghitung kebutuhan NaClO

Batas maksimum NaClO adalah 1 ppm, maka dipilih 0.5 ppm

Kebutuhan NaClO = $\frac{0{,}5\ mg}{liter}\ x\ \frac{10^{-6} kg}{1\ mg} x\ 0{,}6986\ \frac{m3}{jam} x, \frac{1\ liter}{10^{-3} m3}$

Kebutuhan NaClO = $0{,}0011\ \frac{kg}{jam}\ x\ \frac{24\ jam}{1\ hari}\ x\ \frac{365\ hari}{tahun}$

Kebutuhan NaClO = 3,0602 kg/tahun

Kesimpulan Alat

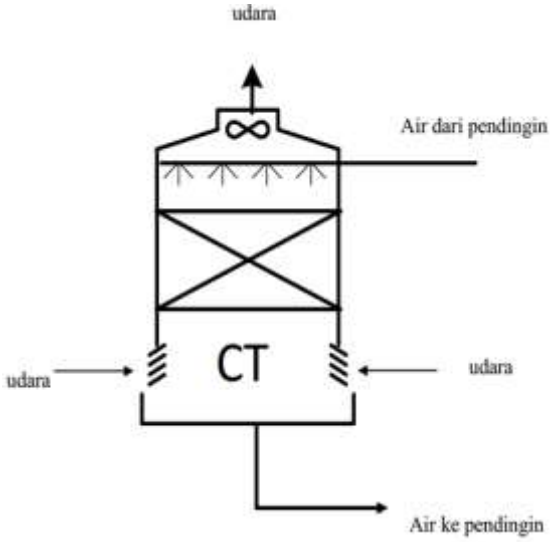
| | | |
|---|---|---|
| Alat | Tangki Chlorinasi | |
| Kode | TU-02 | |
| Fungsi | Mensterilkan air dari kuman yang terdapat didalam air service sebesar 714,6667 kg/jam | |
| Tipe | Silinder tegak dengan *torispherical Flanged and Standard Dish Head* | |
| Kondisi Operasi | Tekanan | 1 atm |
| | Suhu | 30 C |
| Dimensi | Diameter tangki (D) | 1,1 m = 43,307 in = 3,6089 ft |
| | Tinggi tangki (H) | 1,1 m = 43,307 in = 3,6089 ft |
| | Tebal atap ($t_{head}$) | 0,3125 in. |
| | Tebal Shell (tshell) | 0,3125 in. |
| Kebutuhan NaClO | 10.1579 kg/tahun | |
| Volume tangki | 1,0457 m3 | |
| Bahan Konstruksi | *Stainless steel SA-167* | |
| Jumlah | 1 Buah | |

**1.6.Cooling Tower (CT-01)**

Fungsi : Mendinginkan air pendingin yang telah digunakan oleh peralatan proses untuk disirkulasi kembali dengan mengontakkan air dengan udara.

Tipe : *Inducted Draft Cooling Tower*

Sistem : Kontak langsung dengan udara di dalam *Cooling Tower* (fan)




Gambar 10. Skema *Cooling Tower*

Data Operasi:

Jumlah air pendingin = 127.624,4810 kg/jam atau 561,9137 gal/min

Suhu air masuk ($Ta_1$) = 50°C = 122°F

Suhu air keluar ($Ta_2$) = 30°C = 86°F

*Cooling range* = 20°C = 68°F

Densitas air = 992,896 kg/$m^3$

Data Udara Lingkungan (Treyball, 1981):

Suhu *dry bulb* udara (Td1) = 30°C = 86°F

Suhu *wet bulb* udara (Tw) = 25°C = 77°F

Dari humidity chart untuk suhu 30°C atau 86°F atau 303.15 K dan kelembaban relatif 78 %. diperoleh Y1 = 0,0180 kg air/kg udara.

Kapasitas panas udara (Cpu) = 1,088 kJ/kg K

Kapasitas panas uap air (Cps) = 1,884 kJ/kg K

Panas penguapan (Hvap) = 2.302 kJ/kg

**1. Menghitung neraca massa**

a. Menentukan kadar uap air dalam udara

Dari Humidity Gambar 7.5(a), Treybal, p.232 untuk RH 70% & suhu 30 °C

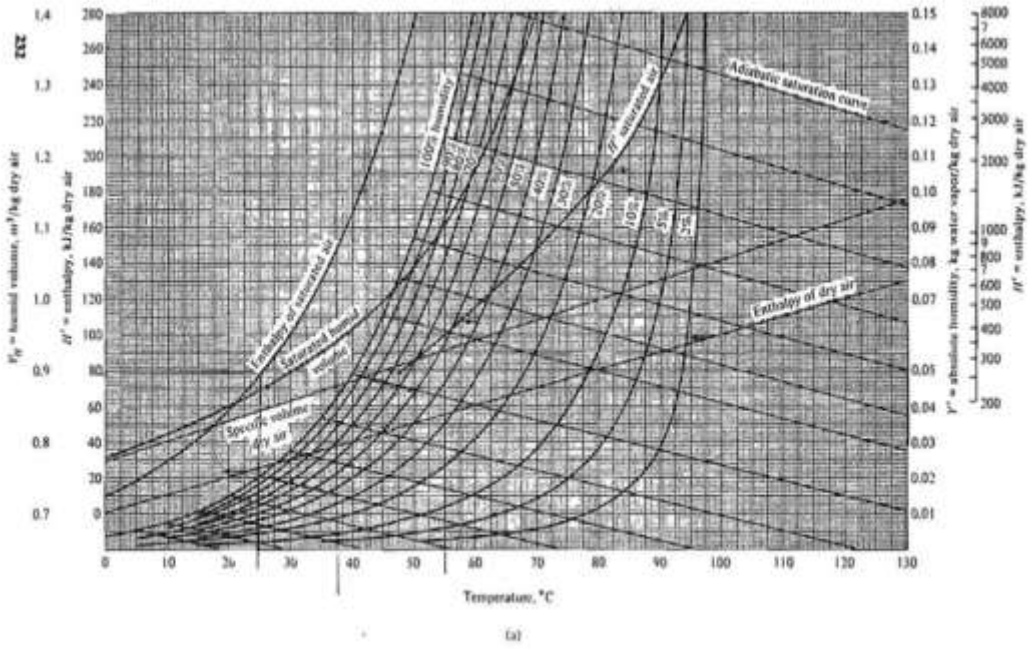



Figure 7.5 (a) Psychrometric chart for air-water vapor, 1 std atm abs, in SI units.

Diperoleh Y1 = 0,018 kg air/kg udara

b. Menetukan kebutuhan udara

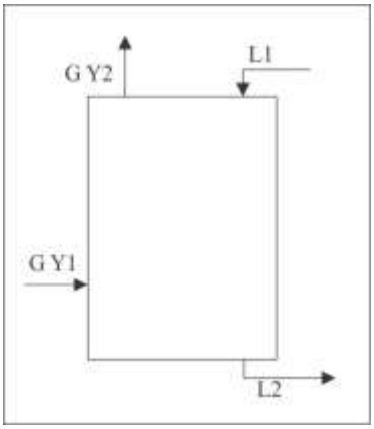
Diperoleh dengan cara membuat neraca massa dan neraca panas

Dirancang: Suhu udara keluar maksimum = 35 °C = 308,15 K

Kelembaban relatif (RH) = 100 %

Dari Humidity Chart diperoleh, Y2 = 0,035 kg air/kg udara

Neraca Massa *Cooling Tower*



Kecepatan massa masuk - Kecepatan massa keluar = akumulasi

$G(1 + Y_1) + L_1 - G(1 + Y_2) - L_2 = 0$

$G(1 + Y_1) + L_1 - G(1 + Y_2) - L_2 = 0$

$L_1 = L_2 + G(Y_2 - Y_1)$…..(1)

Keterangan:

G = Kecepatan massa udara basis kering (kg/jam)

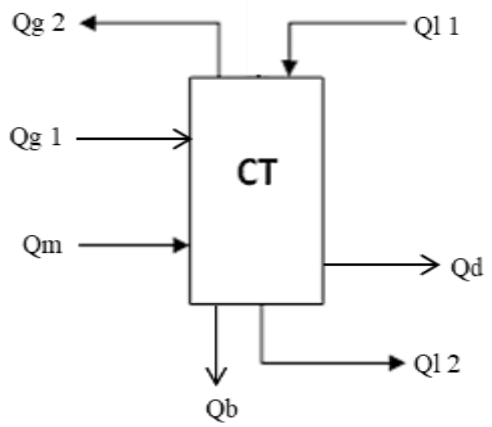
$L_1$ = Kecepatan massa air masuk (kg/jam)

$L_2$ = Kecepatan massa air keluar (kg/jam)

$Y_1$ = Rasio massa uap air / massa udara basis kering masuk

$Y_2$ = Rasio massa uap air / massa udara basis kering keluar

Neraca Panas *Cooling Tower*




Kecepatan panas masuk – kecepatan panas keluar = akumulasi

Pada keadaan tunak akumulasi = 0

$Q_{g1} - Q_{g\,2} + Q_{L1} - Q_{L2} = 0$

Keterangan:

$Q_{L1}$ = Kecepatan panas air masuk (kJ/jam)

$Q_{g1}$ = Kecepatan panas udara masuk (kJ/jam)

$Q_{L2}$ = Kecepatan panas air keluar (kJ/jam)

$Q_{g2}$ = Kecepatan panas udara keluar (kJ/jam)

Panas yang dibawa oleh udara, dihitung dengan persamaan:

Qg1 = G Hg1

$$Hg1 = (Cpu + Y_1 Cps)(T_{d1} - T_{ref}) + H_v Y_1$$

Keterangan:

G = Kecepatan massa udara basis kering (kg/jam)

Cpu = Kapasitas panas udara masuk (kJ/kg.K)

Cps = Kapasitas panas uap air (kJ/kg.K)

$Y_1$ = Rasio massa uap air / massa udara basis kering masuk

$T_{d1}$ = Suhu udara masuk (K)

Tref = Suhu udara *reference* (K)

Hv = *Enthalphy of vaporization* (kJ/kg)

Panas yang dibawa oleh udara masuk:

$$Hg1 = (1{,}008 + 0{,}0180 \text{ x } 1{,}884)(303{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K}) + 2.302 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \text{x } 0{,}0180$$

$$Hg1 = 42{,}6135 \text{ kJ/kg}$$

$$Qg1 = G \text{ x } Hg1$$

$$Qg1 = G \; x \; 42{,}6135 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Panas yang dibawa oleh udara keluar:

$$Qg2 = G \text{ x } H2$$

$$H2 = (Cpu + Y_2 Cps)(T_{d2} - T_{ref}) + H_v Y_2$$

Keterangan:

G = Kecepatan massa udara basis kering (kg/jam)

Cpu = Kapasitas panas udara masuk (kJ/kg.K)

Cps = Kapasitas panas uap air (kJ/kg.K)

$Y_2$ = Rasio massa uap air / massa udara basis kering keluar

$T_{d2}$ = Suhu udara keluar (K)

Tref = Suhu udara *reference* (K)

Hv = *Enthalphy of vaporization* (kJ/kg)

$$H2 = (1{,}008 + \ 0{,}035 \text{ x } 1{,}884)(308{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K}) + 2302 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \text{x } 0{,}035$$

$$H2 = 82{,}2374 \text{ kJ/kg}$$

$$Qg2 = G \text{ x } Hg2$$

$$Qg2 = G \text{ x } 82{,}2374 \text{ kJ/kg}$$

Panas yang dibawa oleh air dihitung dengan persamaan:

$$QL_1 = L_1 \text{ x } Cp_{air} \text{ x } (Ta_1 - T_{reff})$$

Keterangan:

Cp air = Kapasitas panas air (kJ/kg.K)

$L_1$ = Kecepatan massa air masuk (kg/jam)

$Ta_1$ = Suhu air masuk (K)

Tref = Suhu udara *reference* (K)

$$QL_1 = 127.624{,}4810 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \text{ x } 4{,}184 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \text{ x } (323{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K})$$

$$QL_1 = 13.349.520{,}72 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

Panas yang dibawa oleh air keluar:

$$QL_2 = L_2 \text{ x } Cp_{air} \text{ x } (Ta_2 - T_{reff})$$

Keterangan,

Cp air = Kapasitas panas air (kJ/kg.K)

$L_2$ = Kecepatan massa air keluar (kg/jam)

$Ta_2$ = Suhu air keluar (K)

Tref = Suhu udara *reference* (K)

$$QL_2 = L_2 \text{ x } Cp_{air} \text{ x } (Ta_2 - T_{reff})$$

$$QL_2 = L_2 \text{ x } 4.184 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \text{ x } (303.15 \text{ K} - 298.15 \text{ K})$$

$$QL_2 = L_2 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \text{ x } 20{,}92 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Qg1 + QL1 – QL2 – Qg2 = 0

39,6238 G kJ/jam + 20,92 x L2 kJ/jam = $13.349.520,72 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$ …….(2)

G(Y2-Y1) + L2 = L1

Persamaan neraca massa menjadi:

0,017 G + L2 = 127.624,4810 kg/jam

L2 = 127.624,4810 kg/jam – 0,017 G……(3)

Substitusi persamaan (3) ke (2)

39,6238 G kJ/jam + 20,92 x ( 127.624,4810 – 0,017 G) kJ/jam = $13.349.520,72 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$

39,6238 G kJ/jam + 2.669.904,143 kJ/jam – 0,3556 G kJ/jam = $13.349.520,72 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$

39,2682 G + 2.669.904,143 kJ/jam = $13.349.520,72 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$

G = 271.966,033 kg/jam

$L_2$ = 123.001,058 kg/jam

**2. Menentukan kebutuhan air make up**

- Air yang hilang akibat penguapan (We)

  Massa = $L_1 – L_2$

  = $127.624,4810 - 123.001,058$ kg/jam

  = 4.623,4226 kg/jam

- Air yang hilang akibat drift loss/percikan (Wd)

  Kehilangan air akibat *drift loss* dinyatakan 0,02% dari air masuk *cooling tower* (Perry. R. H "Chemical Engineering Handbook". Ed VIII. 2008. halaman 12 - 20).

  Wd = 0,0002 x $L_1$

  = 0,0002 x 127.624,4810 kg/jam

  = 25,5248 kg/jam

- Air yang hilang akibat blowdown (Wb)

  Cycles of Concentration (COC) berkisar 1 sampai 5. Diambil COC sebesar 5.

  $Wb = \frac{\text{We}-(\text{Cycles}-1)\,\text{Wd}}{\text{Cycles}-1}$ (Perry's, pers 12-14c)

  $Wb = \frac{4.623,4226 - (5-1) \text{ x } 25,5248}{5-1}$

*Wb* = 1130,3307 kg/jam

Total air *Makeup* = 4.623,4225 kg/jam + 25,5248 kg/jam + 1.130,3307 kg/jam
= 5779,2782 kg/jam

- Neraca Panas *Aliran Makeup, Blowdown,* dan *Drift Loss*

Neraca Panas *Make up*

$Q_M$ = M × Cp air × ($T_{L2} – T_{reff}$)
= 5.779,2782 kg/jam x 4,184 kJ/kg K x (303,15 – 298,15) K
= 120.902,50 kJ/jam

Neraca Panas *Blowdown*

$Q_B$ = B × Cp air × ($T_{L2} – T_{reff}$)
= 1.130,3307 kg/jam x 4,184 kJ/kg K x (303,15 – 298,15) K
= 23.646,5191 kJ/jam

Neraca Panas *Drift Loss*

$Q_D$ = D x Cp air x ($T_{L2} – T_{reff}$)
= 25,5248 kg/jam x 4,184 kJ/kg K x (303,15 – 298,15) K
= 533,9808 kJ/jam

$Q_{g1} - Q_{g\,2} + Q_{L1} - Q_{L2} + Q_M – Q_B – Q_D = 0$

Tabel 8. Neraca massa *Cooling Tower* (CT-01)

| **Komponen** | **Masuk (kg/jam)** | **Keluar (kg/jam)** |
|---|---|---|
| Air | 127.624,4810 | 127.624,4810 |
| Udara | 271.966,0329 | 271.966,0329 |
| *Makeup* | 5.779,2782 | - |
| *Blowdown* | - | 1.130,3307 |
| *Drift Loss* | - | 25,5249 |
| *Evaporation Loss* | - | 4.623,4226 |
| **Total** | **405.369,7922** | **405.369,7922** |

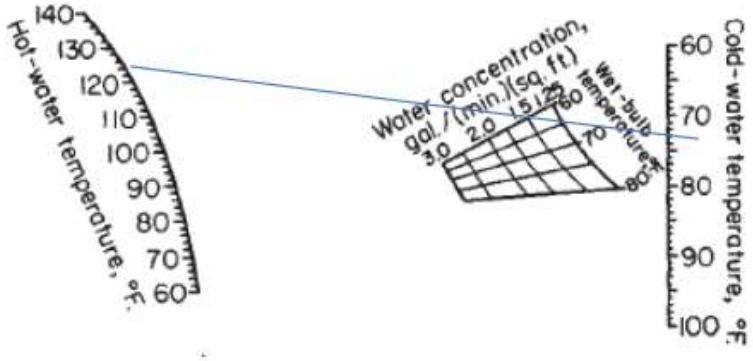
Tabel 9. Neraca panas *Cooling Tower* (CT-01)

| Komponen | Masuk (kJ/jam) | Keluar (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Air | 13.349.520,7175 | 2.573.182,1436 |
| Udara | 11.589.440,8619 | 22.365.779,4358 |
| *Makeup* | 120.902.4999 | - |
| *Blowdown* | - | 23.646,5192 |
| *Drift Loss* | - | 533,9808 |
| *Evaporation Loss* | - | 96.721,9999 |
| **Total** | **25.059.864,0793** | **25.059.864,0793** |

### 3. Ukuran *Cooling Tower*

a. Luas Penampang Menara Pendingin

Luas Penampang yang diperlukan dihitung berdasarkan fluks volume air (Konsentrasi air). dari Fig.12.14, di dapat konsentrasi air = 1,75 $\frac{\text{gal}}{\text{min.ft}^2}$




(Fig.12.14, Perry's Handbook edisi 7)

*Flux* volume = 1,75 gallon/jam.ft$^2$ x $\left[\frac{3{,}79 \times 10^{-3}\,\mathrm{m}^3}{\text{gallon}}\right]$ x $\left[\frac{\text{ft}}{0{,}3048\,\text{m}}\right]^2$ x $\frac{60\text{menit}}{\text{jam}}$

= 4,2278 m$^3$/m$^2$.jam

Kecepatan volume air dalam menara pendingin

Kecepatan volume air = $\frac{127.624{,}4810\ \text{kg/jam}}{992{,}896\ \text{kg/m}^3}$

= 128,5376 m$^3$/jam

Luas Penampang

A = $\frac{128{,}5376\ \text{m}^3/\text{jam}}{4{,}2278\ \text{m}^3/\text{m}^2.\text{jam}}$

= 30,0472 m$^2$

Dirancang P (Panjang) : L (Lebar) = 1 : 1

Lebar, L = $\sqrt{\text{Luas penampang}}$

L = $\sqrt{30{,}0472\ \text{m}^2}$

L = 5,4815 m

Panjang, P = 5,4815 m

Dirancang tinggi standar *cooling tower* 7,6 – 9,1 m. (Perry. R. H. "*Chemical Engineering Handbook*". Ed VII. Hal: 12-20).

Dipilih tinggi menara pendingin standar = 7,6 m

b. Basin

*Cooling tower* (CT) dilengkapi dengan tangki penampung *cooling tower* yang berfungsi untuk menampung air pada *cooling tower* yang akan diumpakan ke alat proses. Dibuat bak pengendap berbentuk empat persegi sama sisi.

Waktu tinggal = 30 menit

Volume yang harus ditampung = 128,5376 $\frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$ x 0,5 jam

= 64,2688 m$^3$

Dengan dirancang *overdesign* 20%, didapatkan volume bak

Volume bak = 1,2 x 64,2688 m$^3$

$= 77{,}1225\ \text{m}^3$

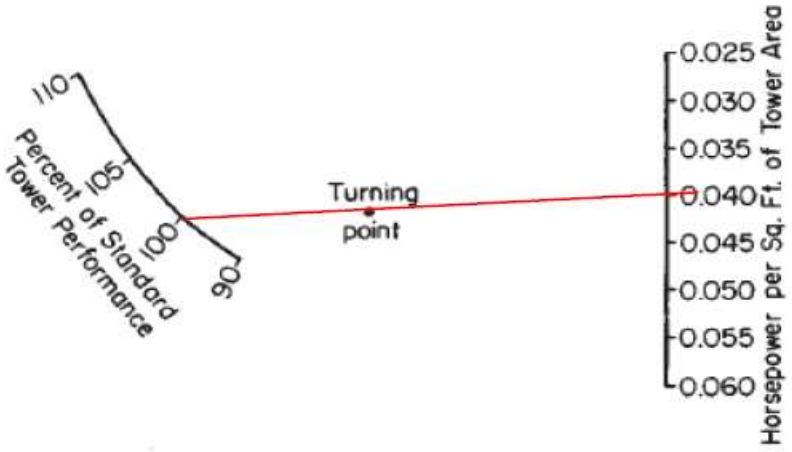
$$\text{Kedalaman Basin} = \frac{V}{P\ x\ l}$$

$$\text{Kedalaman Basin} = \frac{77{,}1225\ \text{m}^3}{5{,}4815\ \text{m x}\ 5{,}4815\ \text{m}}$$

$$\text{Kedalaman Basin} = 2{,}5667\ \text{m}$$

c. Menghitung daya motor penggerak *Fan Cooling Tower*

Untuk tower performance 100% diperoleh power Fan Hp= 0,04 hp/ft$^2$




(Fig.12.15, Perry's Handbook, edisi 7)

Tenaga yang dibutuhkan = Luas *cooling tower* x *Fan* Hp

$$\text{Tenaga yang dibutuhkan} = 321{,}0935\ \text{ft}^2\ \text{x}\ 0{,}04\ \frac{\text{hp}}{\text{ft}^2}$$

$$\text{Tenaga yang dibutuhkan} = 12{,}843\ \text{hp}$$

Efisiensi motor penggerak dipilih 80% maka,

$$\text{Tenaga yang dibutuhkan} = \frac{12{,}843\ \text{hp}}{80\%}$$

$$\text{Tenaga yang dibutuhkan} = 16{,}0546\ \text{hp}$$

*Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

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.

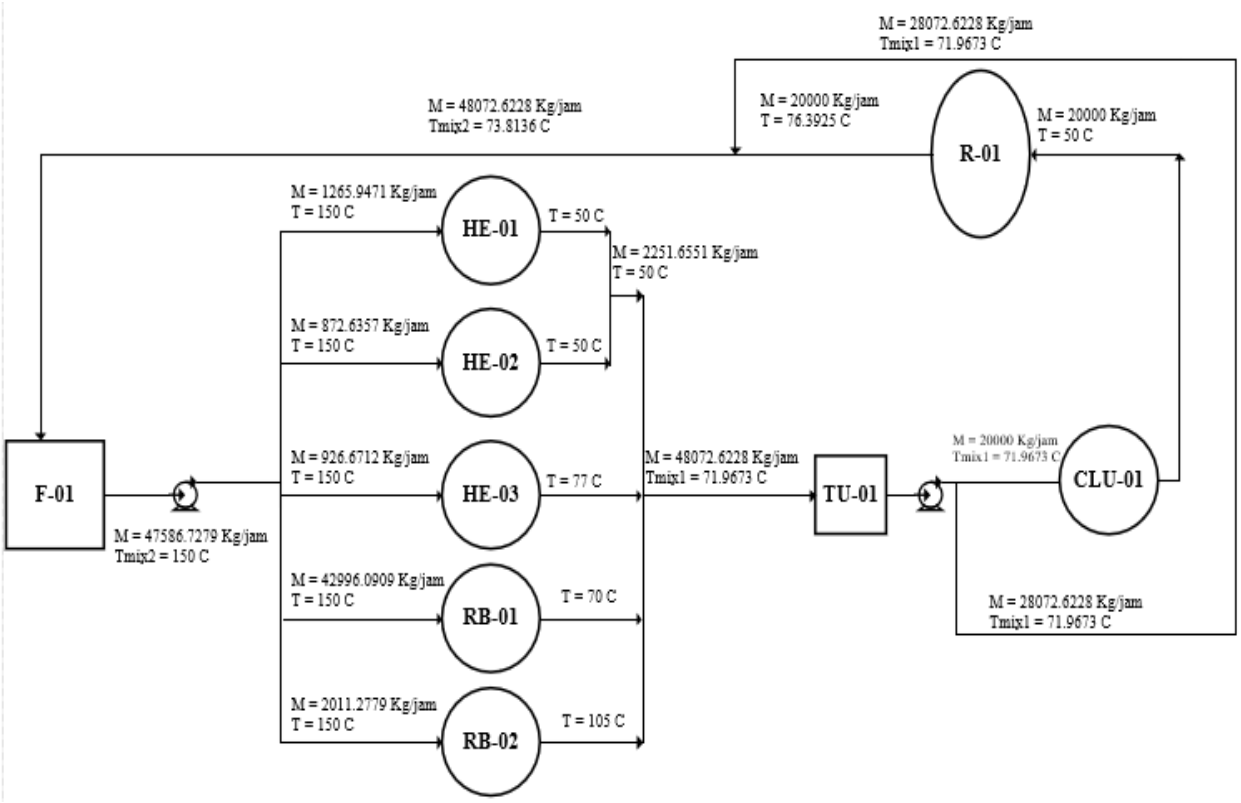
Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih motor standar sebesar 20 Hp

| Kesimpulan alat | | |
|---|---|---|
| Alat | *Cooling Tower* | |
| Kode | CT-01 | |
| Suhu air masuk (Ta1) | 50 | $^{o}$C |
| Suhu air keluar (Ta2) | 30 | $^{o}$C |
| Suhu udara masuk (Td1) | 30 | $^{o}$C |
| Suhu udara keluar (Td2) | 35 | $^{o}$C |
| Massa air masuk (L1) | 127.624,4810 | kg/jam |
| Massa air keluar (L2) | 123.001,058 | kg/jam |
| Massa udara (G) | 271.966,033 | kg/jam |
| Tinggi menara | 7,6 | m |
| Panjang menara | 5,4815 | m |
| Lebar menara | 5,4815 | m |
| Kedalaman Basin | 2,5667 | m |

## 2. Unit Penyedia Dowterm

Digunakan Dowterm A sebagai media pendingin di dalam reactor dengan suhu masuk 50 $^{o}$C dan keluar reactor 76,3925 $^{o}$C, diperlukan sebanyak 20000 kg/jam, Panas reactor ini dapat dimanfaatkan untuk memanaskan alat alat penukar panas,




Gambar 9, Alur Distribusi Dowterm

Panas dowterm keluar reactor akan digunakan untuk memanaskan HE-01, HE-02, HE-03,RB-01 dan RB-02 dengan rincian sebagai berikut

| nama alat | suhu fluida | | suhu Dowterm | | Massa (Kg/jam) |
|---|---|---|---|---|---|
| | masuk | keluar | masuk | keluar | |
| HE-01 | 30,02 | 70 | 150 | 50 | 1.265,9471 |
| HE-02 | 30,96 | 70 | 150 | 50 | 872,6357 |
| HE-03 | 76,39 | 95,4 | 150 | 77 | 926,6712 |
| RB-01 | 65 | 69,62 | 150 | 70 | 42.996,0909 |
| RB-02 | 99,81 | 100,59 | 150 | 105 | 2.011,2779 |
| Total | | | | | 48.072,6288 |

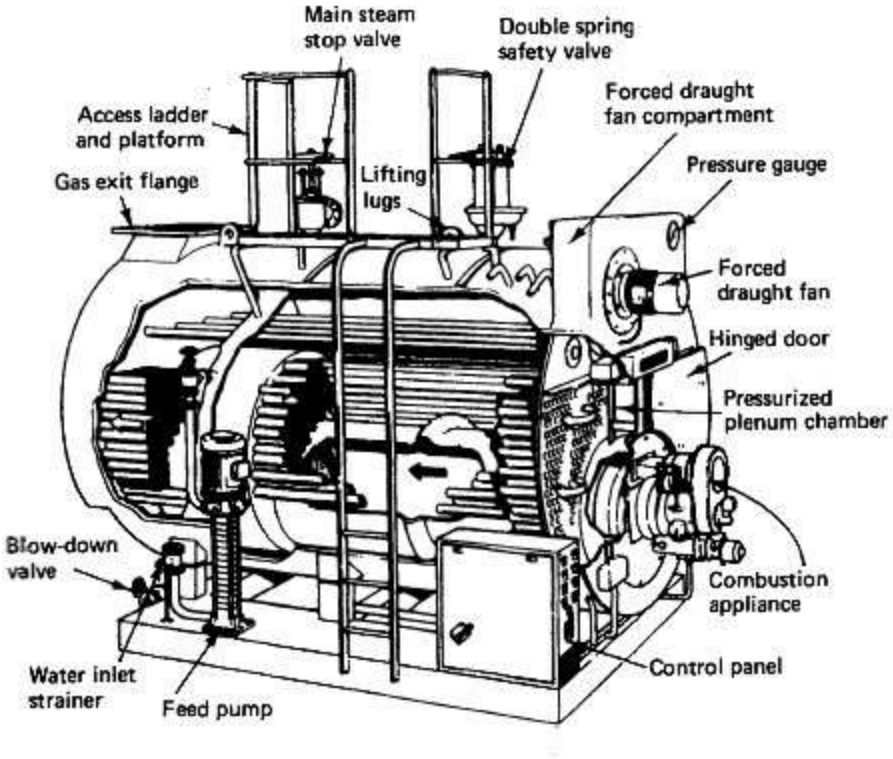
Maka arus Dowterm keluar reactor di campur dangan aliran by pass, sebanyak 48.072,6288 Kg/Jam perlu dipanaskan dengan Furnace untuk mencapai suhu yang dibutuhkan alat penukar panas tersebut,

## 2.1. Furnace (F-01)

Fungsi : Memanaskan Dowterm A dari 73,8136$^{o}$C menjadi 150$^{o}$C sebanyak 48.072,6288kg/jam

Jenis : Fire Tube

Sketsa :




Gambar 10, Rancangan furnace

Data :

Massa Dowterm A :

Suhu masuk (T1) : 130 C
Suhu keluar (T2) : 150 C

| komponen | BM | massa (kg/jam | mol(kmol/jam) |
|---|---|---|---|
| Dowtherm A | 166 | 48.072,6288 | 289,5941 |
| total | | 48.072,6288 | 289,5941 |

Kapasitas Panas (J/kmol,K)

| Komponen | A | B | C |
|---|---|---|---|
| Dowtherm A | 14.3437 | 372,894 | 0,111497 |

1. Menghitung Panas yang dibutuhkan
   $Qt = n \times Cp \times dT$

   cpdT = 33.176.703,77 J/kmol

   $$Qt = 289{,}5941 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 33.176.703{,}77 \frac{\text{J}}{\text{kmol}} \times \frac{1\ \text{kJ}}{1000\ \text{J}}$$

   $$Qt = 9.607.778{,}105 \frac{kJ}{jam}$$

   Sehingga beban panas adalah =9.607778,105 kJ/jam

   Apabila Effisiensi pembakaran 80%, maka panas yang dibutuhkan

   $$Qn = \frac{9.607.778{,}105 \frac{kJ}{jam}}{80\%} = 12.009.722{,}63 \frac{kJ}{jam} = 11.385.217{,}05 \frac{BTU}{jam}$$

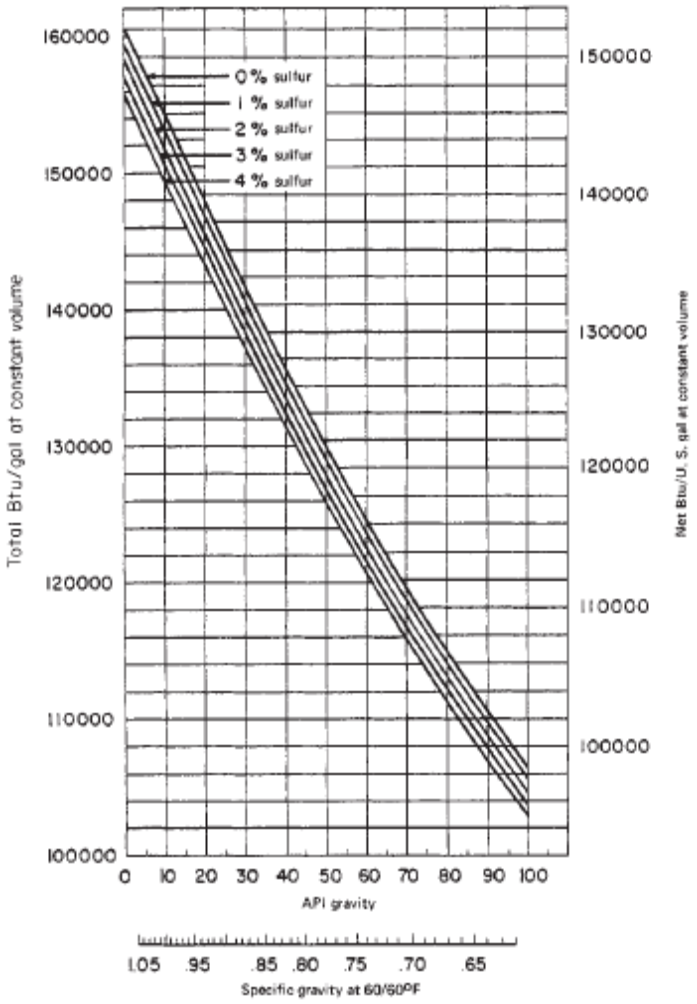
2. Menghitung kebutuhan bahan bakar
   Bahan bakar yang digunakan adalah low sulphur No. 6 F.O.(12,6$^o$ API)

**TABLE 27-6 Typical Ultimate Analyses of Petroleum Fuels**

| Composition, % | No. 1 fuel oil (41.5° A.P.I.) | No. 2 fuel oil (33° A.P.I.) | No. 4 fuel oil (23.2° A.P.I.) | Low sulfur, No. 6 F.O. (12.6° A.P.I.) | High sulfur, No. 6 (15.5° A.P.I.) |
|---|---|---|---|---|---|
| Carbon | 86.4 | 87.3 | 86.47 | 87.26 | 84.67 |
| Hydrogen | 13.6 | 12.6 | 11.65 | 10.49 | 11.02 |
| Oxygen | 0.01 | 0.04 | 0.27 | 0.64 | 0.38 |
| Nitrogen | 0.003 | 0.006 | 0.24 | 0.28 | 0.18 |
| Sulfur | 0.09 | 0.22 | 1.35 | 0.84 | 3.97 |
| Ash | <0.01 | <0.01 | 0.02 | 0.04 | 0.02 |
| C/H Ratio | 6.35 | 6.93 | 7.42 | 8.31 | 7.62 |

NOTE: The C/H ratio is a weight ratio.

Untuk menenentukan heating value digunakan fig 27.3




Didapatkan heating value = 147.000 BTU/U,S, Gall
Densitas fuel oil = 0,92 kg/liter

Bahan Bakar yang diperlukan = $\frac{11.385.217{,}05\,\frac{BTU}{jam}}{147000\ \text{BTU/U,S,Gall}} = 77{,}4505\ \frac{gall}{jam} = 293{,}1499\,\frac{liter}{jam}$

Massa Bahan bakar yang diperlukan = $293{,}1499\,\frac{liter}{jam} \times 0{,}92\,\frac{Kg}{liter} = 269{,}6979\,\frac{kg}{jam}$

Massa Bahan bakar yang diperlukan dalam sebulan $= 269{,}6979\,\frac{kg}{jam}\,x\ 720\ jam$

$$= 194.182{,}5445\,\frac{kg}{bulan}$$

3. Menghitung luas perpindahan kalor yang diperlukan
   Berdasarkan Kern, P.459. Di dapatkan flux panas sebesar 20,000 Btu/hr.ft$^2$
   Flux Panas = 20,000 BTU/ hr,ft$^2$ = 227.131,5 kJ/hr,m$^2$
   Sehingga didapatkan luas perpindahan panas

$$A = \frac{11.385.217,05\ \frac{BTU}{jam}}{20,000\ \frac{\text{BTU}}{\text{jam ft}^2}} = 569,2608\ ft^2$$

4. Menentukan Ukuran pipa dan jumlah pipa
   Dari table 11 kern, dipilih spesifikasi tube 1 NPS dengan schedule no 40
   OD = 1,66 in
   ID = 1,380 in
   a' = 1,5 in2
   a'' = 0,435 ft2/ft
   L = 16 ft
   maka jumlah pipa yang diperlukan

$$Nt = \frac{A}{a''\ \times L}$$

$$Nt = \frac{569,2608\ \ ft^2}{0,435\frac{ft2}{ft} \times 16\ ft}$$

$$Nt = 81,79 = 82\ pipa$$

**2.2. Blower Utilitas Furnace (Bf-01)**

Tugas: Mengalirkan udara ke dalam Furnace (F-01)

Jenis : *Single stage*, sentrifugal blower

Data :

Suhu masuk : 30 C = 303,15 K = 86 F = 546,67 R

Tekanan : 1 atm = 14,7 psi

1. Menentukan kebutuhan udara
   Udara yang diperlukan 25% berlebih atau setara dengan 17,4 kg udara/kg bahan bakar,
   Kebutuhan Udara = kebutuhan bahan bakar x 17,4 kg udara/kg bahan bakar

$$= 269,6979\ \frac{kg\ bahan\ bakar}{jam} \times 17,4\ \frac{kg\ udara}{kg\ bahan\ bakar}$$

$$= 4.692,7448\ \frac{kg\ udara}{jam} = 10.347,5023\frac{lbm}{jam}$$

Mol Udara $= \frac{10.347,5023\frac{lbm}{jam}}{28,8\frac{lbm}{lbmol}} = 359,2883\ lbmol/jam$

2. Menghitung Kecepatan Volumetrik Udara

$$Q = \frac{nRT}{P}$$

$$Q = \frac{359{,}2883\ \frac{lbmol}{jam}\ x\ 10{,}73\ \frac{ft^3 psi}{lbmol\ R}\ x\ 546{,}67\ \text{R}}{14{,}7\ psi}$$

$$Q = 143.105{,}2314\ \frac{ft^3}{jam}$$

Untuk factor keamanan dibuat overdesain 20 %

$$Q = 120\%\ x\ 143.105{,}2314\ \frac{ft^3}{jam}$$

$$Q = 171.726{,}2777\ \frac{ft^3}{jam} = 2.862{,}1046\ \frac{ft^3}{menit}$$

3. Menentukan Power Motor

Blower bekerja secara adiabatis, maka menurut Mc, Cabe Smith ed 4 hal 189, diperoleh:

$$P = \frac{0{,}0643.Ta.\gamma.qo}{520.(\gamma - 1)\eta}\left(\left(\frac{P\ b}{P\ a}\right)^{1-\frac{1}{\gamma}} - 1\right)$$

Dimana :

P = Daya Blower (Hp)

Ta = Suhu Operasi (R)

Q = Kecepatan Volumetrik udara (ft3/menit)

ɳ = Effisiensi volumetrik udara (%)

Pa = Tekanan masuk blower (psi)

Pb = Tekanan keluar blower (psi)

ɤ = Konstanta rato kapasitas panas (Cp/Cv)

Jika diasumsikan pressure drop pada furnace = 2 psi, maka

Pb = Pa + pressure drop

Pa = 14,7 psi

Pb = 14,7 psi + 2 psi = 16,7 psi

Ta = 546,67 R

Q = $2.862{,}1046\ \frac{ft^3}{menit}$

ɳ = 85%

Cp udara = 0,0292 (Engineering toolbox)

Cv udara = 0,0208 (Engineering toolbox)

ɤ = Cp/Cv = 1,4056

$$P = \frac{0{,}0643\ x\ 546{,}67\ \text{R}\ x\ 1{,}4056\ x\ 2.862{,}1046\ \frac{ft^3}{menit}}{520.(1{,}4056-1)85\%}\left(\left(\frac{16{,}7}{14{,}7}\right)^{1-\frac{1}{1{,}4056}}-1\right)$$

$P = 29{,}5199\ Hp$

Diambil power standar pada blower yaitu 30 hp.

**2.3. Tangki Dowterm (TU-03)**

Fungsi : Menampung sementara dowterm yang akan di dinginkan di cooler utilitas (CLU-01) dengan kapasitas 48.072,6228 Kg/Jam.

Tipe alat: Silinder Tegak dengan *torispherical roof*

Bahan : *Carbon Steel* Type SA 167

Jumlah : 1 tangki

Kondisi Operasi : Suhu : 71,9673 C

Tekanan : 1 atm

A. Menghitung kapasitas tangki

Waktu tinggal yang akan digunakan adalah 2 jam.

Jumlah dowterm A per jam = 48.072,6228 kg/jam

Jumlah dowterm A untuk 2 jam = 48.072,6228 kg/jam x 2 jam

= 96.145,2456 kg

B. Menghitung Volume tangki

$\rho_{\text{dowterm}} = 1018\ \text{kg/m}^3$

Sehingga dapat dihitung volume liquid :

Volume $_{\text{liquid}}$ $= \frac{m_{liquid}}{\rho_{liquid}}$

Volume $_{\text{liquid}}$ $= \frac{96145{,}2456\ \text{kg}}{1018\ \text{kg/m}^3}$

Volume $_{\text{liquid}}$ $= 94{,}4452\ \text{m}^3$

Volume $_{\text{tangki}}$ = 120% x Volume liquid

= 120% x 94,4452 $\text{m}^3$

= 113,33428 $m^3$

= 712,7592 barrel

C. Menghitung Dimensi tangki

Dipilih ukuran tangki standar dari Appendik E item 1, Brownell and Young yang mendekati 712,7592 barrel.

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 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | Approx. Capacity | Tank Height (ft) | | | | | | | | |
| Tank Diameter | per Foot of Height | 12 | 18 | 24 | 30 | 36 | 42 | 48 | 54 | 60 |
| | | Number of Courses in Completed Tank | | | | | | | | |
| (ft) | (bbl) | 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 | 3,150 | 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 | 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 | |
| | | | | | | | | $D$ = 219 | | |

di dapat kapasitas standar 755 bbl

$D_{standar\ tangki}$ = 15 ft

= 180 in

= 4,572 m

$H_{standar\ tangki}$ = 24 ft

= 288,0001in

= 7,3152 m

D. Menentukan tebal silinder

$$t_s = \frac{P,ri}{f,E-0,6P} + C$$ (Brownell & Young, 1959 hal : 254)

Keterangan

$t_s$ = ketebalan dinding shell (in)

P = tekanan operasi (psi)

ri = jari-jari silinder (in)

f= nilai tegangan material (psi)

Digunakan Carbon Steel Type SA 167 dengan 18.750 psi (Appendix D, Brownell, hal 342)

E = Efisiensi sambungan = 0,8 (jenis sambungan las : *single welded butt*) (Tabel 13,2 Brownell & Young 1959, hal : 254)

C = Korosi yang diizinkan = 0,25 in (fig, 13,8 Brownell & Young 1959, hal : 262)

Tekanan desain 5-10% di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1988 hal, 637), Tekanan desain yang dipilih 10% diatasnya.

$P_{desain}$ = 1,1 x $P_{operasi}$

= 1,1 x 1 atm

= 1,1 x 14,7 psi

= 16,17 psi

Jari – jari silinder = $\frac{180}{2} = 90\ in$

$$t_s = \frac{16{,}17 \text{ psi x } 90 \text{ in}}{18.750 \text{ psi x } 0{,}8 - 0{,}6 \text{ x } 16{,}17 \text{ psi}} + 0{,}25$$

$t_s = 0{,}3471$ in

Sehingga digunakan tebal shell standard $^1/_2\ in = 0{,}5\ in$

E. Menentukan jumlah *course*

Ukuran lebar plate standar 6, 8, dan 10 ft, sedangkan tinggi tangki sebesar 42 ft, Maka lebih baik digunakan plate ukuran 6 ft,

L = 6 ft

(*Appendix* E, *item*, Brownell and Young, 1959)

Jumlah *course* = $\frac{24 \text{ ft}}{6 \text{ ft}}$

= 4 buah

F. Desain *Head* (atap)

Bentuk atap yang digunakan adalah torispherical flanged and dished head.

I. Menghitung tebal *head* minimum

Menentukan tebal *head* dengan menggunakan persamaan :

$$t_h = \frac{0{,}885, P, rc}{fE - 0{,}1P} + C$$

(Brownell & Young, 1959 hal : 258)

Keterangan,

th = Tebal *head* (in)

P = tekanan operasi (psi)

ri = jari-jari silinder (in)

f= nilai tegangan material, psi untuk material *Stainless steel SA-167*

= 18.750 psi

E = Efisiensi sambungan = 0,8 (jenis sambungan las : *single welded butt*) (Tabel 13,2 Brownell & Young 1959, hal : 254)

C = Korosi yang diizinkan = 0,25 in (fig, 13,8 Brownell & Young 1959, hal : 262)

$$t_h = \frac{16{,}17 \text{ psi x } 90 \text{ in x } 0{,}885}{18750 \text{ psi x } 0{,}8 - 0{,}1 \text{ x } 16{,}17 \text{ psi}} + 0{,}25$$

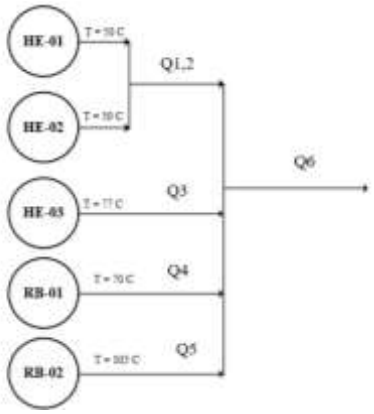
$$t_h = 0{,}3359 \text{ in}$$

Untuk th yang digunakan masih sesuai standar *SA-167*1/2 atau 0,5 in atau 1/2 in sesuai (Brownell and Young,1959 hal : 258).

## 2.4. Mencari Suhu Keluar Tangki Dowterm

Panas yang keluar dari HE-01, HE-02, MT-01 dan Ev-01 sebanyak 40.872,6228 Kg/Jam untuk didinginkan dengan cooler utilitas supaya bisa di jadikan pendingin reactor

**Mencari Tmix 1**




Gambar 12. Skema suhu masuk TU-01

Dengan neraca panas dapat di cari suhu pada Q6

Q1,2 + Q3 + Q4 + Q5 = Q6

Dengan CP Dowterm (J/kmolK)

| Komponen | A | B | C |
|---|---|---|---|
| Dowtherm A | 143.437 | 372,894 | 0,111497 |

- Mencari Q1,2
  T1 : 50 C = 323,15 K
  Tref : 25 C = 298,15 K
  Mol Gabungan : 12,8830 kmol/jam
  Cp dT : 101,8532 J/kmol = 10.185,3247 kJ/kmol
  $Q1{,}2 = n \times cpdT$
  $Q1{,}2 = 12{,}8830 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 10.185{,}3247 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} = 281.637{,}0615 \text{ kJ/jam}$

- Mencari Q3
  T1 : 77 C = 350,15 K
  Tref : 25 C = 298 K
  Massa : 926,6712 kg/jam
  Mol : 5,5824 kmol/jam
  Cp dT : 21,8611 J/kmol = 21.861,0912 kJ/kmol

$Q3 = n \times cpdT$

$Q3 = 5{,}5824 \ \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 21.861{,}0912 \ \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} = 122036{,}4133 \text{ kJ/jam}$

- Mencari Q4

  T1 : 70 C = 343,15 K
  Tref : 25 C = 298,15 K
  Massa : 42.996,0909 kg/jam
  Mol : 259,0126 kmol/jam
  Cp dT : 18,7659 J/kmol = 18.765,9691 kJ/kmol

  $Q4 = n \times cpdT$

  $Q4 = 259{,}0126 \ \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 18.765{,}9691 \ \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} = 4.860.622{,}369 \text{ kJ/jam}$

- Mencari Q5

  T1 : 105 C = 378,15 K
  Tref : 25 C = 298,15 K
  Massa : 2.011,2779 kg/jam
  Mol : 12,1161 kmol/jam
  Cp dT : 34,7241 J/kmol = 34.724,0897 kJ/kmol

  $Q3 = n \times cpdT$

  $Q5 = 12{,}1161 \ \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 34.724{,}0897 \ \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} = 420.721{,}6527 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$

Q1,2 + Q3 + Q4 + Q5 = Q6

Q6 = 5.685.017,4963 kJ/jam

Dengan trial Tmix1 = 71,9673 C dicari Q6 supaya didapat 5685017,4963 kJ/jam

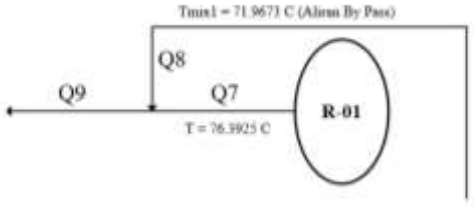
Tmix1 : 71,9673 C = 345,1173 K
Tref : 25 C = 298,15 K
Massa : 48.072,6228 kg/jam
Mol : 289,5941 kmol/jam
Cp dT : 19,6311 J/kmol = 19.630,9877 kJ/kmol

$Q6 = n \times cpdT$

$Q6 = 289{,}8941 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 19.630{,}9877 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} = 568.5017{,}4963 \text{ kJ/jam}$

Maka Tmix 1 di dapat 71,9673 C

**Mencari Tmix 2**




Gambar 12. Skema suhu masuk FU-01

Dengan neraca panas dapat di cari suhu pada Q5

Q7 + Q8 = Q9

Dengan CP Dowterm (J/kmolK)

| Komponen | A | B | C |
|---|---|---|---|
| Dowtherm A | 143.437 | 372,894 | 0,111497 |

- Mencari Q7
  T1 : 76,3925 C = 349,5425 K
  Tref : 25 C = 298,15 K
  Massa : 20.000 kg/jam
  Mol : 120,4819 kmol/jam
  Cp dT : 21,5911 J/kmol = 21.590,5792 kJ/kmol
  $Q7 = n \times cpdT$
  $Q7 = 120{,}4819 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 21.590{,}5792 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} = 2.601.274{,}595 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$
- Mencari Q8
  T1 : 71,9673 C = 345,1173 K
  Tref : 25 C = 298,15 K
  Massa : 28.072,6228 kg/jam
  Mol : 169,1122 kmol/jam
  Cp dT : 19,6311 J/kmol = 19.630,9877 kJ/kmol
  $Q8 = n \times cpdT$
  $Q8 = 169{,}1122 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 19.630{,}9877 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} = 3.319.839{,}2323 \text{ kJ/jam}$

Q7 + Q8 = Q9

Q9 = 5.921.113,8269 kJ/jam

Dengan trial Tmix2 = 73,8136 C dicari Q9 supaya di dapat 5.921.113,8269 kJ/jam

Tmix2 : 73,8136 C = 346,9636 K
Tref : 25 C = 298,15 K
Massa : 48.072,6228 kg/jam
Mol : 289,5941 kmol/jam
Cp dT : 20,4463 J/kmol = 20.446,2509 kJ/kmol

$$Q5 = n \times cpdT$$

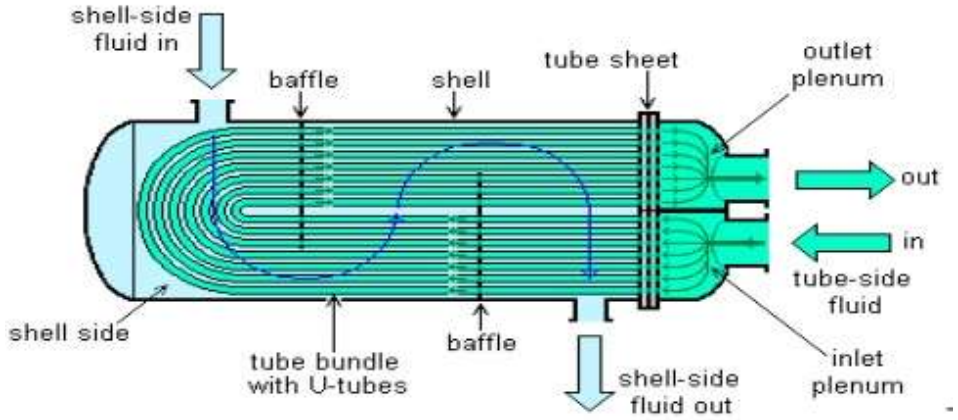
$$Q5 = 289{,}5941 \ \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 20.446{,}2509 \ \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} = 5.921.113{,}8966 \ \text{kJ/jam}$$

Tmix 2 di dapat 73,8136 C, maka di dapat suhu masuk Furnace-01 (FU-01)

**2.5. Cooler Utilitas (ClU-01)**

Fungsi : Mendingin Dowtherm A menggunakan pendingin air dari suhu 97,36 C hingga 50 C

Tipe alat: Shell & Tube Heat Exchanger




Gambar 13. Skema Rancangan Cooler (CLU-01)

1. Data yang diketahui
   a. Data Dowterm A masuk

Tabel 10, Aliran masa umpan masuk CLU-01

| komponen | BM | massa (kg/jam) | mol(kmol/jam) |
|---|---|---|---|
| Dowtherm A | 166 | 20.000 | 120,4819 |
| total | | 20.000 | 120,4819 |

Tin : 71,9673 $^{o}$C
Tout : 30 $^{o}$C

   b. Data Air Pendingin
Tin : 30 $^{o}$C
Tout : 50 $^{o}$C

2. Neraca Panas
diketahui Cp dowterm (J/kmol,K)

| Komponen | A | B | C |
|---|---|---|---|
| Dowtherm A | 143.437 | 372,894 | 0,111497 |

a. Panas Masuk CLU-01

Tin : 71,9673 ºC = 345,1173 K

Tref : 25ºC =298,15 K

$$Qin=\int_{298,15}^{345,1173}\sum n\ *Cp*dT$$

$$Qin=\int_{298,15}^{345,1173}(n\ x\ Cp\ )\ dT$$

Panas masuk CLU-01

| komponen | Massa | mol | cp dt | Q |
|---|---|---|---|---|
| | kg/h | kmol/h | kj/kmol | kj/h |
| Dowtherm A | 20.000 | 120,4819 | 19.630,9877 | 2.365.179,241 |
| Total | 20.000 | 120,4819 | 19.630,9877 | 2.365.179,241 |

Sehingga Qin = 2.365.179,241 kj/h

b. Panas Keluar CLU-01

Tout : 30 ºC = 303,15 K

Tref : 25ºC = 298,15 K

Panas keluar CLU-01

| komponen | Massa | mol | cp dt | Q |
|---|---|---|---|---|
| | kg/h | kmol/h | kj/kmol | kj/h |
| Dowtherm A | 20.000 | 120,4819 | 10.185,3247 | 12.27147,56 |
| Total | 20.000 | 120,4819 | 10.185,3247 | 12.27147,56 |

Sehingga Qout = 1.227.147,56 kj/h

c. Beban Pendingin CLU-01

Panas Input – Panas Output = 0

(Panas Input + beban pendingin) - Panas Output = 0

2.365.179,241 + beban pendingin – 1.227.147,56 = 0

Beban pendingin = 1.138.031,681 kj/h

3. Media Pendingin

Sebagai pendingin digunakan air dengan :

Suhu masuk = 30 ºC = 303,15 K

Suhu keluar = 50 ºC = 323,15 K

Dengan Cp air (J/mol,K)

| Komponen | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| H2O (l) | 92,053 | -0,04 | -0,0002 | 5,3469E-07 |

cpdT = 1.414,4077 kJ/kmol

$$Q = m \times cpdT$$
$$m = \frac{Q}{CpdT}$$
$$m = \frac{1.138.031{,}681 \text{ kj/h}}{1.414{,}4077 \text{ kJ/kmol}}$$
$$m = 804{,}5995\ kmol/h$$
$$massa\ air = 804{,}5995\ \frac{kmol}{h} \times 18\ \frac{kg}{kmol}$$
$$massa\ air\ = 14.482{,}7906\ \frac{kg}{jam}$$

4. Menentukan ΔT LMTD

$t_1$ = 30 $^oC$ = 86 $^oF$ $t_2$ = 50$^oC$ = 122 $^oF$

$T_2$ = 50 $^oC$ = 122 $^oF$ $T_1$ = 71,9673 $^oC$ = 161,541 $^oF$

Dengan :

$t_1$ = Fluida Dowterm masuk

$t_2$ = Fluida Dowterm keluar

$T_1$ = Air Pendingin masuk

$T_2$ = Air Pendingin keluar

$$\Delta \boldsymbol{T\ LMTD} = \frac{(\boldsymbol{t_1 - T_2}) - (\boldsymbol{t_2 - T_1})}{\boldsymbol{ln}\frac{(\boldsymbol{t_1 - T_2})}{(\boldsymbol{t_2 - T_1})}}$$

$$\Delta \boldsymbol{T\ LMTD} = \frac{(\mathbf{86\ -\ 122}) - (\mathbf{122 - 161{,}541})}{\boldsymbol{ln}\frac{(\mathbf{86\ -\ 122})}{(\mathbf{122 - 86})}}$$

$$\Delta \boldsymbol{T\ LMTD} = \mathbf{100{,}29}\ \boldsymbol{F}$$

Berdasarkan Tabel 12,1 (Towler and sinnot, hal 797), koefisien perpindahan panas (Ud) untuk heavy oil range dan cold fluid water, berkisar antara 60 - 300 Btu/ft$^2$°F Jam, Maka dipilih ud = 68,2 Btu/ft$^2$°F Jam

**Table 12.1.** Typical Overall Coefficients

| Shell and Tube Exchangers | | |
|---|---|---|
| **Hot Fluid** | **Cold Fluid** | **$U$ (W/m$^2$°C)** |
| *Heat exchangers* | | |
| Water | Water | 800–1500 |
| Organic solvents | Organic solvents | 100–300 |
| Light oils | Light oils | 100–400 |
| Heavy oils | Heavy oils | 50–300 |
| Gases | Gases | 10–50 |
| *Coolers* | | |
| Organic solvents | Water | 250–750 |
| Light oils | Water | 350–900 |
| Heavy oils | Water | 60–300 |
| Gases | Water | 20–300 |
| Organic solvents | Brine | 150–500 |
| Water | Brine | 600–1200 |
| Gases | Brine | 15–250 |
| *Heaters* | | |
| Steam | Water | 1500–4000 |
| Steam | Organic solvents | 500–1000 |
| Steam | Light oils | 300–900 |
| Steam | Heavy oils | 60–450 |
| Steam | Gases | 30–300 |
| Dowtherm | Heavy oils | 50–300 |
| Dowtherm | Gases | 20–200 |
| Flue gases | Steam | 30–100 |
| Flue | Hydrocarbon vapors | 30–100 |
| *Condensers* | | |
| Aqueous vapors | Water | 1000–1500 |
| Organic vapors | Water | 700–1000 |
| Organics (some noncondensables) | Water | 500–700 |
| Vacuum condensers | Water | 200–500 |
| *Vaporizers* | | |
| Steam | Aqueous solutions | 1000–1500 |
| Steam | Light organics | 900–1200 |
| Steam | Heavy organics | 600–900 |

5. Menentukan luas perpindahan panas

$$\boldsymbol{A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}}$$

Dengan:

A = Luas Transfer Panas ($ft^2$)

Ud = koefisien transfer panas overall triall ($Btu/ft^2°F$)

Q = Beban pendingin air (Btu/jam)

$$\boldsymbol{A = \frac{1.138.031,681 \ \frac{kj}{h} \times \frac{1\ btu}{1,055\ kJ}}{68,2 \ \frac{Btu}{jam, ft^2, °F} \times 37,7425\ F}}$$

$$\boldsymbol{A = 419,0661 \ ft^2}$$

Karena A > 200 $ft^2$ maka digunakan jenis shell and tube

6. Spesifikasi shell and tube

   Dipilih tube dengan spesifikasi berikut (Tabel 10, Kern, 1950 hal 843)

   *Tube Outside Diameter* (OD) = 1,25 in

   *Birmingham wire gage* (BWG) = 18

   *Inside Diameter* (ID) = 1,15 in

   *Flow Area/tube* (a't) = 1,04 $in^2$

   *Surface per lin* (a"t) = 0,3271 $ft^2/ft$

   Dipilih L *tube* = 8 ft

   Panjang tabung standart, 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

   (Towler dan Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York, 2008, hal 805)

7. Menghitung jumlah tube

   $$N_t = \frac{A}{L \times a"}$$

   $$N_t = \frac{419{,}0661 \quad ft^2}{8\ ft \cdot 0{,}3271\ ft^2/ft}$$

   $N_t = 160{,}1444$ *tube*

   Dari jumlah *tube* yang diperoleh, diambil pendekatan pada Tabel 9 (Kern, 1965) dalam menentukan jumlah lewatan (Pass) berdasarkan tipe dan jumlah yaitu:

   *Pitch* = 1,5625 in *square pitch*

   OD tube = 1,25 in

   Jumlah lewatan tube = 2 lewatan

   *Shell Inside Diameter* (IDs) = 27 in

   Jumlah *Tube* = 160

8. Koreksi nilai Ud

$A = N_t$ x L x a"t

$= 160$ x 8 ft x 0,3271 $ft^2/ft$

$= 418{,}688\ ft^2$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta T}$$

$$U_D = \frac{1.138.031{,}681\ \frac{kj}{h} \times \frac{1\ btu}{1{,}055\ kJ}}{418{,}688\ ft^2 \text{ x } 37{,}7428\ F}$$

$U_D = 68{,}3$ BTU /$ft^2$ jam $^oF$

9. Menghitung *heat transfer coefficient for inside and outside fluid* ($h_i$, $h_o$)

Pembagian aliran fluida:

*Shell* : Dowterm A

*Tube* : Air pendingin

Laju alir fluida panas : 20.000 kg/jam

Laju alir fluida dingin : 14.482,7906 kg/jam

| **Fluida panas: *Shell*** | **Fluida dingin: *Tube*** |
|---|---|
| ***flow area* ($a_s$)** | ***flow area* ($a_t$)** |
| $a_s = \frac{IDs \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_t}$ (pers 7,1, Kern)<br>C' = $P_t - OD_t$ = (2 – 1,25) in<br>C' = 0,75 in<br>B=*Baffle space*, diambil 25% dari IDs<br>B = 27 in x 0,25<br>B = 6,75 in<br>$a_s = \frac{27 \text{ x } 0{,}75 \text{ x } 6{,}75}{144 \text{ x } 2}$<br>$a_s = 0{,}4746\ ft^2$ | $a_t = \frac{N_t \cdot a't}{144n}$ (pers 7.48, Kern)<br>n= jumlah pass (2)<br>$a_t = \frac{160 \text{ x } 1{,}04}{144(2)}$<br>$a_t = 2{,}3111\ ft^2$ |

| **Fluida panas: *Shell*** | **Fluida dingin: *Tube*** |
|---|---|
| ***Mass velocity* ($G_s$)** | ***Mass velocity* ($G_t$)** |
| $G_s = \frac{W1}{a_s}$<br><br>$G_s = \frac{44.100 \text{ lb/jam}}{0{,}4746 \text{ ft}^2}$<br><br>$G_s$= 92.918,5185 lb/ft$^2$jam | $G_t = \frac{W2}{a_t}$<br><br>$G_t = \frac{31.934{,}55 \text{ lb/jam}}{2{,}3111 \text{ ft}^2}$<br><br>$G_t$= 13.817,8355 lb/ft$^2$jam |
| **Tv shell** | **Ta tube** |
| $Tv = 141{,}7706\ F$ | $Ta = \frac{122 + 86}{2} = 104\ F$ |
| ***Heat-transfer coefficient outside* ($h_o$)** | ***Heat-transfer coefficient inside* ($h_i$)** |
| $hio\ dari\ tube = 419{,}43$<br><br>ho untuk dowterm<br><br>$ho = jH \times \frac{k}{D}\left(\frac{c\,\mu}{k}\right)^{1/3} \emptyset$<br><br>(Pers 6.15b, kern)<br><br>dari Fig-28 Kern,1965<br><br>jH = 18<br><br>Cp = 59,9016 kJ/kg<br><br>Konduktivitas thermal<br><br>K = 0,4680 kJ/jam.m.K<br><br>Viskositas<br><br>μ = 4,5 kg/m.jam<br><br>(engineeringtoolbox,com)<br><br>De = 0,95 in = 0,0241 m | $Vt = \frac{Gt}{\rho}$<br><br>$\rho$ air pada 104 $= 773{,}3431 \frac{\text{lb}}{\text{ft3}}$<br><br>$Vt = \frac{13.817{,}8355 \frac{lb}{ft2jam}}{773{,}3431 \frac{\text{lb}}{\text{ft3}} \text{ x } \frac{3600\text{s}}{1 \text{ jam}}} = 0{,}005\ ft/s$ |

| **Fluida panas: *Shell*** | **Fluida dingin: *Tube*** |
|---|---|
| $ho = 90 \times \frac{0{,}4680}{0{,}0241}\left(\frac{59{,}9 \times 4{,}5}{0{,}4680}\right)^{\frac{1}{3}} 1$<br>$ho = 2.885{,}3357$ | |
| Tw = tube wall temperature<br>$Tw = Ta + \frac{ho}{hio+ho}(Tv - Ta)$<br>(pers 5,31)<br>$Tw = 104 + \frac{2.885{,}3357}{342{,}24 + 2.885{,}3357}(141{,}7 - 104)$<br>$Tw = 137{,}7279\ F$ | dari fig 25<br>Untuk: Vt = 0,005 ft/s<br>Ta = 104 F<br>Di dapat hi = 400 dan Fc 0,93<br>Hi dengan factor koreksi<br>Hi = hi x Fc<br>Hi = 400 x 0,93 = 372<br>**Mencari Nilai $h_i$ pada *outside diameter tube* ($h_{io}$)**<br>Dari table 10 kern ID = 1,15; OD=1,25<br>$hio = \frac{ID}{OD} x\ hi$<br>$hio = \frac{1{,}15}{1{,}25} x\ 372 = 342{,}24$ |

10. Clean overall heat transfer coefficient (uc)

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$Uc = \frac{342{,}24 \times \mathbf{2.855{,}3357}}{342{,}24 + \mathbf{2.855{,}3357}}$$

$$Uc = 305{,}6096$$

11. Rd

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$Rd = \frac{409{,}41 - 68{,}3}{409{,}41 \times 68{,}3}$$

Rd = 0,011

Rdmin = 0,002

Rd > Rdmin , maka alat dapat dikatakan layak digunakan

12. Pressure Drop Tube Shell

| **ΔP shell** | **ΔP tube** |
|---|---|
| **Bilangan Reynold ($Re_s$)** | **Bilangan Reynold ($Re_a$)** |
| μdowterm = 1,25 cp x $\frac{2{,}42 \text{ lb/ftjam}}{1\text{cp}}$<br>μdowterm = 3,025 lb/ftJam<br>(engineeringtoolbox,com) | μ = 0,6635 cp x $\frac{2{,}42 \text{ lb/ftjam}}{1\text{cp}}$<br>μ = 1,6055 lb/ftjam |
| *Pitch* = 1,5625 in *square pitch*<br>OD tube = 1,25 in<br>didapat<br>$D_e$ = 0,95 in = 0,0791 ft<br>(Gambar 28 Kern, 1965) | D= 1,25 in = 0,1042 ft<br>(Tabel 10 Kern, 1965) |
| $Re_s = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu}$<br>$Re_s = \frac{0{,}0791 \text{ ft} \cdot 92918{,}5185 \text{ lb/ft2jam}}{3{,}025 \frac{\text{lb}}{\text{ft jam}}}$<br>$Re_s$= 2431,75 | $Re_t = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$<br>$Re_t = \frac{0{,}1042 \text{ ft} \cdot 13817{,}8355}{1{,}6055}$<br>$Re_t$= 896,4545 |

| | |
|---|---|
| Dari fig 29 dapat factor friksi shell 0,0003 ft2/in2 | Dari fig 26 dapat factor friksi tube 0,004 ft2/in2 |
| $\Delta Ps = \frac{f \times Gs^2 \times Ds \text{ x } (N+1)}{5{,}22 \times 10^{10} \times De \times s \times \emptyset}$<br><br>N+1 = $\frac{12\,L}{B} = \frac{12\,x\,8\,ft}{6{,}25\text{ in}} = 21{,}3333$<br><br>S = 1 (table 6. kern)<br><br>$\emptyset = 1$<br><br>Ds=IDshell = 27 in<br><br>De= 0,0791 ft<br><br>$\Delta Ps = \frac{0{,}0003 \times (92918{,}5185)^2 \times 27 \times 21{,}3333}{5{,}22 \times 10^{10} \times 0{,}0791 \times 1 \times 1}$<br><br>$\Delta Ps = 0{,}0023$ psia | $\Delta Pt = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5{,}22 \times 10^{10} \times s \times D \times \emptyset}$<br><br>S = 1 (table 6. kern)<br><br>D = 0,1042 ft<br><br>$\emptyset = 1$<br><br>$\Delta Pt = \frac{0{,}004 \times (13817{,}83553)^2 \times 8 \times 2}{5{,}22 \times 10^{10} \times 1 \times 0{,}1042 \times 1}$<br><br>$\Delta Pt = 0{,}0087$ psia |

$\Delta P_T$ allow = 10 psi

$\Delta P_T$ hitung < $\Delta P_T$ yang diijinkan, alat penukar panas yang digunakan memenuhi syarat.

Rangkuman Cooler Utilitas (Clu-01)

Fungsi : Mendingin Dowtherm A menggunakan pendingin air dari suhu 71,9673 C hingga 50 C

Tipe alat : Shell &Tube Heat Exchanger

Fluida Panas Dowterm

| | |
|---|---|
| Tin | : 71,9673 $^oC$ |
| Tout | : 50 $^oC$ |
| Kecepatan Masuk | : 20.000 kg/jam |
| Beban Pendingin | : 1.138.031,681 kj/h |

Fluida Dingin Air

| | |
|---|---|
| Tin | : 30$^oC$ |
| Tout | : 50 $^oC$ |
| Massa Air | : 14.482,7906 kg/h |

Dimensi tube

| | |
|---|---|
| *Tube Outside Diameter* (OD) | = 1,25 in |
| *Birmingham wire gage* (BWG) | = 18 |
| *Wall thickness* | = in |
| *Inside Diameter* (ID) | = 1,15 in |
| *Flow Area/tube* (a't) | = 1,04 $in^2$ |
| *Surface per lin* (a"t) | = 0,3271 $ft^2/ft$ |
| L *tube* | = 8 ft |
| Jumlah tube | = 160 |

Dimensi Shell

| | |
|---|---|
| *Pitch* | = 1,5625 in *square pitch* |
| Jumlah lewatan tube | = 2 lewatan |
| *Shell Inside Diameter* (IDs) | = 27 in |

Koefisien Perpindahan Panas

| | |
|---|---|
| Hi | = 400 btu/jam,$ft^2$,$^oF$ |
| Hio | = 342,24 btu/jam,$ft^2$,$^oF$ |
| Ho | = 2.855,3357 btu/jam,$ft^2$,$^oF$ |

Dirt Factor (Rd) = 0,011

Clean Coefficient (uc) = 305,6097

Design Coefficient (ud) = 68,3

Pressure Drop

ΔP shell = 0,0023 psia

ΔP tube = 0,0174 psia

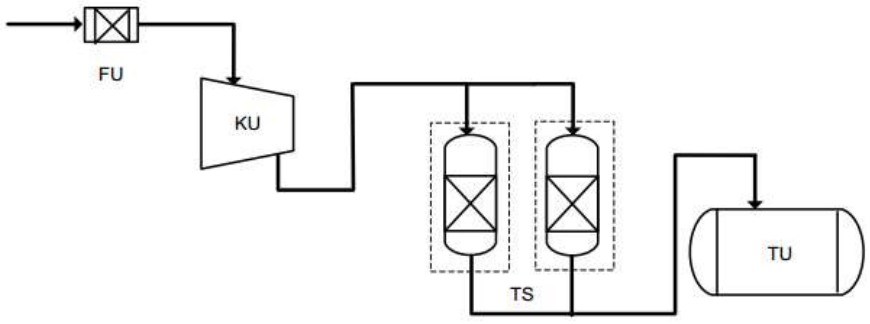
**3. Kebutuhan Udara**

Udara dalam pabrik amonium nitrat digunakan dalam 2 bagian yaitu:

- Udara Instrumentasi

Dalam perancangan MTBE, udara tekan dibutuhkan untuk menggerakan instrumen-instrumen kontrol, Udara tekan yang diperlukan di distribusi pada tekanan 4-8 atm serta dalam kondisi kering dan bersih, (kern, hal 768). Dalam pabrik terdapat $\pm$ 20 alat kontrol yang memerlukan udara tekan untuk menggerakannya, Diperkirakan setiap alat kontrol memerlukan 3 $m^3$/jam udara, sehingga kebutuhan udara tekan pada pabrik diperkirakan mencapai 60 $m^3$/jam. Untuk faktor keamanan diambil *safety factor* sebesar 30%, maka udara tekan yang harus disediakan adalah 78 $m^3$/jam, Mekanisme atau proses untuk membuat udara tekan adalah udara lingkungan ditekan menggunakan kompresor (KU-01) yang dilengkapi dengan filter udara sehingga mencapai tekanan 4 atm, kemudian dilewatkan dalam tumpukan silika gel sehingga diperoleh udara kering yang akan disimpan dalam tangki udara tekan, Selanjutnya udara kering tersebut dialirkan pada alat kontrol yang memerlukannya.

**3.1.Udara Instrumentasi**

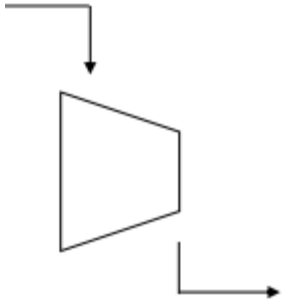



Gambar 17. Skema kebutuhan Udara Tekan dalam Pabrik

**A. *Compressor* (KU-01)**

Tugas : Menekan udara sebanyak 78 $m^3$/jam dari 1 atm hingga 4 atm

Jenis alat : Kompresor sentrifugal



Gambar 18, Skema Kompresor (KU-01)

Data-data yang diketahui :

Suhu (T) = 30ºC

P in = 1 atm

P out = 4 atm

$\gamma$ = 1,4

BM udara = 29 kg/kmol

Q = 78 $m^3$/jam

R = $0{,}0820 \frac{m^3, atm}{kmol, K}$

Kecepatan molar udara :

P,V = n,R,T

$$n = \frac{P, V}{R, T}$$

$$n = \frac{1\ atm\ x\ 78\ m^3/\text{jam}}{0{,}0820\ \frac{m^3, atm}{kmol, K}\ x\ 303{,}15\ K}$$

$$n = 3{,}1378 \frac{kmol}{jam}$$

Power Kompresor :

$$W = \frac{n, R, T}{\gamma - 1}\left(\left(\frac{P\ out}{P\ in}\right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1\right)$$

$$W = \frac{3{,}1378\ x\ 8{,}314\ x\ 303{,}15}{1{,}4 - 1}\left(\left(\frac{4}{1}\right)^{\frac{1{,}4-1}{1{,}4}} - 1\right)$$

$$W = 9.608{,}641\ \frac{kJ}{jam}\ x\ \frac{0{,}00037\ hp}{1\ kj/jam}$$

$$W = 3{,}5552\ hp$$

Diambil power efisiensi sebesar 80%

$$W = \frac{3{,}5552\ hp}{80\%}$$

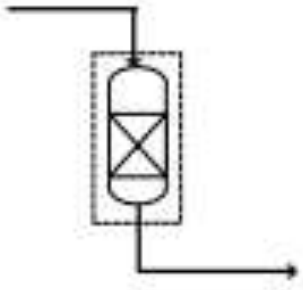
$$W = 4{,}4439\ hp$$

Berdasarkan standar, maka kompresor (KU-01) menggunakan 5 hp.

**B. Tangki Silika Gel (TU-02)**

Tugas : Menyerap uap air yang terbawa oleh udara tekan

Jenis alat : Tangki silinder vertikan yang terisi silika gel



Gambar 19. Skema Tangki Silika Gel

Data-data yang diketahui :

Suhu (T) = 30$^{o}$C

Tekanan (P) = 4 atm

Kelembaban = 60%

$y'$ = 0,0195 kg $H_2O$/ kg udara

BM udara = 29 kg/kmol

Kec, mol = 3,1378 kmol/jam

Massa silika dalam tangki

Dirancang tangki silika gel dapat bekerja selama 1 minggu sebelum regenerasi.

Massa uap yang meresap

m $H_2O$ = Kec, Massa udara x y' x waktu kerja

$= 3{,}3179 \frac{kmol}{jam} x\ 29 \frac{kg}{kmol} x\ 0{,}0195\ \frac{kg\ H2O}{Kg\ udara} x\ 168\ jam$

= 298,1021 kg $H_2O$

Kemampuan silika = 0,02 kg air/ kg silika

(Treyball, hal 494)

$$m\ silika = \frac{massa\ H_2O}{kemampuan\ silika}$$

$$m\ silika = \frac{298{,}1021\ kg\ H_2O}{0{,}02\ \frac{kg\ air}{kg\ silika}}$$

$$m\ silika = 14.905{,}1061\ kg\ silika$$

Volume silika

$$V = \frac{massa}{\rho}$$

$$V = \frac{14.905{,}1061\ kg}{1200\ \frac{kg}{m^3}}$$

$$V = 12{,}4209\ m^3$$

$$faktor\ keamanan\ 20\%$$

$$V\ tangki = 1{,}2\ x\ 12{,}4109\ m^3 = 14{,}9051\ m^3$$

Menentukan dimensi tangki

Dirancang D:H= 1:1

$V_{tangki} = \frac{1}{4}\pi D^2 H$

$$14{,}9051\ m^3 = \frac{1}{4}\pi D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4\ x\ 14{,}9051\ m^3}{3{,}14}}$$

$$D = 6{,}3291\ m$$

Maka

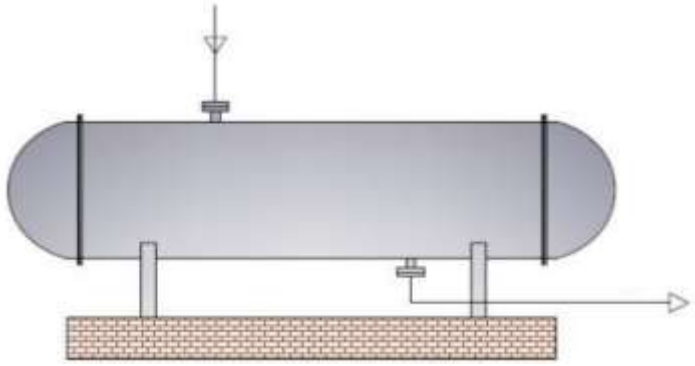
$$D = H = 6{,}3291\ m$$

Bahan konstruksi yaitu carbon steel dengan jumlah tangki silika gel yaitu 2 buah

**C. Tangki Udara Tekan (TUD-01)**

Tugas : Menampung udara tekan selama 2 jam

Jenis : Tangki silinder horizontal



Gambar 21, Skema Tangki Udara Tekan

Data-data yang diketahui :

Suhu (T) = 30$^{o}$C

Tekanan (P) = 4 atm

Kec, mol udara = 3,1378 kmol/jam

Menghitung volume tangki

P.V = n.R.T

$$V = \frac{n.R.T}{P}$$

$$V = \frac{3{,}1378\ \frac{kmol}{jam}\ x\ 0{,}082\ \frac{m^3, atm}{kmol, K}\ x\ 303{,}15\ K}{4\ atm}$$

$$V = 19{,}5\ m^3/jam$$

$$V\ tangki = 120\%\ x\ 19{,}5\ m^3$$

$$V\ tangki = 23{,}4\ m^3$$

Menentukan dimensi tangki

Dirancang rasio L:D = 3:1

Maka L =3D

$V_{tangki} = \frac{1}{4}\pi D^2 L$

$$23{,}4\ m^3 = \frac{1}{4}\pi D^2 3D$$

$$\boldsymbol{D = \sqrt[3]{\frac{4\ x\ 23{,}4\ m^3}{3\ x\ 3{,}14}}}$$

$\boldsymbol{D = 3{,}312\ m}$= 130,39 in

L = 9,936 m = 391,1933 in

Menentukan tebal silinder

$$\mathbf{t_s = \frac{P.ri}{f.E - 0{,}6P} + C}$$

(Brownell & Young, 1959 hal : 254)

$t_s$ = ketebalan dinding shell (in)

P = tekanan operasi (psi) = 4 atm = 58,78 Psi

ri = jari-jari silinder (in)

f = nilai tegangan material, psi untuk material *Stainless steel SA*-167

= 18.750 psi

E = Efisiensi sambungan = 0,8 (jenis sambungan las : *single welded butt*) (Tabel 13,2 Brownell & Young 1959, hal : 254)

C = Korosi yang diizinkan = 0,25 in (fig, 13,8 Brownell & Young 1959, hal : 262)

$$t_s = \frac{58{,}78\ \text{psi x } 65{,}1989\ \text{in}}{18.750\ \text{psi x } 0{,}8 - 0{,}6\ \text{x } 58{,}78\ \text{psi}} + 0{,}25$$

$t_s$ =0,5062 in

**4. Kebutuhan Listrik**

Listrik digunakan untuk menggerakkan alat alat proses seperti pompa, kompresor, blower, dan alat- alat lainnya. Perincian kebutuhan listrik untuk pabrik ammonium nitrat diperkirakan sebagai berikut :

Tabel 13, Kebutuhan Listrik

| No, | **Alat** | **Daya** | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | Pompa-01 | 7,5 | Hp | 5592,75 | watt | 5,59275 | kW |
| 2 | Pompa-02 | 10 | Hp | 7457 | watt | 7,457 | kW |
| 3 | Pompa-03 | 0,75 | Hp | 559,275 | watt | 0,559275 | kW |
| 4 | Pompa-04 | 0,5 | Hp | 372,85 | watt | 0,37285 | kW |
| 5 | Pompa-05 | 0,5 | Hp | 372,85 | watt | 0,37285 | kW |
| 6 | Pompa Utilitas-01 | 25 | Hp | 18642.5 | watt | 18,6425 | kW |
| 7 | Pompa Utilitas-02 | 20 | Hp | 14914 | watt | 14,914 | kW |
| 8 | Pompa Utilitas-03 | 20 | Hp | 14914 | watt | 14,914 | kW |
| 9 | Pompa Utilitas-04 | 15 | Hp | 11185,5 | watt | 11,1855 | kW |
| 10 | Pompa Utilitas-05 | 7.5 | Hp | 5592,75 | watt | 5,59275 | kW |
| 11 | Pompa Utilitas-06 | 7.5 | Hp | 5592,75 | watt | 5,59275 | kW |
| 12 | Pompa Utilitas-07 | 5 | Hp | 3728,5 | watt | 3,7285 | kW |
| 13 | Pompa Utilitas-08 | 7,5 | Hp | 5592,75 | watt | 5,59275 | kW |
| 14 | Blower Utilitas Furnace | 30 | Hp | 22371 | watt | 22,371 | kW |
| 15 | Compresor Utilitas | 5 | Hp | 3728,5 | watt | 3,7285 | kW |
| 16 | Cooling Tower | 20 | Hp | 14914 | watt | 14,914 | kW |
| 17 | Bak Pencampur Cepat | 0,5 | Hp | 372,85 | watt | 0,37285 | kW |
| 18 | Klarifier | 3 | Hp | 2237,1 | watt | 2,2371 | kW |
| | **Total Daya** | 185,25 | **Hp** | 138140,925 | watt | 138,140925 | kW |

Maka daya total untuk kebutuhan proses adalah = 138,1409 kW

**Kebutuhan listrik untuk Proses**

Angka keamanan diambil 20%, sehingga kebutuhan listrik proses menjadi = 165,7691 kW

**Kebutuhan listrik untuk Instrumentasi dan control**

Angka kebutuhan sebesar 10%, sehingga kebutuhan listrik instrument sebesar = 13,8141 kW

**Kebutuhan listrik untuk laboratorium, rumah tangga, perkantoran, dll**

Angka kebutuhan sebesar 25%, sehingga kebutuhan listrik instrument sebesar = 34,5352 kW

**Kebutuhan listrik total = 214,1184 kW**

Effisiensi daya diperkirakan sebesar 80%, oleh karena itu

listrik yg disediakan sebesar 267,6480 kW

Listrik dipenuhi dengan membeli dari PLN, namun disediakan juga generator untuk cadangan apabila terjadi pemadaman.

**4.1. GENERATOR (G-01)**

Tugas : Membangkitkan listrik sebagai cadangan untuk keperluan proses, utilitas, dan umum

Jenis : Generator bahan bakar fuel oil

Data :

Total Listrik = 267,6480 kW = 358,6468 Hp = 963.532,9519 kJ/jam

Kebutuhan bahan bakar

Dianggap listrik padam dalam satu minggu selama 5 jam

Effisiensi motor diesel = 80%

Effisiensi bahan bakar = 70%

Tenaga yang harus disediakan generator = $\frac{358{,}6468\ \text{Hp}}{80\%} = 448{,}3105\ Hp$

Tenaga yang harus disediakan bahan bakar = $\frac{448{,}3105}{70\%} = 640{,}4435\ Hp = 456{,}316\ BTU/s$

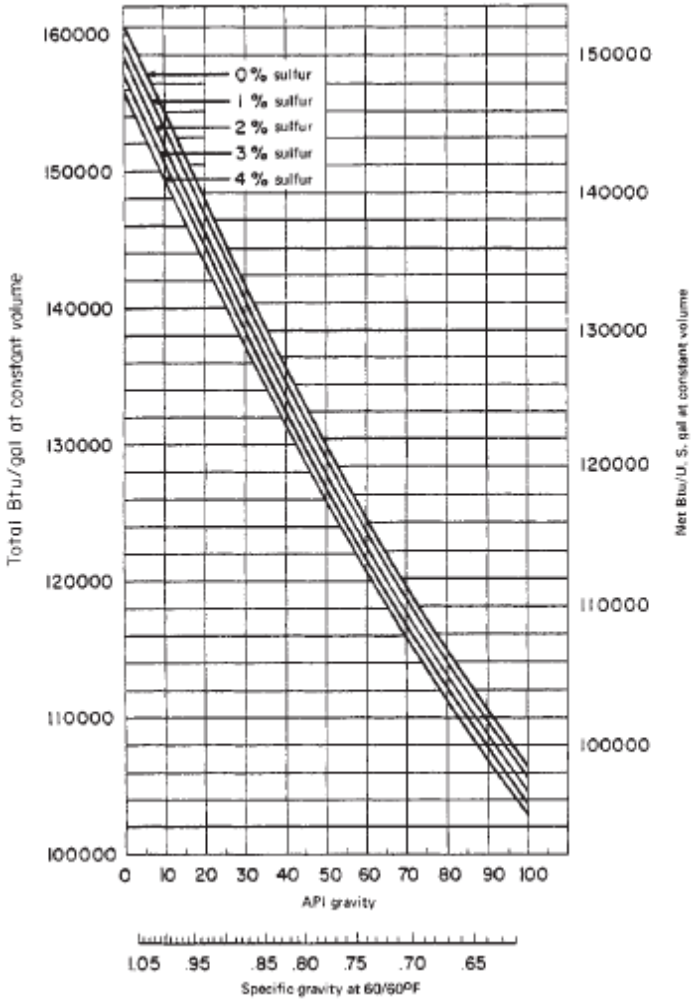
Bahan bakar yang digunakan adalah low sulphur No, 6 F,O, (12,6$^{o}$ API)

**TABLE 27-6 Typical Ultimate Analyses of Petroleum Fuels**

| Composition, % | No. 1 fuel oil (41.5° A.P.I.) | No. 2 fuel oil (33° A.P.I.) | No. 4 fuel oil (23.2° A.P.I.) | Low sulfur, No. 6 F.O. (12.6° A.P.I.) | High sulfur, No. 6 (15.5° A.P.I.) |
|---|---|---|---|---|---|
| Carbon | 86.4 | 87.3 | 86.47 | 87.26 | 84.67 |
| Hydrogen | 13.6 | 12.6 | 11.65 | 10.49 | 11.02 |
| Oxygen | 0.01 | 0.04 | 0.27 | 0.64 | 0.38 |
| Nitrogen | 0.003 | 0.006 | 0.24 | 0.28 | 0.18 |
| Sulfur | 0.09 | 0.22 | 1.35 | 0.84 | 3.97 |
| Ash | <0.01 | <0.01 | 0.02 | 0.04 | 0.02 |
| C/H Ratio | 6.35 | 6.93 | 7.42 | 8.31 | 7.62 |

NOTE: The C/H ratio is a weight ratio.

Untuk menenentukan heating value digunakan fig 27.3




Didapatkan heating value = 147.000 BTU/U.S. Gall
Densitas fuel oil = 0,92 kg/liter

Bahan Bakar yang diperlukan = $\frac{456{,}316\ BTU/s}{147000\ \text{BTU/U,S,Gall}} = 0{,}0031\frac{gall}{s} = 0{,}0118\frac{liter}{s}$

Massa Bahan bakar yang diperlukan = $0{,}0118\ \frac{liter}{s} \times 0{,}92\frac{Kg}{liter} = 0{,}0108\frac{kg}{s} = 38{,}9181\frac{kg}{jam}$

Kebutuhan fuel oil dalam sebulan = $38{,}9181\frac{kg}{jam} \times \frac{20\ jam}{1\ bulan} = 778{,}362\ kg/bulan$

**5. Kebutuhan Bahan Bakar**

Kebutuhan bahan bakar *fuel oil* digunakan untuk keperluan bahan bakar furnace sebanyak 194.182,5445 kg/bulan dan untuk menggerakkan generator sebagai pembangkit listrik sebanyak 778,362 kg/bulan diperoleh dari PT PERTAMINA,

**1.1. Tangki Bahan Bakar (TB-01)**

Tugas : Menyimpan bahan bakar untuk furnace dan generator selama 1 bulan

Jenis : Tangki Silinder Horizontal

Bahan : *Carbon Steel* Type SA 167

Jumlah : 1 tangki

Kondisi Operasi : Suhu : 30 C

Tekanan : 1 atm

a. Kapasitas

ρ = 920 kg/m3 = 3,4826 kg/gall

NHV = 147.000 BTU/gall

Kebutuhan bahan bakar = 194.960,9065 kg/bulan

Volume BB = $\frac{194.960{,}9065 \frac{\text{kg}}{\text{bulan}}}{920 \frac{\text{kg}}{\text{m3}}} = 211{,}914 \frac{m3}{bulan}$

Volume tangki dibuat overdesign 20%

Vt = $1{,}2 \times 211{,}914 \frac{m3}{bulan}$ = 254,2968m3 = 1.599,5271 barrel

b. Menghitung Dimensi tangki

Dipilih ukuran tangki standar dari Appendik E item 1, Brownell and Young yang mendekati 1.599,5271 barrel,

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 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | Approx. Capacity | Tank Height (ft) | | | | | | | | |
| Tank Diameter | per Foot of Height | 12 | 18 | 24 | 30 | 36 | 42 | 48 | 54 | 60 |
| | | Number of Courses in Completed Tank | | | | | | | | |
| (ft) | (bbl) | 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 | 3,150 | 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 | 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 | $D = 194$ | |
| | | | | | | | | $D = 219$ | | |

di dapat kapasitas standar 1680 bbl

$D_{standar\ tangki}$ = 20 ft

= 239,9878 in

= 6,0957 m

$H_{standar\ tangki}$ = 30 ft

= 359,9817 in

= 9,1435 m

c. Menentukan tebal silinder

$$t_s = \frac{P,ri}{f,E-0,6P} + C$$ (Brownell & Young, 1959 hal : 254)

Keterangan

$t_s$ = ketebalan dinding shell (in)

P = tekanan operasi (psi)

ri = jari-jari silinder (in)

f = nilai tegangan material (psi)

Digunakan Carbon Steel Type SA 167 dengan 18750 psi (Appendix D, Brownell, hal 342)

E = Efisiensi sambungan = 0,8 (jenis sambungan las : *single welded butt*) (Tabel 13,2 Brownell & Young 1959, hal : 254)

C = Korosi yang diizinkan = 0,25 in (fig, 13,8 Brownell & Young 1959, hal : 262)

Tekanan desain 5-10% di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1988 hal, 637), Tekanan desain yang dipilih 10% diatasnya,

$P_{desain}$ = 1,1 x $P_{operasi}$

= 1,1 x 1 atm

= 1,1 x 14,696 psi

= 16,17 psi

Jari – jari silinder = $\frac{239,9878}{2} = 119,9939\ in$

$$t_s = \frac{16,17 \text{ psi x } 119,9939 \text{ in}}{18.750 \text{ psi x } 0,8 - 0,6 \text{ x } 16,17 \text{ psi}} + 0,25$$

$t_s = 0,3794$ in

Sehingga digunakan tebal shell standard 0,4375 in atau 7/16 in

d. Menentukan jumlah *course*

Ukuran lebar plate standar 6, 8, dan 10 ft, sedangkan tinggi tangki sebesar 42 ft, Maka lebih baik digunakan plate ukuran 6 ft,

L = 6 ft

(*Appendix* E, *item*, Brownell and Young, 1959)

Jumlah *course* = $\frac{30 \text{ ft}}{6 \text{ ft}}$

= 5 buah

e. Desain *Head* (atap)

Bentuk atap yang digunakan adalah torispherical flanged and dished head,

**Menghitung tebal *head* minimum**

Menentukan tebal *head* dengan menggunakan persamaan :

$$t_h = \frac{0,885, P, rc}{fE - 0,1P} + C$$

(Brownell & Young, 1959 hal : 258)

Keterangan,

th = Tebal *head* (in)

P = tekanan operasi (psi)

ri = jari-jari silinder (in)

f = nilai tegangan material, psi untuk material *Stainless steel SA-167*

= 18.750 psi

E = Efisiensi sambungan = 0,8 (jenis sambungan las : *single welded butt*) (Tabel 13,2 Brownell & Young 1959, hal : 254)

C = Korosi yang diizinkan = 0,25 in (fig, 13,8 Brownell & Young 1959, hal : 262)

$$t_h = \frac{1617 \text{ psi x } 119{,}9939 \text{ in x } 0{,}885}{18750 \text{ psi x } 0{,}8 - 0{,}1 \text{ x } 16{,}17 \text{ psi}} + 0{,}25$$

$t_h = 0{,}3645$ in

Untuk th yang digunakan masih sesuai standar 0,375 in atau 3/8 in sesuai (Brownell and Young,1959 hal : 258),

**Menentukan *Depth of dish* (b)**

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$ (Brownell and Young, 1959 hal: 87)

$a = \frac{ID_s}{2}$

$a = \frac{239{,}9878}{2}$

a = 119,9939 in

$OD = ID_s + 2\ t_s$

OD = 239,9878 + 2 x 0,375

OD = 240,7388 in

Dari tabel 5.7 (Brownell & Young, 1959 hal 91) untuk OD standard, diperoleh data sebagai berikut :

icr = 14,4375 in

r = 180

mencari AB dan BC

AB = a – icr

AB = 119,9939 in – 14,4375 in

AB = 105,5564 in

BC = r – icr

BC = 180 in – 14,4375 in

BC = 165,5625 in

$b = 180 \text{ in} - \sqrt{(180 - 14{,}4375)^2 - (119{,}9939 - 14{,}4375)^2}$

b = 52,4508 in

Tinggi *head* (OA)

OA $= t_h + b + sf$

Nilai sf yang dipilih 2 in Tabel 5.8 (Brownell and Young, 1959)

OA = 0,375 in + 52,4508 in + 2 in

= 54,5258 in

= 4,5688 ft

Tinggi Tangki Total

$H_{\text{tangki total}} = H_{\text{tangki}} + H_{head}$

= 30 ft + 4,5688 ft

= 34,5688 ft

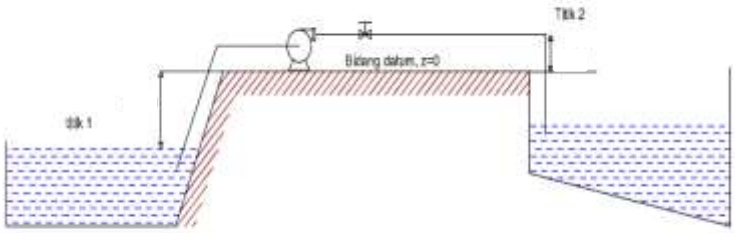
6. POMPA UTILITAS

6.1.POMPA UTILITAS (PU-01)

Tugas : Untuk memompakan air dari sungai ke bak penampung awal sebanyak 781.932,36 Kg/jam.

Jenis : Pompa multi stage

Sketsa :




Gambar 23. Sistem aliran pompa utilitas 1

Data :

Suhu fluida : 30 $^{o}$C

Tekanan : 1 atm

Densitas fluida : 1022,88 kg/m$^3$ :

Viskositas : 0,1435 cp : 0,00014 kg/ms

Kecepatan Massa Aliran : 718.932,36 kg/jam

**1. Menentukan titik pemompaan**

Titik 1 suction

Titik Suction head : -5 m

Tekanan Suction head : 1 atm

Titik 2 discharge

Tinggi discharge head : 0 m

Tekanan discharge head : 1 atm

**2. Pemilihan Pipa**

A. Diameter Pipa Optimum

Digunakan pipa stainless stell dengan diameter optimum

$D_{opt} = 0{,}363 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$

(Pers 15 Peter & Timmerhaus)

Dengan :

Dopt = Diameter Optimum (m)

Q = Kecepatan Volume Cairan ($m^3/s$)

ρ = Densitas campuran ($kg/m^3$)

$$Q = \frac{718.932{,}36\ \text{kg/jam}}{1022{,}88\ \text{kg/m3}} = 764{,}4454\ \frac{m3}{jam} = 0{,}2123\,\frac{m3}{s}$$

$$D_{opt} = 0{,}363\ \times\ 0{,}2123^{0{,}45} \times 1022{,}88^{0{,}13}$$

$$D_{opt} = 0{,}4449\ m = 17{,}5194\ in$$

B. Pemilihan Pipa Standar

Pipa standar dipilih berdasarkan table 11 kern, di dapatkan:

NPS = 18 in

ID = 17,25 in = 0,4381 m

OD = 18 in

Sch no, = 20

Ap = 234 $in^2$ = 0,1509 $m^2$

Kecepatan aliran linier dalam pipa

$$V = \frac{Q}{Ap}$$

$$V = \frac{764{,}4454\ \frac{m^3}{jam}}{0{,}1509\ \text{m}^2} 5.063{,}6345\,\frac{m}{jam} = 1{,}4066\,\frac{m}{s}$$

C. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho\ v\ ID}{\mu}$$

$$Re = \frac{1022{,}88\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\ \times 1{,}4066\frac{m}{s} \times 0{,}4381\ m}{0{,}000143\ \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$Re = 4.390.488{,}205$$

D. Bahan Konstruksi pipa :

Dipilih bahan pipa dari commercial steel dengan ID = 17,25 in, sehingga $\frac{\epsilon}{D}$ (kekasaran relative) dapat didapat dari fig 126 G,G, Brown hal 141

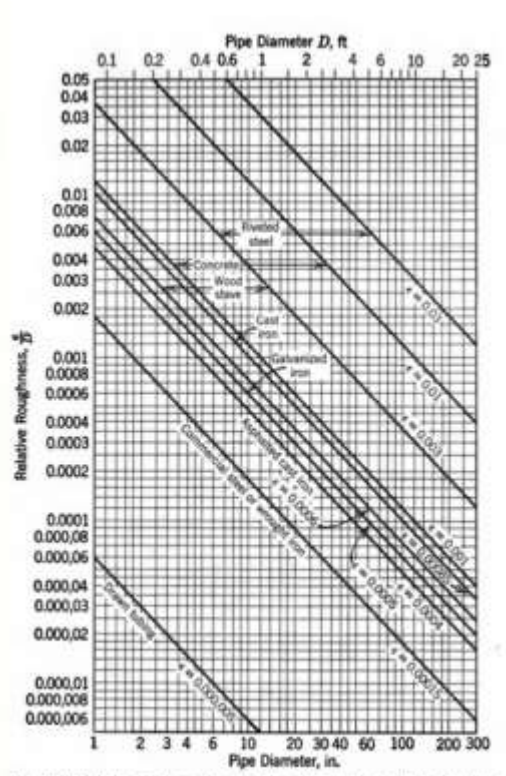



Fig. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[1]

Maka di dapat $\frac{\in}{D} = 0{,}00009$

Dicari factor friksi dari fig125, G,G Brown hal 140 di dapat f = 0,00095

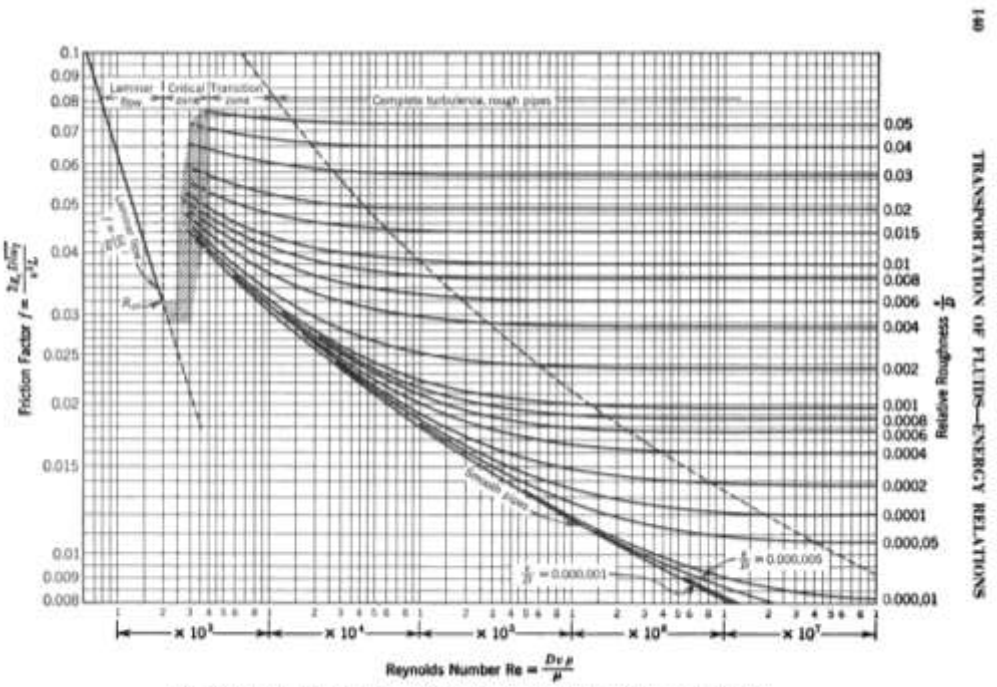



Fig. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[1]

E. Merancang Pemipaan dan Fitting

Menghitung panjang ekuivalen dan panjang pipa dari brown fig,127 dengan ID = 6,065 in

| **Equivalent length** | **Jumlah** | **Le (ft)** | **Sig Le (ft)** | **Sig Le (m)** |
|---|---|---|---|---|
| sudden enlargement | 1 | 52 | 52 | 15,850 |
| sudden constraction | 1 | 20 | 20 | 6,069 |
| standart elbow | 2 | 120 | 240 | 73,152 |
| globe valve | 1 | 350 | 350 | 106,680 |
| check valve | 1 | 140 | 140 | 42,672 |
| Panjang eqivalent | | | 802 | 244,450 |

Panjang pipa lurus = 50 m
Panjang pipa equivalen = 244,450 m
Panjang pipa total = 294,450 m

**3. Mengitung Head Pompa**

Head Pompa dihitung dengan persamaaan Bernouli

$$\frac{P1}{\rho} + Z1 + \frac{V1^2}{2\,g} + Hf + Hman = \frac{P2}{\rho} + Z2 + \frac{V2^2}{2\,g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$Hp = \frac{(P2 - P1)}{\gamma}$$

$$\gamma = \rho \times g$$

$$\gamma = 1022{,}88\,\frac{\text{kg}}{\text{m3}} \times 9{,}8\,\frac{\text{m}}{\text{s2}} = 10.024{,}1776\,\frac{\text{N}}{\text{m3}}$$

$$Hp = \frac{(1-1)atm \times \frac{101325\ N/m2}{atm}}{10.024{,}1776\,\frac{\text{N}}{\text{m3}}} = 0\ m$$

b. Velocity Head

$$Hv = \frac{(V2^2 - V1^2)}{2\,g}$$

$$Hv = \frac{((1{,}6309\ \frac{m}{s})^2 - (1{,}6309\ \frac{m}{s})^2)}{2 \times 9{,}8\,\frac{m}{s^2}} = 0$$

c. Static Head

$Hs = Z2 - Z1$

$Hs = 0 + 5 = 5\ m$

d. Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V^2 \times (L + Le)}{2 \times g \times ID}$$

$$Hf = \frac{0{,}00095 \times (1{,}4065\ \frac{m}{s})^2 \times 294{,}450\ \text{m}}{2 \times 9{,}8 \frac{m}{s^2} \times 0{,}4382\ m}$$

$Hf = 0{,}6897m$

Total Head Pompa

H man = HP + HV + HS + HF

H man = 6,1882 m = 20,3033 ft

**4. Menentukan Kecepatan Spesifik**

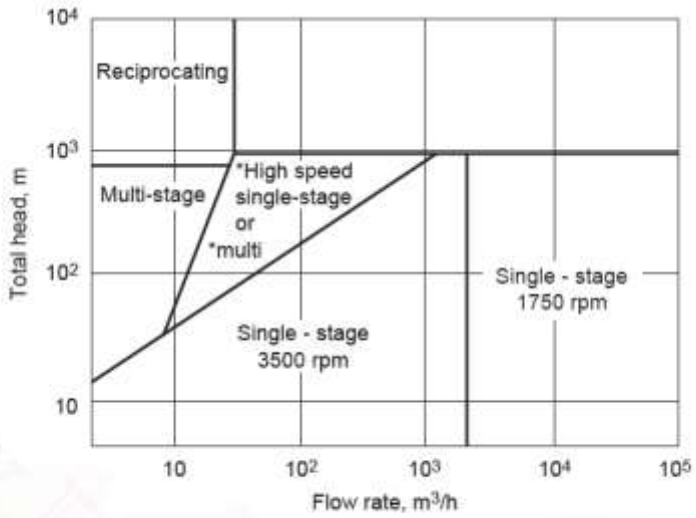



**Figure 5.10.** Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Berdasarkan gambar 5,10 Towler, G,K Sinnot, hal 245 didapatkan spesifikasi pompa, sebagai berikut:

Jenis pompa : Single stage
Kecepatan : 1750 rpm

$$Ns = \frac{n \times Q^{0,5}}{Hman^{0,75}}$$

Dengan :

Ns =Kecepatan Spesifik (rpm)

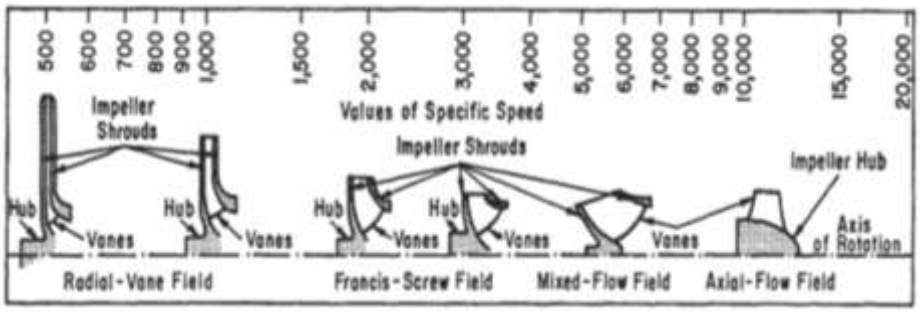
n = Putaran pompa (rpm)

Hman = Panjang Total Head Pompa (ft)

Q = Kecepatan Volume Cairan (gpm)

$$Ns = \frac{1750\ rpm\ \times\ 3.443{,}4481\ gpm^{0{,}5}}{20{,}3033\ ft^{0{,}75}}$$

$$Ns = 10.736{,}4108\ rpm$$




Dari nilai kecepatan spesifik digunakan impeller dengan tipe mixed – flow field

**5. Menentukan Brake Horse Power**

Debit Cairan = $764{,}4455\ \frac{m3}{jam} = 0{,}2123 \frac{m3}{s}$

Total Head Pompa = 6,1882 m

Effisiensi = 0.82% (fig, 10,63 hal 550 Peter Timmerhaus, 1991)

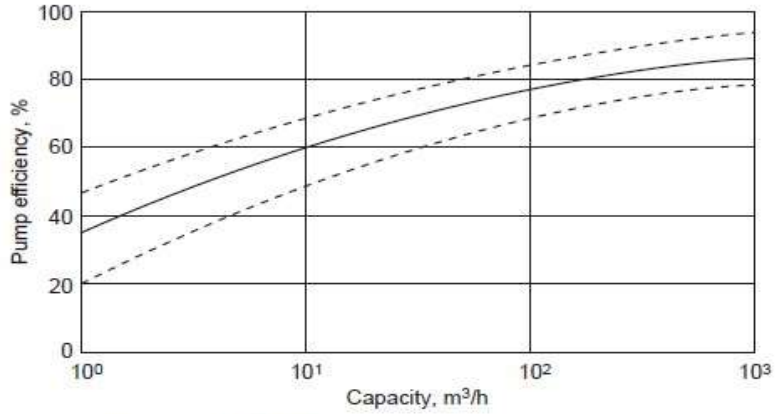



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

$BHP = \frac{Q\ H\ \rho}{eff}$ (persamaan 3-6 Ludwig vol 1 hal 130)

$$BHP = \frac{0{,}2123 \frac{m^3}{s} \times\ 6{,}1882\ \text{m} \times 1.022{,}88 \frac{\text{kg}}{\text{m3}}}{0{,}82}$$

$BHP = 1.639{,}1330$ kgm/s = 21,4726 hp

**Motor Penggerak**

dari fig 14,38 , Peter Timmerhaus

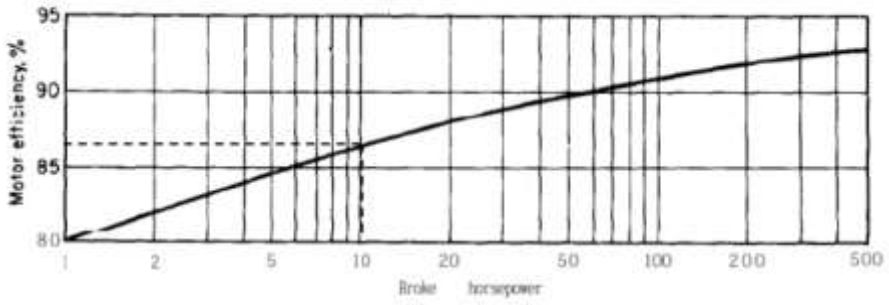



FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Effisiensi motor = 88%

$$Power\ Motor = \frac{BHP}{eff}$$

$$Power\ Motor = \frac{21{,}4726}{0{,}88} = 24{,}4007\ Hp$$

Dipakai motor standard dengan daya 25 Hp

*Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

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.

## 6. Net Positive Suction Head (NPSH)

### 1. NPSH yang tersedia (NPSHa)

$NPSHa = \frac{P}{\rho} + H - \frac{Pf}{\rho} - \frac{Pv}{\rho}$ (pers 5.7 coulson third edition)

Dengan :

NPSH = Net Positive Suction Head (m)

P = tekanan diatas cairan dalam wadah umpan (N/m2)

H = tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

ρ = densitas cairan pada suhu hisap pompa (kg/m3)

Pv = tekanan uap cairan pada suction (N/m2)

Pf = kehilangan tekanan pada pipa hisap (N/m2)

Menghitung tekanan uap cairan pada suction (Pv)
Pada T = 303,15 K

| Komponen | Massa | Mol | yi | Po(mmhg) | Pv |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 781.932,365 | 43.440,7 | 1,00 | 31,8649 | 31,865 |
| Jumlah | 781.932,365 | 43.440,7 | 1,00 | 31,8649 | 31,865 |

Pv = 3,865 mmHg = 0,0491 atm = 4.248,3038 N/m2

Menghitung kehilangan tekanan pda pipa hisap (Pf)

$Pf = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$ (pers 5,3 coulson third edition)

Dengan

Pf = Pressure drop in pipe (N/m2)

L = panjang pipa (m)

ID = pipe inside diameter (m)

V = fluid velocity (m/s)

f = friction factor

ρ = Densitas Fluida (kg/m3)

$$Pf = 8 \times 0{,}00095 \times \left(\frac{294{,}450\ m}{0{,}4382\ m}\right) \times \left(\frac{1.022{,}88\frac{kg}{m3} \times (1{,}4065\frac{m}{s})^2}{2}\right)$$

$$Pf = 5.167{,}89\ \frac{kg}{ms2} \times \frac{N}{kgm/s2} = 5.167{,}89\frac{N}{m2}$$

P = 1 atm = 101325 N/m2

H = 5 m

$$NPSHa = \frac{P}{\rho} + H - \frac{Pf}{\rho} - \frac{Pv}{\rho}$$

$$NPSHa = \frac{101325\ \frac{N}{m2}}{(1.002{,}9\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})} + 6\,m - \frac{5.167{,}89\ \frac{N}{m2}}{(1.022{,}9\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})} - \frac{4.248{,}304\ \frac{N}{m2}}{(1.022{,}9\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})}$$

$NPSHa = 9{,}1687$ m

**2. NPSHr**

NPSH yang diperlukan dihitung dengan

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{\text{N}}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} \times \text{Q}^{\frac{2}{3}}$$

Dengan

N = Kecepatan Putaran (rpm)

Q = Kecepatan Volume Cairan (m3/menit)

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{1750}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} \times 12{,}7407^{\frac{2}{3}}$$

$\text{NPSHr} = 7{,}4398$ m

$NPSHa >$ NPSHr

NPSHa yang tersedia lebih besar dari NPSH yang diperlukan, maka tidak terjadi kavitasi

## KESIMPULAN POMPA UTILITAS 1 (P-01)

Tugas : Untuk memompakan air dari sungai ke bak penampung awal sebanyak 781.932,36 Kg/jam.

Jenis : Pompa single stage

Pemilihan pipa :

NPS = 18 in

ID = 17,25 in = 0,4382 m

OD = 18 in

Sch no, = 80

Ap = 234 $in^2$ = 0,1509 $m^2$

Panjang pipa total : 294,450 m

Head Pompa Total : 6,1882 m = 20,3033 ft

Kecepatan putar : 1750 rpm

BHP : 21,4726 hp

Effisiensi motor : 88%

Daya motor standard : 25 Hp

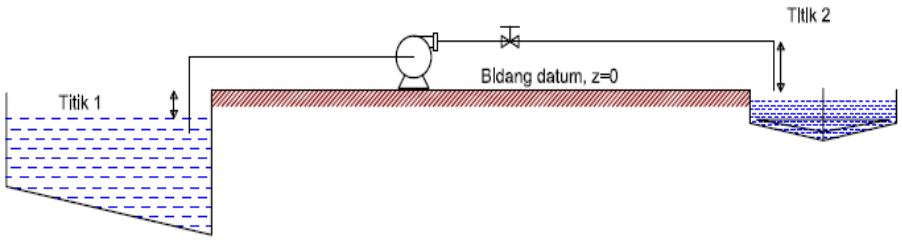
Jenis Impeller : tipe Axial – flow field

6.2.POMPA UTILITAS (PU-02)

Tugas : Untuk mengalirkan air dari bak pengrndapan awal ke bak pencampur cepat sebanyak 643.174,83 Kg/jam.

Jenis : Pompa single stage

Sketsa :




Gambar 24. Sistem aliran pompa utilitas 2

Data :

Suhu fluida : 30 $^{o}$C

Tekanan : 1 atm

Densitas fluida : 1.022,88 kg/m$^3$ :

Viskositas : 0,1435 cp : 0,00014 kg/ms

Kecepatan Massa Aliran : 643.147,83 kg/jam

**1. Menentukan titik pemompaan**

Titik 1 suction

Titik Suction head : 1 m

Tekanan Suction head : 1 atm

Titik 2 discharge

Tinggi discharge head : 5 m

Tekanan discharge head : 1 atm

**2. Pemilihan Pipa**

A. Diameter Pipa Optimum

Digunakan pipa stainless stell dengan diameter optimum

$D_{opt} = 0{,}363 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$

(Pers 15 Peter & Timmerhaus)

Dengan :

Dopt = Diameter Optimum (m)

Q = Kecepatan Volume Cairan ($m^3/s$)

ρ = Densitas campuran ($kg/m^3$)

$$Q = \frac{643.147{,}83 \text{ kg/jam}}{1.022{,}88 \text{ kg/m3}} = 628{,}7647 \frac{m3}{jam} = 0{,}1747 \frac{m3}{s}$$

$$D_{opt} = 0{,}363 \times 0{,}1747^{0{,}45} \times 1.022{,}88^{0{,}13}$$

$$D_{opt} = 0{,}4883\, m = 19{,}2229\, in$$

B. Pemilihan Pipa Standar

Pipa standar dipilih berdasarkan table 11 kern, di dapatkan:

NPS = 18 in

ID = 17,25 in = 0,4382 m

OD = 18 in

Sch no, = 20

Ap = 234 $in^2$ = 0,1509 $m^2$

Kecepatan aliran linier dalam pipa

$$V = \frac{Q}{Ap}$$

$$V = \frac{628{,}7647 \frac{m^3}{jam}}{0{,}1509 \text{ m}^2} = 4.164{,}8942 \frac{m}{jam} = 1{,}1569 \frac{m}{s}$$

C. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho\, v\, ID}{\mu}$$

$$Re = \frac{1.002{,}88 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1{,}1569 \frac{m}{s} \times 0{,}4382\, m}{0{,}000143 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$Re = 3.611.224{,}567$$

D. Bahan Konstruksi pipa :

Dipilih bahan pipa dari commercial steel dengan ID = 17,25 in, sehingga $\frac{\epsilon}{D}$ (kekasaran relative) dapat didapat dari fig 126 G,G, Brown hal 141

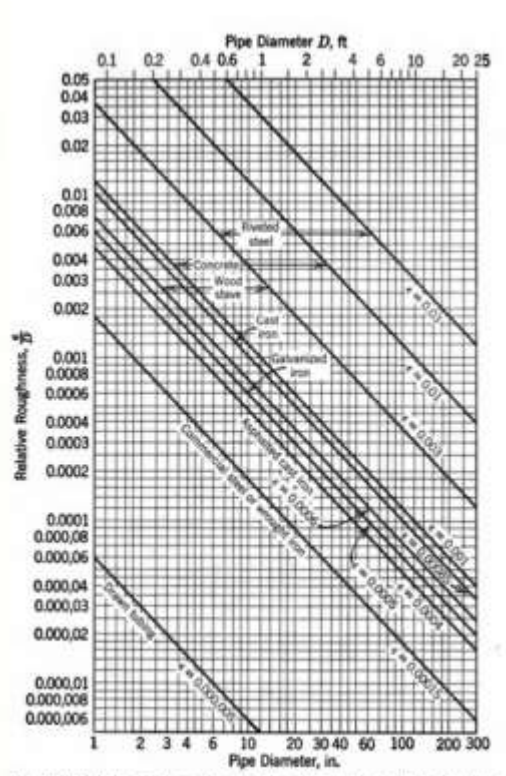



Fig. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[1]

Maka di dapat $\frac{\in}{D} = 0{,}00019$

Dicari factor friksi dari fig125, G,G Brown hal 140 di dapat f = 0,00095

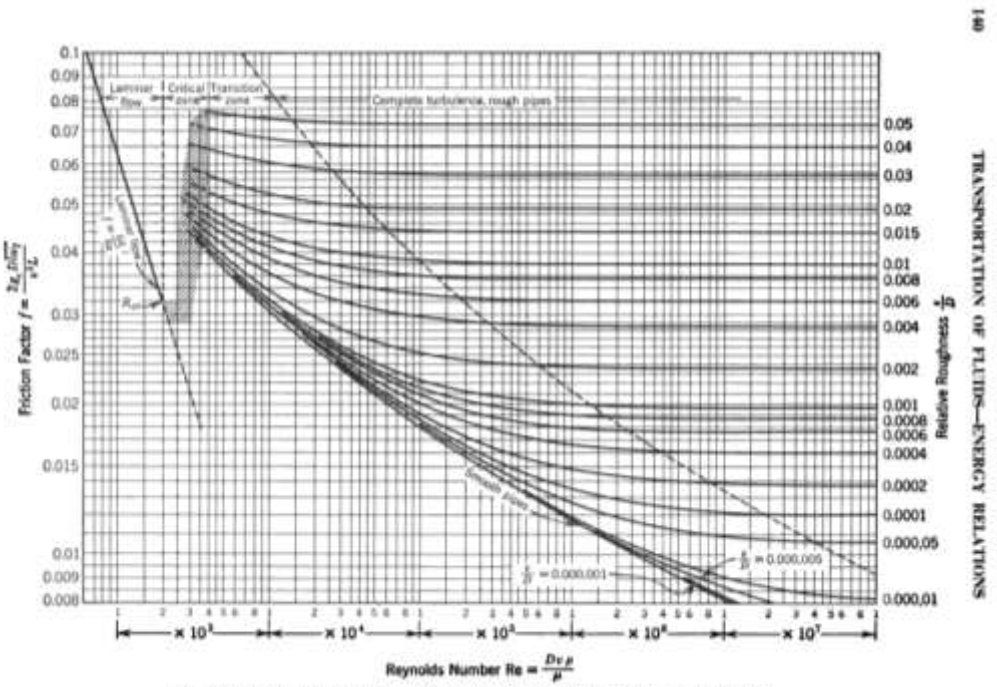



Fig. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[1]

E. Merancang Pemipaan dan Fitting

Menghitung panjang ekuivalen dan panjang pipa dari brown fig,127 dengan ID = 6,065 in

| Equivalent length | Jumlah | Le (ft) | Sig Le (ft) | Sig Le (m) |
|---|---|---|---|---|
| sudden enlargement | 1 | 50 | 50 | 15,240 |
| sudden constraction | 1 | 18 | 18 | 5,486 |
| standart elbow | 2 | 100 | 200 | 60,960 |
| globe valve | 1 | 320 | 320 | 97,536 |
| check valve | 1 | 110 | 110 | 33,528 |
| Panjang eqivalent | | | 698 | 212,750 |

Panjang pipa lurus = 50 m
Panjang pipa equivalen = 212,750 m
Panjang pipa total = 262,750 m

**3. Mengitung Head Pompa**

Head Pompa dihitung dengan persamaaan Bernouli

$$\frac{P1}{\rho} + Z1 + \frac{V1^2}{2\,g} + Hf + Hman = \frac{P2}{\rho} + Z2 + \frac{V2^2}{2\,g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$Hp = \frac{(P2 - P1)}{\gamma}$$

$$\gamma = \rho \times g$$

$$\gamma = 1.022{,}88\,\frac{\text{kg}}{\text{m3}} \times 9{,}8\,\frac{\text{m}}{\text{s2}} = 10.024{,}1776\,\frac{\text{N}}{\text{m3}}$$

$$Hp = \frac{(1-1)atm \times \frac{101325\ N/m2}{atm}}{10.024{,}1776\,\frac{\text{N}}{\text{m3}}} = 0\ m$$

b. Velocity Head

$$Hv = \frac{(V2^2 - V1^2)}{2\,g}$$

$$Hv = \frac{((1{,}1569\ \frac{m}{s})^2 - (1{,}1569\ \frac{m}{s})^2)}{2 \times 9{,}8\,\frac{m}{s^2}} = 0$$

c. Static Head

$Hs = Z2 - Z1$

$Hs = 5 - 1 = 4\ m$

d. Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V^2 \times (L + Le)}{2 \times g \times ID}$$

$$Hf = \frac{0{,}00095 \times (1{,}1569\ \frac{m}{s})^2 \times 262{,}750\ \text{m}}{2 \times 9{,}8 \frac{m}{s^2} \times 0{,}4382\ m}$$

$Hf = 0{,}7173\ m$

Total Head Pompa

H man = HP + HV + HS + HF

H man = 4,7173 m = 15,4774 ft

**4. Menentukan Kecepatan Spesifik**

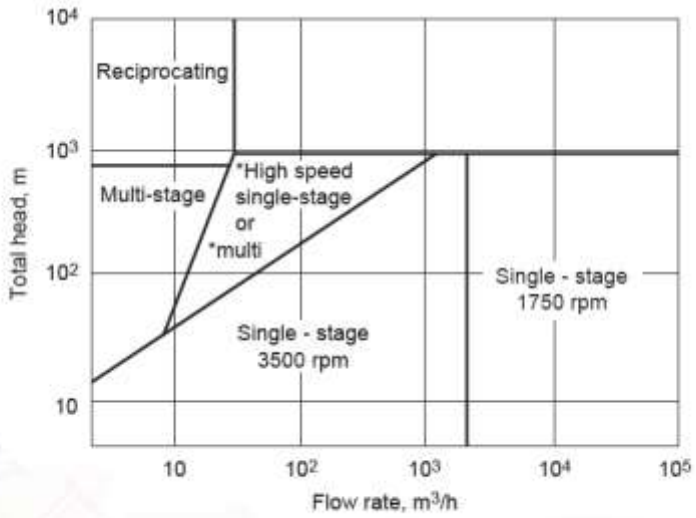



**Figure 5.10.** Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Berdasarkan gambar 5,10 Towler, G,K Sinnot, hal 245 didapatkan spesifikasi pompa, sebagai berikut:

Jenis pompa : Single stage
Kecepatan : 1750 rpm

$$Ns = \frac{n \times Q^{0,5}}{Hman^{0,75}}$$

Dengan :

Ns =Kecepatan Spesifik (rpm)

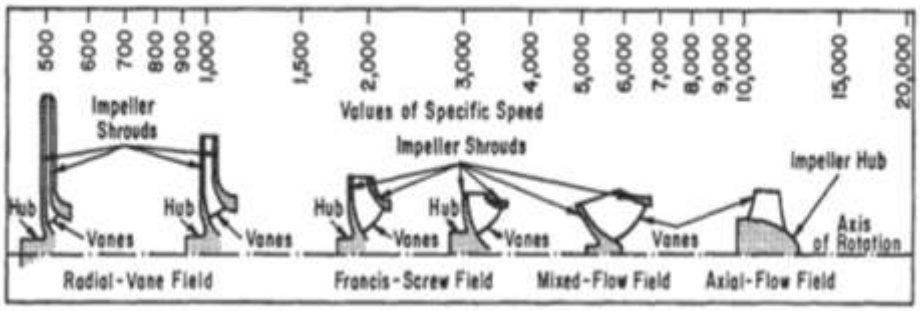
n = Putaran pompa (rpm)

Hman = Panjang Total Head Pompa (ft)

Q = Kecepatan Volume Cairan (gpm)

$$Ns = \frac{1.750\ rpm\ \times\ 2.832{,}2732\ gpm^{0{,}5}}{15{,}4774\ ft^{0{,}75}}$$

$$Ns = 11.935{,}2659\ rpm$$




Dari nilai kecepatan spesifik digunakan impeller dengan tipe axial – flow field

**5. Menentukan Brake Horse Power**

Debit Cairan = $628{,}7647\ \frac{m3}{jam} = 0{,}1747 \frac{m3}{s}$

Total Head Pompa = 4,7173 m

Effisiensi = 0.82% (fig, 10,63 hal 550 Peter Timmerhaus, 1991)

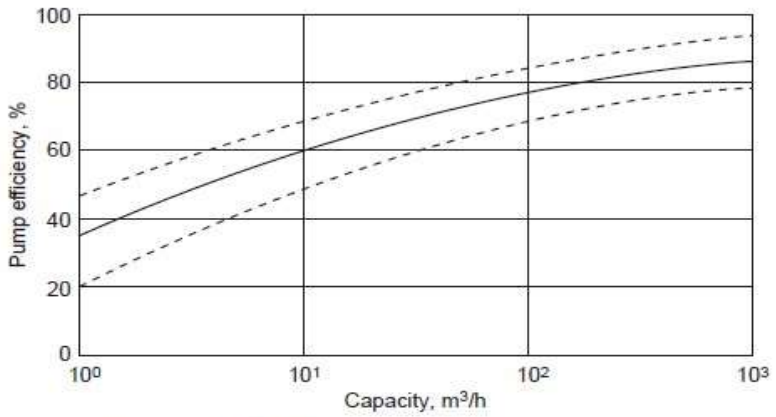



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

$BHP = \frac{Q\ H\ \rho}{eff}$ (persamaan 3-6 Ludwig vol 1 hal 130)

$$BHP = \frac{0{,}1747 \frac{m^3}{s} \times\ 4{,}7173\ \text{m} \times 1.022{,}88 \frac{\text{kg}}{\text{m3}}}{0{,}82}$$

$BHP = 1.027{,}7471$ kgm/s = 13,4635 hp

**Motor Penggerak**

dari fig 14,38 , Peter Timmerhaus

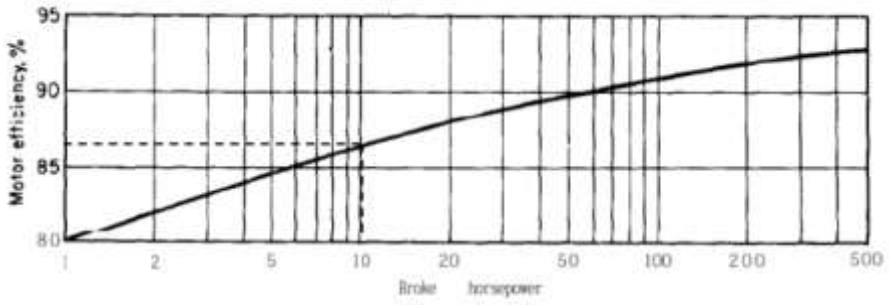



FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Effisiensi motor = 87%

$$Power\ Motor = \frac{BHP}{eff}$$

$$Power\ Motor = \frac{13{,}4635}{0{,}87} = 15{,}4753\ Hp$$

Dipakai motor standard dengan daya 20 Hp

*Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

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.

## 6. Net Positive Suction Head (NPSH)

### 1. NPSH yang tersedia (NPSHa)

$NPSHa = \frac{P}{\rho} + H - \frac{Pf}{\rho} - \frac{Pv}{\rho}$ (pers 5.7 coulson third edition)

Dengan :

NPSH = Net Positive Suction Head (m)

P = tekanan diatas cairan dalam wadah umpan (N/m2)

H = tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

ρ = densitas cairan pada suhu hisap pompa (kg/m3)

Pv = tekanan uap cairan pada suction (N/m2)

Pf = kehilangan tekanan pada pipa hisap (N/m2)

Menghitung tekanan uap cairan pada suction (Pv)
Pada T = 303,15 K

| Komponen | Massa | Mol | yi | Po(mmhg) | Pv |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 643.147,830 | 35.730,435 | 1,00 | 31,8649 | 31,865 |
| Jumlah | 643.147,830 | 35.730,435 | 1,00 | 31,8649 | 31,865 |

Pv = 3,865 mmHg = 0,0491 atm = 4.248,3038 N/m2

Menghitung kehilangan tekanan pda pipa hisap (Pf)

$Pf = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$ (pers 5,3 coulson third edition)

Dengan

Pf = Pressure drop in pipe (N/m2)

L = panjang pipa (m)

ID = pipe inside diameter (m)

V = fluid velocity (m/s)

f = friction factor

ρ = Densitas Fluida (kg/m3)

$$Pf = 8 \times 0{,}00095 \times \left(\frac{262{,}750\ m}{0{,}4382\ m}\right) \times \left(\frac{1.022{,}88\frac{kg}{m3} \times (1{,}1569\frac{m}{s})^2}{2}\right)$$

$$Pf = 3.119{,}8155\ \frac{kg}{ms2} \times \frac{N}{kgm/s2} = 3.119{,}8155\frac{N}{m2}$$

P = 1 atm = 101325 N/m2

H = 5 m

$$NPSHa = \frac{P}{\rho} + H - \frac{Pf}{\rho} - \frac{Pv}{\rho}$$

$$NPSHa = \frac{101325\ \frac{N}{m2}}{(1.022{,}9\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})} + 5\ m - \frac{3.119{,}8155\ \frac{N}{m2}}{(1.022{,}9\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})} - \frac{4.248{,}304\ \frac{N}{m2}}{(1.0229\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})}$$

$NPSHa = 14{,}3730$ m

**2. NPSHr**

NPSH yang diperlukan dihitung dengan

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{\text{N}}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} \times \text{Q}^{\frac{2}{3}}$$

Dengan

N = Kecepatan Putaran (rpm)

Q = Kecepatan Volume Cairan (m3/menit)

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{1.750}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} \times 10{,}4794^{\frac{2}{3}}$$

$\text{NPSHr} = 6{,}5269$ m

$NPSHa >$ NPSHr

NPSHa yang tersedia lebih besar dari NPSH yang diperlukan, maka tidak terjadi kavitasi

## KESIMPULAN POMPA UTILITAS 2 (P-02)

Tugas : Untuk memompakan air dari sungai ke bak penampung awal sebanyak 643.147,83 Kg/jam.

Jenis : Pompa single stage

Pemilihan pipa :

NPS = 18 in

ID = 17,25 in = 0,4382 m

OD = 18 in

Sch no, = 20

Ap = 234 $in^2$ = 0,1509 $m^2$

Panjang pipa total : 262,750 m

Head Pompa Total : 4,7173 m = 15,4774 ft

Kecepatan putar : 1750 rpm

BHP : 13,4635 hp

Effisiensi motor : 87%

Daya motor standard : 20 Hp

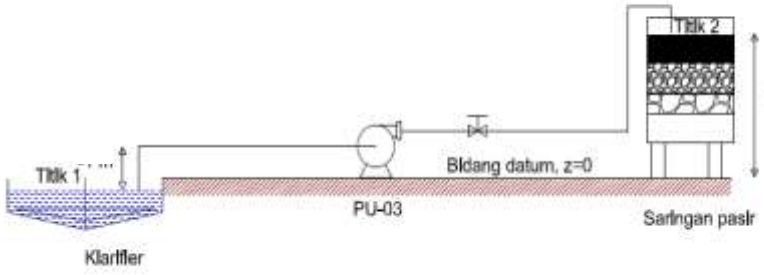
Jenis Impeller : tipe Axial – flow field

6.3.POMPA UTILITAS (PU-03)

Tugas : Untuk mengalirkan air dari Klarifier ke Saringan pasir sebanyak 610.990,44 Kg/jam

Jenis : Pompa single stage

Sketsa :




Gambar 24. Sistem aliran pompa utilitas 3

Data :

Suhu fluida : 30 $^{o}$C

Tekanan : 1 atm

Densitas fluida : 1.022,88 kg/m$^3$ :

Viskositas : 0,1435 cp : 0,00014 kg/ms

Kecepatan Massa Aliran : 610.990,44 kg/jam

**1. Menentukan titik pemompaan**

Titik 1 suction

Titik Suction head : 1 m

Tekanan Suction head : 1 atm

Titik 2 discharge

Tinggi discharge head : 5 m

Tekanan discharge head : 1 atm

**2. Pemilihan Pipa**

A. Diameter Pipa Optimum

Digunakan pipa stainless stell dengan diameter optimum

$D_{opt} = 0{,}363 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$

(Pers 15 Peter & Timmerhaus)

Dengan :

Dopt = Diameter Optimum (m)

Q = Kecepatan Volume Cairan ($m^3/s$)

ρ = Densitas campuran ($kg/m^3$)

$$Q = \frac{610.990{,}44 \text{ kg/jam}}{1.022{,}88 \text{ kg/m3}} = 597{,}3264 \ \frac{m3}{jam} = 0{,}1659 \frac{m3}{s}$$

$$D_{opt} = 0{,}363 \times 0{,}1659^{0{,}45} \times 1.022{,}88^{0{,}13}$$

$$D_{opt} = 0{,}3982 \ m = 15{,}6786 \ in$$

B. Pemilihan Pipa Standar

Pipa standar dipilih berdasarkan table 11 kern, di dapatkan:

NPS = 16 in

ID = 15,25 in = 0,3873 m

OD = 16 in

Sch no, = 30

Ap = 183 $in^2$ = 0,1181 $m^2$

Kecepatan aliran linier dalam pipa

$$V = \frac{Q}{Ap}$$

$$V = \frac{597{,}3264 \frac{m^3}{jam}}{0{,}1181 \ m^2} = 5.059{,}3223 \frac{m}{jam} = 1{,}4054 \ \frac{m}{s}$$

C. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho \ v \ ID}{\mu}$$

$$Re = \frac{1.022{,}88 \ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1{,}4054 \frac{m}{s} \times 0{,}3873 \ m}{0{,}000143 \ \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$Re = 3.878.140{,}619$$

D. Bahan Konstruksi pipa :

Dipilih bahan pipa dari commercial steel dengan ID = 15,25 in, sehingga $\frac{\in}{D}$ (kekasaran relative) dapat didapat dari fig 126 G,G, Brown hal 141

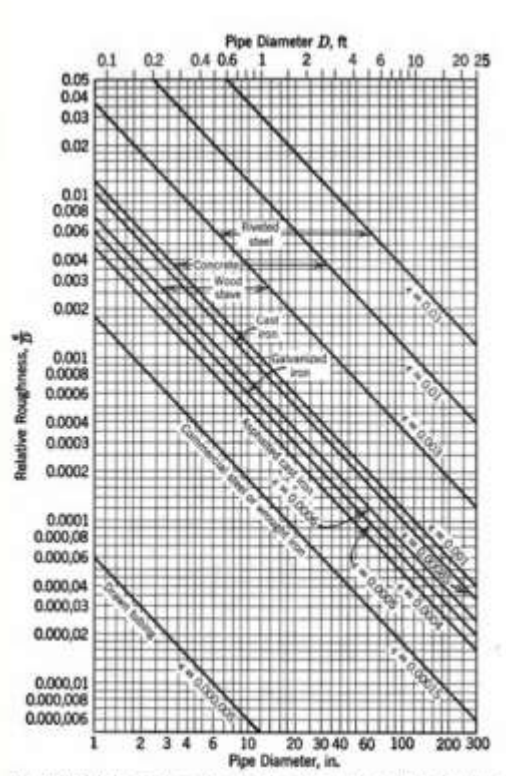



Fig. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[1]

Maka di dapat $\frac{\in}{D} = 0{,}00019$

Dicari factor friksi dari fig125, G,G Brown hal 140 di dapat f = 0,00094

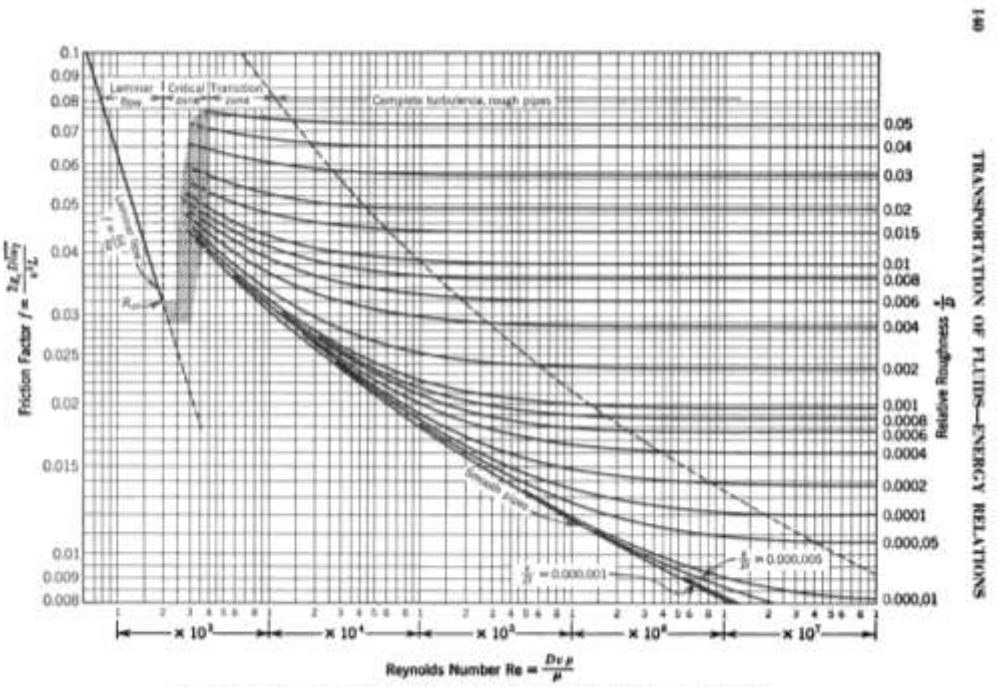



Fig. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[1]

E. Merancang Pemipaan dan Fitting

Menghitung panjang ekuivalen dan panjang pipa dari brown fig,127 dengan ID = 6,065 in

| **Equivalent length** | **Jumlah** | **Le (ft)** | **Sig Le (ft)** | **Sig Le (m)** |
|---|---|---|---|---|
| sudden enlargement | 1 | 50 | 50 | 15,240 |
| sudden constraction | 1 | 18 | 18 | 5,486 |
| standart elbow | 2 | 100 | 200 | 60,960 |
| globe valve | 1 | 320 | 320 | 97,536 |
| check valve | 1 | 110 | 110 | 33,528 |
| Panjang eqivalent | | | 698 | 212,750 |

Panjang pipa lurus = 50 m
Panjang pipa equivalen = 212,750 m
Panjang pipa total = 262,750 m

**3. Mengitung Head Pompa**

Head Pompa dihitung dengan persamaaan Bernouli

$$\frac{P1}{\rho} + Z1 + \frac{V1^2}{2\,g} + Hf + Hman = \frac{P2}{\rho} + Z2 + \frac{V2^2}{2\,g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$Hp = \frac{(P2 - P1)}{\gamma}$$

$$\gamma = \rho \times g$$

$$\gamma = 1.022{,}88\,\frac{\text{kg}}{\text{m3}} \times 9{,}8\,\frac{\text{m}}{\text{s2}} = 10.024{,}1776\,\frac{\text{N}}{\text{m3}}$$

$$Hp = \frac{(1-1)atm \times \frac{101325\ N/m2}{atm}}{10.024{,}1776\,\frac{\text{N}}{\text{m3}}} = 0\ m$$

b. Velocity Head

$$Hv = \frac{(V2^2 - V1^2)}{2\,g}$$

$$Hv = \frac{((1{,}4054\ \frac{m}{s})^2 - (1{,}4054\ \frac{m}{s})^2)}{2 \times 9{,}8\,\frac{m}{s^2}} = 0$$

c. Static Head

$Hs = Z2 - Z1$

$Hs = 5 - 1 = 4\ m$

d. Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V^2 \times (L + Le)}{2 \times g \times ID}$$

$$Hf = \frac{0{,}00094 \times (1{,}4054\ \frac{m}{s})^2 \times 262{,}750\ \text{m}}{2 \times 9{,}8 \frac{m}{s^2} \times 0{,}3874\ m}$$

$Hf = 0{,}9259\ m$

Total Head Pompa

H man = HP + HV + HS + HF

H man = 4,9259 m = 16,1618 ft

**4. Menentukan Kecepatan Spesifik**

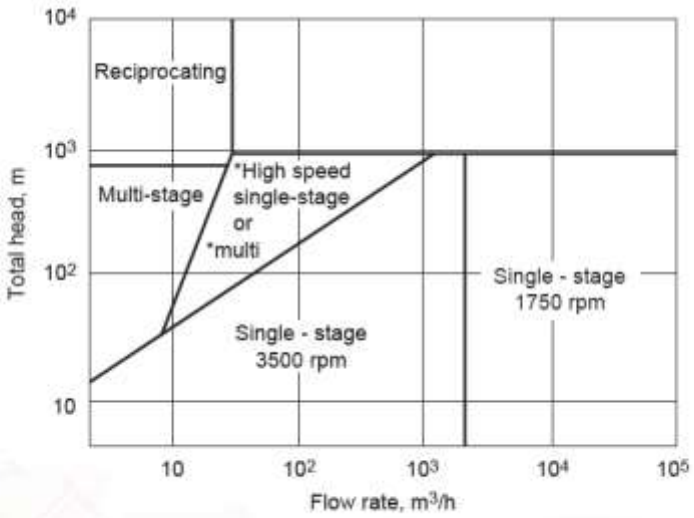



**Figure 5.10.** Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Berdasarkan gambar 5,10 Towler, G,K Sinnot, hal 245 didapatkan spesifikasi pompa, sebagai berikut:

Jenis pompa : Single stage
Kecepatan : 1.750 rpm

$$Ns = \frac{n \times Q^{0,5}}{Hman^{0,75}}$$

Dengan :

Ns =Kecepatan Spesifik (rpm)

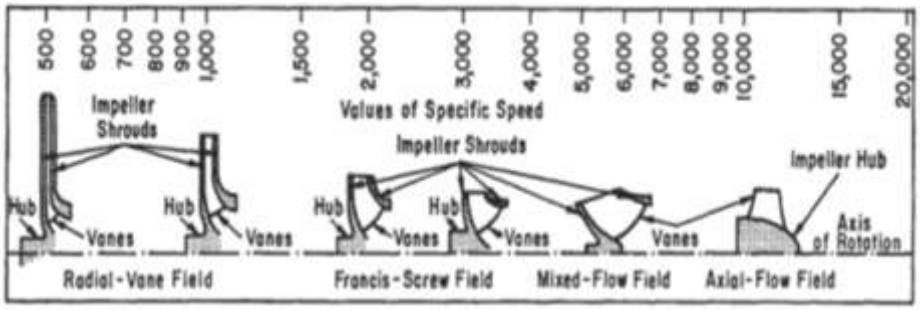
n = Putaran pompa (rpm)

Hman = Panjang Total Head Pompa (ft)

Q = Kecepatan Volume Cairan (gpm)

$$Ns = \frac{1.750\ rpm\ \times\ 2.690{,}6596\ gpm^{0{,}5}}{16{,}1618\ ft^{0{,}75}}$$

$$Ns = 11.261{,}6065\ rpm$$




Dari nilai kecepatan spesifik digunakan impeller dengan tipe axial – flow field

**5. Menentukan Brake Horse Power**

Debit Cairan = $597{,}3264\ \frac{m3}{jam} = 0{,}1659 \frac{m3}{s}$

Total Head Pompa = 4,9259 m

Effisiensi = 0.82% (fig, 10,63 hal 550 Peter Timmerhaus, 1991)

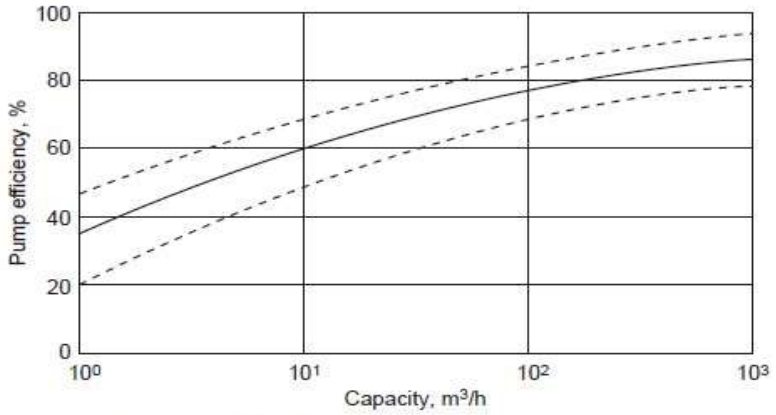



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

$BHP = \frac{Q\ H\ \rho}{eff}$ (persamaan 3-6 Ludwig vol 1 hal 130)

$$BHP = \frac{0{,}1659 \frac{m^3}{s} \times\ 4{,}9259\ \text{m} \times 1.022{,}88 \frac{\text{kg}}{\text{m3}}}{0{,}82}$$

$BHP = 1.019{,}5329$ kgm/s = 13.36 hp

**Motor Penggerak**

dari fig 14,38 , Peter Timmerhaus

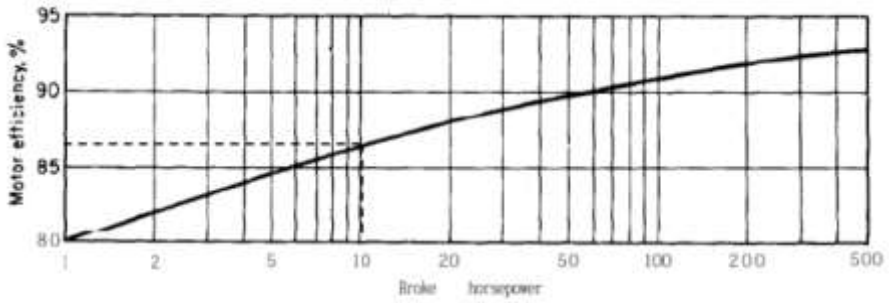



FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Effisiensi motor = 87%

$$Power\ Motor = \frac{BHP}{eff}$$

$$Power\ Motor = \frac{13{,}36}{0{,}87} = 15{,}3516\ Hp$$

Dipakai motor standard dengan daya 20 Hp

*Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

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.

## 6. Net Positive Suction Head (NPSH)

### 1. NPSH yang tersedia (NPSHa)

$NPSHa = \frac{P}{\rho} + H - \frac{Pf}{\rho} - \frac{Pv}{\rho}$ (pers 5.7 coulson third edition)

Dengan :

NPSH = Net Positive Suction Head (m)

P = tekanan diatas cairan dalam wadah umpan (N/m2)

H = tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

ρ = densitas cairan pada suhu hisap pompa (kg/m3)

Pv = tekanan uap cairan pada suction (N/m2)

Pf = kehilangan tekanan pada pipa hisap (N/m2)

Menghitung tekanan uap cairan pada suction (Pv)
Pada T = 303,15 K

| Komponen | Massa | Mol | yi | Po(mmhg) | Pv |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 610.990,44 | 33.9943,9 | 1,00 | 31,8649 | 31,865 |
| Jumlah | 610.990,44 | 33.943,9 | 1,00 | 31,8649 | 31,865 |

Pv = 3,865 mmHg = 0,0491 atm = 4.248,3038 N/m2

Menghitung kehilangan tekanan pda pipa hisap (Pf)

$Pf = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$ (pers 5,3 coulson third edition)

Dengan

Pf = Pressure drop in pipe (N/m2)

L = panjang pipa (m)

ID = pipe inside diameter (m)

V = fluid velocity (m/s)

f = friction factor

ρ = Densitas Fluida (kg/m3)

$$Pf = 8 \times 0{,}00094 \times \left(\frac{262{,}750\ m}{0{,}3873\ m}\right) \times \left(\frac{1.022{,}88\frac{kg}{m3} \times (1{,}4054\frac{m}{s})^2}{2}\right)$$

$$Pf = 5.152{,}6352\ \frac{kg}{ms2} \times \frac{N}{kgm/s2} = 5.152{,}6352\frac{N}{m2}$$

P = 1 atm = 101325 N/m2

H = 5 m

$$NPSHa = \frac{P}{\rho} + H - \frac{Pf}{\rho} - \frac{Pv}{\rho}$$

$$NPSHa = \frac{101325\ \frac{N}{m2}}{(1.022{,}9\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})} + 5\ m - \frac{5.152{,}6325\ \frac{N}{m2}}{(1.022{,}9\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})} - \frac{4.248{,}304\ \frac{N}{m2}}{(1.022{,}88\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})}$$

$NPSHa = 14{,}1702$ m

**2. NPSHr**

NPSH yang diperlukan dihitung dengan

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{\text{N}}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} \times \text{Q}^{\frac{2}{3}}$$

Dengan

N = Kecepatan Putaran (rpm)

Q = Kecepatan Volume Cairan (m3/menit)

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{1.750}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} \times 9{,}9554^{\frac{2}{3}}$$

$\text{NPSHr} = 6{,}3065$ m

$NPSHa >$ NPSHr

NPSHa yang tersedia lebih besar dari NPSH yang diperlukan, maka tidak terjadi kavitasi

## KESIMPULAN POMPA UTILITAS 3 (PU-03)

Tugas : Untuk memompakan air dari sungai ke bak penampung awal sebanyak 610.990,44 Kg/jam.

Jenis : Pompa single stage

Pemilihan pipa :

NPS = 16 in

ID = 15,25 in = 0,3873 m

OD = 16 in

Sch no, = 30

Ap = 183 $in^2$ = 0,1181 $m^2$

Panjang pipa total : 262,750 m

Head Pompa Total : 4,9259 m = 16,1619 ft

Kecepatan putar : 1.750 rpm

BHP : 13,3559 hp

Effisiensi motor : 87%

Daya motor standard : 20 Hp

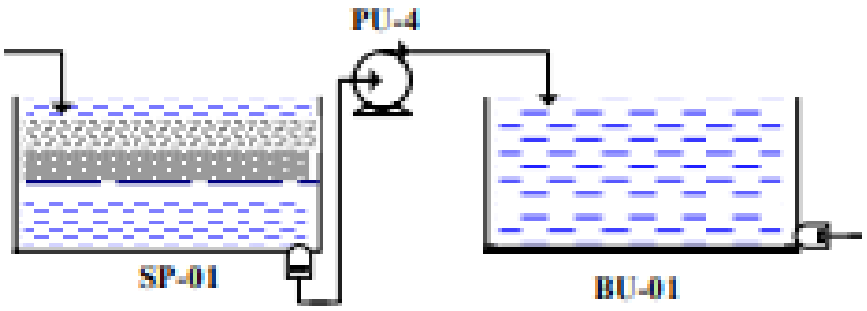
Jenis Impeller : tipe Axial – flow field

6.4.POMPA UTILITAS (PU-04)

Tugas : Untuk mengalirkan air dari Saringan pasir ke Bak umpan sebanyak 595.715,68Kg/jam

Jenis : Pompa single stage

Sketsa :




Gambar 24. Sistem aliran pompa utilitas 4

Data :

Suhu fluida : 30 $^{o}$C

Tekanan : 1 atm

Densitas fluida : 1.022,88 kg/m$^3$ :

Viskositas : 0,1435 cp : 0,00014 kg/ms

Kecepatan Massa Aliran : 595.715,68 kg/jam

**1. Menentukan titik pemompaan**

Titik 1 suction

Titik Suction head : 1 m

Tekanan Suction head : 1 atm

Titik 2 discharge

Tinggi discharge head : 5 m

Tekanan discharge head : 1 atm

**2. Pemilihan Pipa**

A. Diameter Pipa Optimum

Digunakan pipa stainless stell dengan diameter optimum

$D_{opt} = 0{,}363 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$

(Pers 15 Peter & Timmerhaus)

Dengan :

Dopt = Diameter Optimum (m)

Q = Kecepatan Volume Cairan ($m^3/s$)

ρ = Densitas campuran ($kg/m^3$)

$$Q = \frac{695.175{,}68\ \text{kg/jam}}{1.022{,}88\ \text{kg/m3}} = 582{,}3933\ \frac{m3}{jam} = 0{,}1618\,\frac{m3}{s}$$

$$D_{opt} = 0{,}363\ \times\ 0{,}16168^{0{,}45} \times 1.022{,}88^{0{,}13}$$

$$D_{opt} = 0{,}3937\ m = 15{,}5010\ in$$

B. Pemilihan Pipa Standar

Pipa standar dipilih berdasarkan table 11 kern, di dapatkan:

NPS = 16 in

ID = 15,25 in = 0,3873 m

OD = 16 in

Sch no, = 30

Ap = 183 $in^2$ = 0,1181 $m^2$

Kecepatan aliran linier dalam pipa

$$V = \frac{Q}{Ap}$$

$$V = \frac{582{,}3933\ \frac{m^3}{jam}}{0{,}1181\ \text{m}^2} = 4.932{,}8392\,\frac{m}{jam} = 1{,}3702\ \frac{m}{s}$$

C. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho\ v\ ID}{\mu}$$

$$Re = \frac{1.022{,}88\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1{,}3702\,\frac{m}{s} \times 0{,}3873\ m}{0{,}000143\ \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$Re = 3.781.187{,}11$$

D. Bahan Konstruksi pipa :

Dipilih bahan pipa dari commercial steel dengan ID = 15,25 in, sehingga $\frac{\in}{D}$ (kekasaran relative) dapat didapat dari fig 126 G,G, Brown hal 141

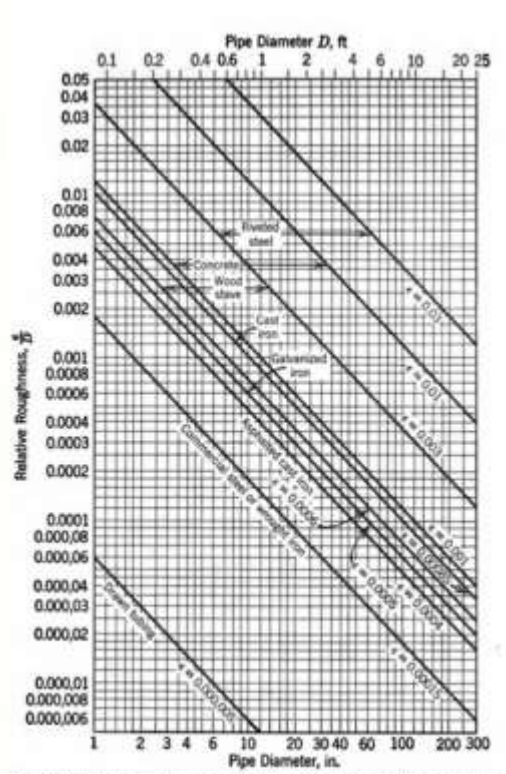



Fig. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[1]

Maka di dapat $\frac{\in}{D} = 0{,}00019$

Dicari factor friksi dari fig125, G,G Brown hal 140 di dapat f = 0,00092

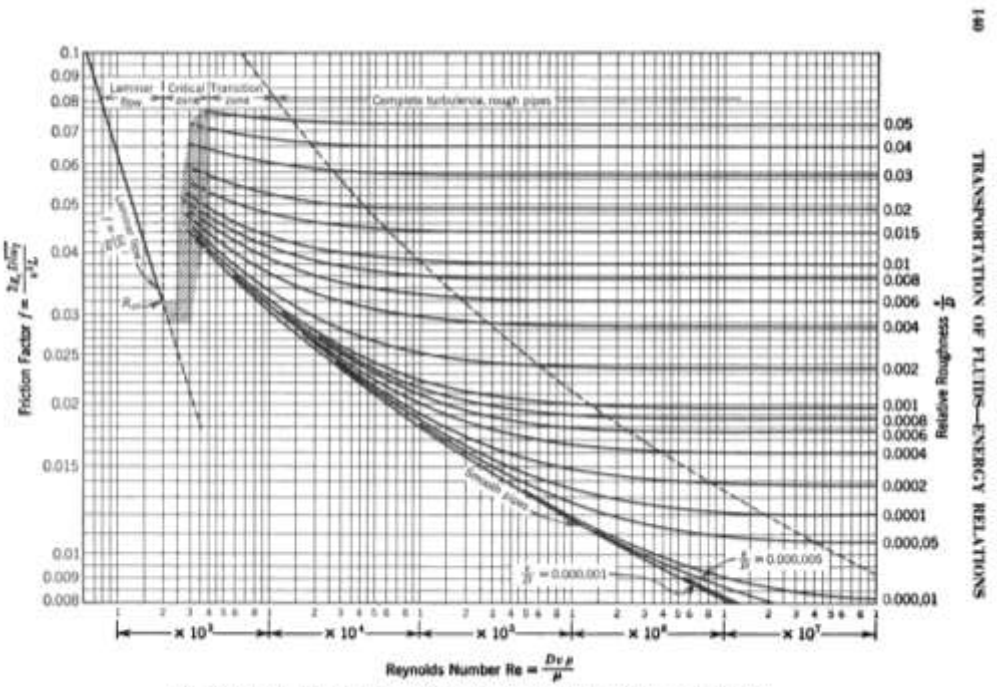



Fig. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[1]

E. Merancang Pemipaan dan Fitting

Menghitung panjang ekuivalen dan panjang pipa dari brown fig,127 dengan ID = 15,25 in

| **Equivalent length** | **Jumlah** | **Le (ft)** | **Sig Le (ft)** | **Sig Le (m)** |
|---|---|---|---|---|
| sudden enlargement | 1 | 50 | 50 | 15,240 |
| sudden constraction | 1 | 18 | 18 | 5,486 |
| standart elbow | 2 | 100 | 200 | 60,960 |
| globe valve | 1 | 320 | 320 | 97,536 |
| check valve | 1 | 110 | 110 | 33,528 |
| Panjang eqivalent | | | 698 | 212,750 |

Panjang pipa lurus = 50 m
Panjang pipa equivalen = 212,750 m
Panjang pipa total = 262,750 m

**3. Mengitung Head Pompa**

Head Pompa dihitung dengan persamaaan Bernouli

$$\frac{P1}{\rho} + Z1 + \frac{V1^2}{2\,g} + Hf + Hman = \frac{P2}{\rho} + Z2 + \frac{V2^2}{2\,g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$Hp = \frac{(P2 - P1)}{\gamma}$$

$$\gamma = \rho \times g$$

$$\gamma = 1.022{,}88\,\frac{\text{kg}}{\text{m3}} \times 9{,}8\,\frac{\text{m}}{\text{s2}} = 10.024{,}1776\,\frac{\text{N}}{\text{m3}}$$

$$Hp = \frac{(1-1)atm \times \frac{101325\ N/m2}{atm}}{10.024{,}1776\,\frac{\text{N}}{\text{m3}}} = 0\ m$$

b. Velocity Head

$$Hv = \frac{(V2^2 - V1^2)}{2\,g}$$

$$Hv = \frac{((1{,}3702\ \frac{m}{s})^2 - (1{,}3702\ \frac{m}{s})^2)}{2 \times 9{,}8\,\frac{m}{s^2}} = 0$$

c. Static Head

$Hs = Z2 - Z1$

$Hs = 5 - 1 = 4\ m$

d. Friction Head

$$Hf = \frac{f \times V^2 \times (L + Le)}{2 \times g \times ID}$$

$$Hf = \frac{0{,}00092 \times (1{,}3702\ \frac{m}{s})^2 \times 262{,}750\ \text{m}}{2 \times 9{,}8 \frac{m}{s^2} \times 0{,}3873\ m}$$

$Hf = 0{,}8614\ m$

Total Head Pompa

H man = HP + HV + HS + HF

H man = 4,8614 m = 15,9503 ft

**4. Menentukan Kecepatan Spesifik**

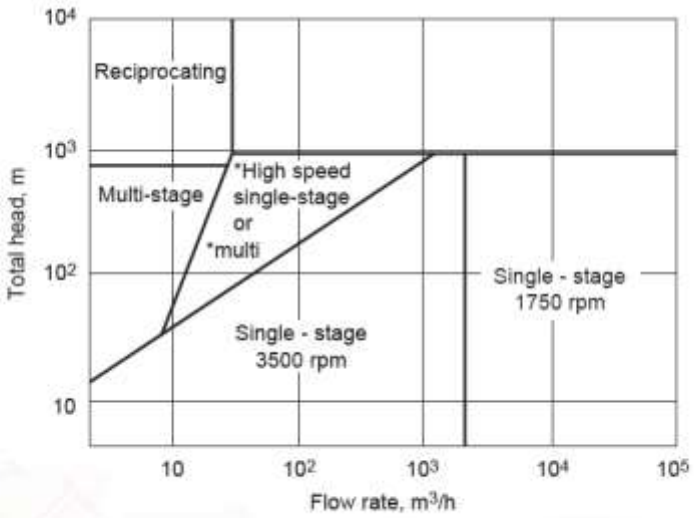



**Figure 5.10.** Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Berdasarkan gambar 5,10 Towler, G,K Sinnot, hal 245 didapatkan spesifikasi pompa, sebagai berikut:

Jenis pompa : Single stage
Kecepatan : 1.750 rpm

$$Ns = \frac{n \times Q^{0,5}}{Hman^{0,75}}$$

Dengan :

Ns =Kecepatan Spesifik (rpm)

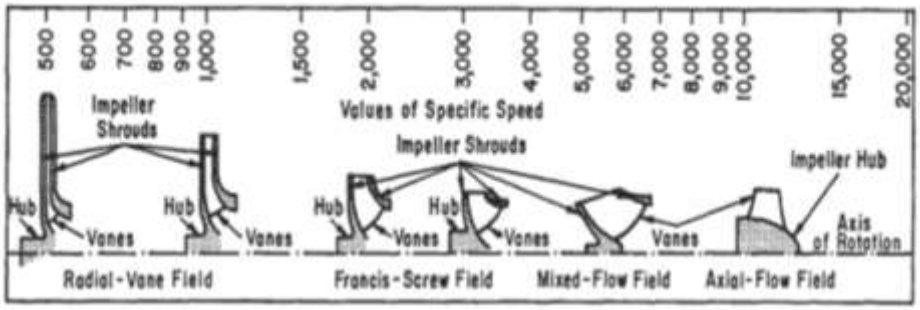
n = Putaran pompa (rpm)

Hman = Panjang Total Head Pompa (ft)

Q = Kecepatan Volume Cairan (gpm)

$$Ns = \frac{1.750\,rpm \times 2.623{,}3931\,gpm^{0,5}}{15.9503\,ft^{0,75}}$$

$$Ns = 27.800{,}3216\,rpm$$




Dari nilai kecepatan spesifik digunakan impeller dengan tipe axial – flow field

**5. Menentukan Brake Horse Power**

Debit Cairan = $582{,}392\ \frac{m3}{jam} = 0{,}1618\,\frac{m3}{s}$

Total Head Pompa = 4,8614 m

Effisiensi = 0.82% (fig, 10,63 hal 550 Peter Timmerhaus, 1991)

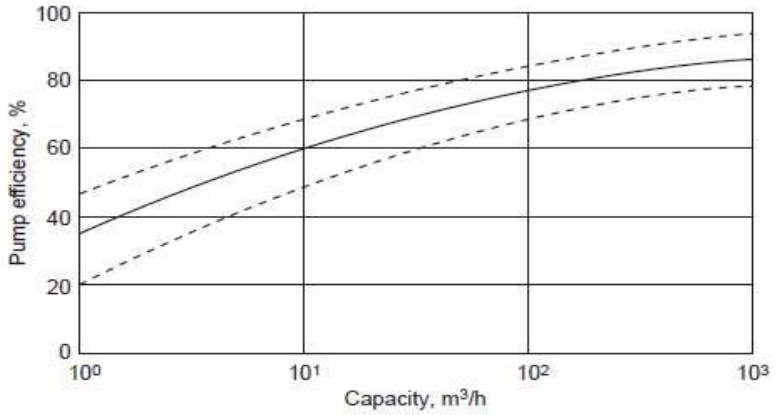



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

$BHP = \frac{Q\,H\,\rho}{eff}$ (persamaan 3-6 Ludwig vol 1 hal 130)

$$BHP = \frac{0{,}1678\,\frac{m^3}{s} \times 4{,}8614\ \text{m} \times 1.022{,}88\,\frac{\text{kg}}{\text{m3}}}{0{,}82}$$

$BHP = 981{,}0403$ kgm/s = 12,8516 hp

**Motor Penggerak**

dari fig 14,38 , Peter Timmerhaus

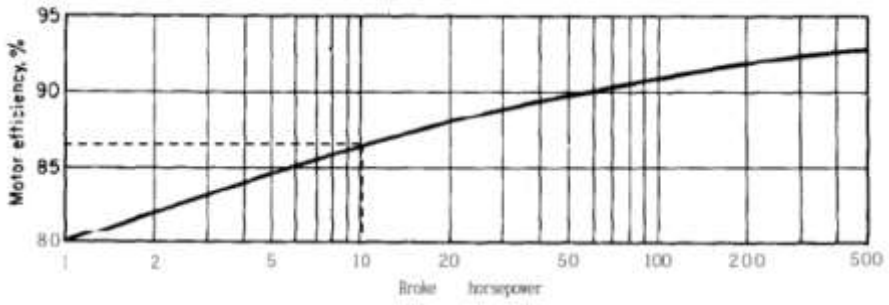



FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Effisiensi motor = 87%

$$Power\ Motor = \frac{BHP}{eff}$$

$$Power\ Motor = \frac{12{,}8516}{0{,}87} = 14{,}7719\ Hp$$

Dipakai motor standard dengan daya 15 Hp

*Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

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.

## 6. Net Positive Suction Head (NPSH)

### 1. NPSH yang tersedia (NPSHa)

$NPSHa = \frac{P}{\rho} + H - \frac{Pf}{\rho} - \frac{Pv}{\rho}$ (pers 5.7 coulson third edition)

Dengan :

NPSH = Net Positive Suction Head (m)

P = tekanan diatas cairan dalam wadah umpan (N/m2)

H = tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

ρ = densitas cairan pada suhu hisap pompa (kg/m3)

Pv = tekanan uap cairan pada suction (N/m2)

Pf = kehilangan tekanan pada pipa hisap (N/m2)

Menghitung tekanan uap cairan pada suction (Pv)
Pada T = 303,15 K

| Komponen | Massa | Mol | yi | Po(mmhg) | Pv |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 595.715,680 | 33.095,9 | 1,00 | 31,8649 | 31,865 |
| Jumlah | 595.715,680 | 33.095,9 | 1,00 | 31,8649 | 31,865 |

Pv = 3,865 mmHg = 0,0491 atm = 4.248,3038 N/m2

Menghitung kehilangan tekanan pda pipa hisap (Pf)

$Pf = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$ (pers 5,3 coulson third edition)

Dengan

Pf = Pressure drop in pipe (N/m2)

L = panjang pipa (m)

ID = pipe inside diameter (m)

V = fluid velocity (m/s)

f = friction factor

ρ = Densitas Fluida (kg/m3)

$$Pf = 8 \times 0{,}00092 \times \left(\frac{262{,}750\ m}{0{,}3873\ m}\right) \times \left(\frac{1.022{,}88\frac{kg}{m3} \times (1{,}3702\frac{m}{s})^2}{2}\right)$$

$$Pf = 4.794{,}0038\ \frac{kg}{ms2} \times \frac{N}{kgm/s2} = 4.794{,}0038\frac{N}{m2}$$

P = 1 atm = 101325 N/m2

H = 5 m

$$NPSHa = \frac{P}{\rho} + H - \frac{Pf}{\rho} - \frac{Pv}{\rho}$$

$$NPSHa = \frac{101325\ \frac{N}{m2}}{(1.022{,}9\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})} + 5\ m - \frac{4.794{,}0038\ \frac{N}{m2}}{(1.022{,}9\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})} - \frac{4.248{,}304\ \frac{N}{m2}}{(1.022{,}9\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})}$$

$NPSHa = 14{,}2060$ m

**2. NPSHr**

NPSH yang diperlukan dihitung dengan

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{\text{N}}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} \times \text{Q}^{\frac{2}{3}}$$

Dengan

N = Kecepatan Putaran (rpm)

Q = Kecepatan Volume Cairan (m3/menit)

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{1.750}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} \times 9{,}7065^{\frac{2}{3}}$$

$\text{NPSHr} = 6{,}2004$ m

$NPSHa >$ NPSHr

NPSHa yang tersedia lebih besar dari NPSH yang diperlukan, maka tidak terjadi kavitasi

## KESIMPULAN POMPA UTILITAS 4 (PU-04)

Tugas : Untuk menglirkan air dari Saringsn pasir ke bak umpan sebanyak 595.715,680 Kg/jam.

Jenis : Pompa single stage

Pemilihan pipa :

NPS = 16 in

ID = 15,25 in = 0,3873 m

OD = 16 in

Sch no, = 30

Ap = 183 $in^2$ = 0,1181 $m^2$

Panjang pipa total : 262,750 m

Head Pompa Total : 4,8614 m = 15,9503 ft

Kecepatan putar : 1.750 rpm

BHP : 12,8516 hp

Effisiensi motor : 87%

Daya motor standard : 15 Hp

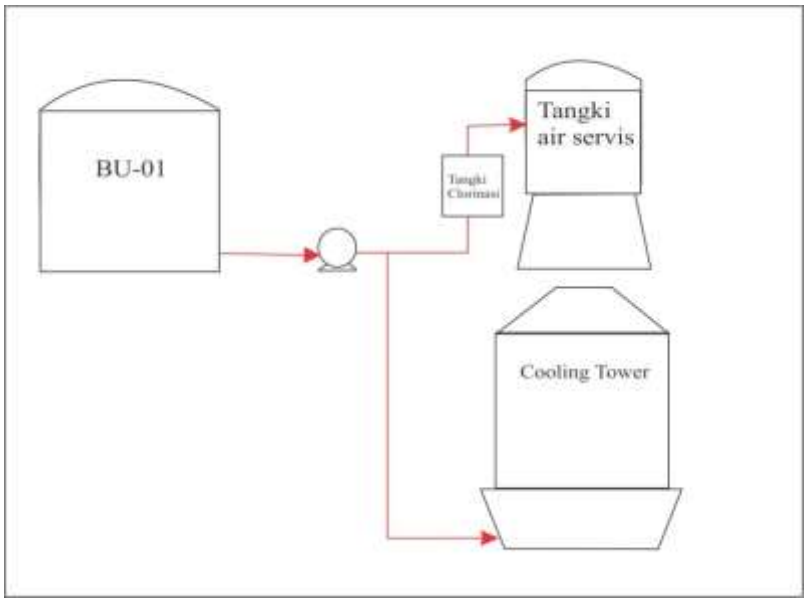
Jenis Impeller : tipe Axial – flow field

6.5.POMPA UTILITAS (PU-05)

Tugas : Untuk mengalirkan air dari bak air utama ke tangki air servis dan basin Cooling Tower

Jenis : Pompa single stage

Sketsa :




Gambar 23, Sistem aliran pompa utilitas 1

Data :

Suhu fluida : 30 $^{o}$C

Tekanan : 1 atm

Densitas fluida : 1.022,88 kg/m$^3$ :

Viskositas : 0,1435 cp : 0,00014 kg/ms

Kecepatan Massa Aliran : 134.645,5926 kg/jam

**1. Menentukan titik pemompaan**

Titik 1 suction

Titik Suction head : 1 m

Tekanan Suction head : 1 atm

Titik 2 discharge

Tinggi discharge head : 10 m

Tekanan discharge head : 1 atm

**2. Pemilihan Pipa**

A. Diameter Pipa Optimum

Digunakan pipa stainless stell dengan diameter optimum

$D_{opt} = 0{,}363 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$

(Pers 15 Peter & Timmerhaus)

Dengan :

Dopt = Diameter Optimum (m)

Q = Kecepatan Volume Cairan ($m^3/s$)

ρ = Densitas campuran ($kg/m^3$)

$$Q = \frac{134.645{,}5926 \text{ kg/jam}}{1.022{,}88 \text{ kg/m3}} = 131{,}6344 \frac{m3}{jam} = 0{,}0366 \frac{m3}{s}$$

$D_{opt} = 0{,}363 \times 0{,}0366^{0{,}45} \times 1.022{,}88^{0{,}13}$

$D_{opt} = 0{,}2016\ m = 7{,}9383\ in$

B. Pemilihan Pipa Standar

Pipa standar dipilih berdasarkan table 11 kern, di dapatkan:

NPS = 8 in

ID = 7,981 in = 0,2027 m

OD = 8,625 in

Sch no, = 40

Ap = 50 $in^2$ = 0,0322 $m^2$

Kecepatan aliran linier dalam pipa

$$V = \frac{Q}{Ap}$$

$$V = \frac{131{,}6344 \frac{m^3}{jam}}{0{,}0322 \text{ m}^2} = 4.080{,}6670 \frac{m}{jam} = 1{,}1335 \frac{m}{s}$$

C. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho\ v\ ID}{\mu}$$

$$Re = \frac{1.022{,}88 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1{,}1335 \frac{m}{s} \times 0{,}2027\ m}{0{,}000143 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$Re = 1.637.004{,}344$

D. Bahan Konstruksi pipa :

Dipilih bahan pipa dari commercial steel dengan ID = 7.981 in, sehingga $\frac{\in}{D}$ (kekasaran relative) dapat didapat dari fig 126 G,G, Brown hal 141

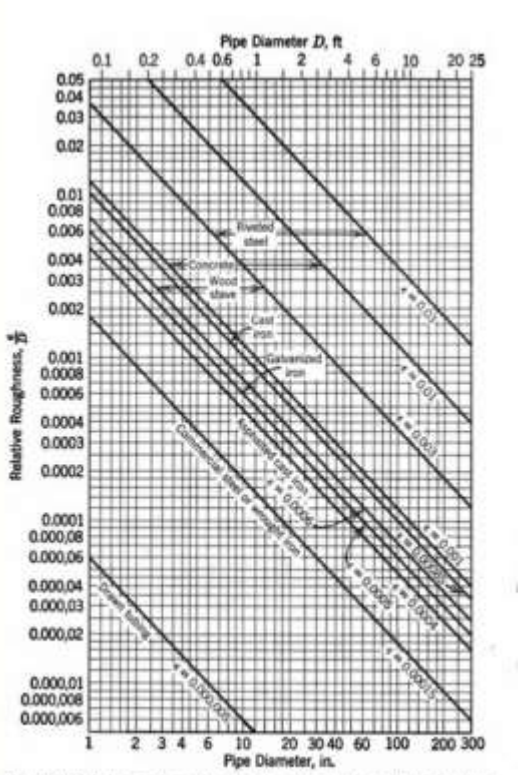



Fig. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[1]

Maka di dapat $\frac{\epsilon}{D} = 0{,}00025$

Dicari factor friksi dari fig125, G,G Brown hal 140 di dapat f = 0,00115

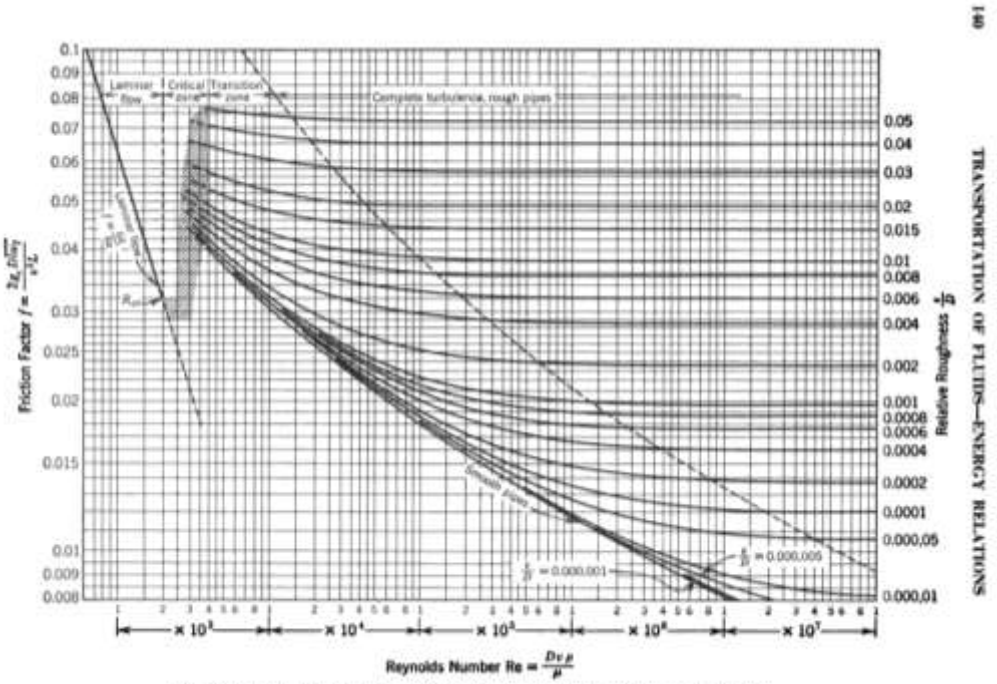



Fig. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[1]

E. Merancang Pemipaan dan Fitting

Menghitung panjang ekuivalen dan panjang pipa dari brown fig,127 dengan ID = 10.02 in

| Equivalent length | Jumlah | Le (ft) | Sig Le (ft) | Sig Le (m) |
|---|---|---|---|---|
| sudden enlargement | 1 | 29 | 29 | 8,839 |
| sudden constraction | 1 | 14 | 14 | 4,267 |
| standart elbow | 4 | 60 | 240 | 73,152 |
| globe valve | 1 | 199 | 199 | 60,655 |
| standart tee | 1 | 60 | 60 | 18,288 |
| check valve | 1 | 70 | 70 | 21,336 |
| Panjang eqivalent | | | 612 | 186,538 |

Panjang pipa lurus = 100 m

Panjang pipa equivalen = 186,538 m

Panjang pipa total = 286,538 m

**3. Mengitung Head Pompa**

Head Pompa dihitung dengan persamaaan Bernouli

$$\frac{P1}{\rho} + Z1 + \frac{V1^2}{2\,g} + Hf + Hman = \frac{P2}{\rho} + Z2 + \frac{V2^2}{2\,g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$Hp = \frac{(P2 - P1)}{\gamma}$$

$$\gamma = \rho \times g$$

$$\gamma = 1.002{,}88\,\frac{\text{kg}}{\text{m3}} \times 9{,}8\,\frac{\text{m}}{\text{s2}} = 10.024{,}1776\,\frac{\text{N}}{\text{m3}}$$

$$Hp = \frac{(1-1)atm \times \frac{101325\ N/m2}{atm}}{10.024{,}1776\,\frac{\text{N}}{\text{m3}}} = 0\ m$$

b. Velocity Head

$$Hv = \frac{(V2^2 - V1^2)}{2\,g}$$

$$Hv = \frac{((1{,}1335\ \frac{m}{s})^2 - (1{,}1335\ \frac{m}{s})^2)}{2\ \times 9{,}8\frac{m}{s^2}} = 0$$

c. Static Head

$Hs = Z2 - Z1$

$Hs = 10 - 1 = 9\ m$

d. Friction Head

$$Hf = \frac{f\ \times V^2 \times (L + Le)}{2\ \times g\ \times ID}$$

$$Hf = \frac{0{,}00115\ \times (1{,}1335\ \frac{m}{s})^2 \times 286{,}538\ \text{m}}{2\ \times 9{,}8\frac{m}{s^2} \times 0{,}2027\ m}$$

$Hf = 0.4206\ m$

Total Head Pompa

H man = HP + HV + HS + HF

H man = 9,4206 m = 30,9088 ft

**4. Menentukan Kecepatan Spesifik**

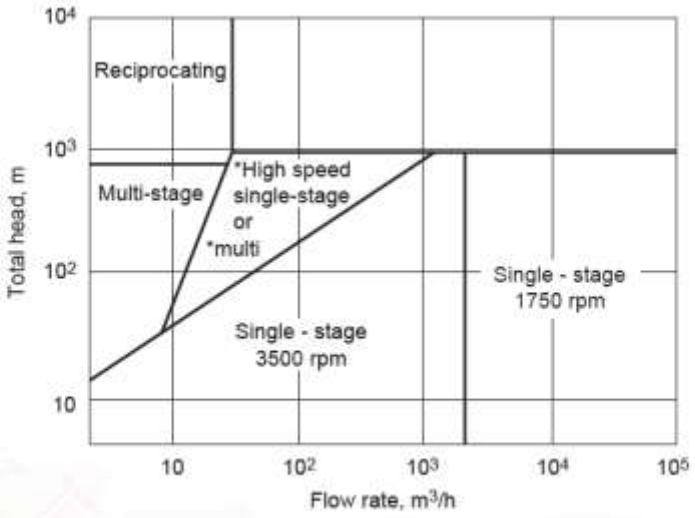



**Figure 5.10.** Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Berdasarkan gambar 5,10 Towler, G,K Sinnot, hal 245 didapatkan spesifikasi pompa, sebagai berikut:

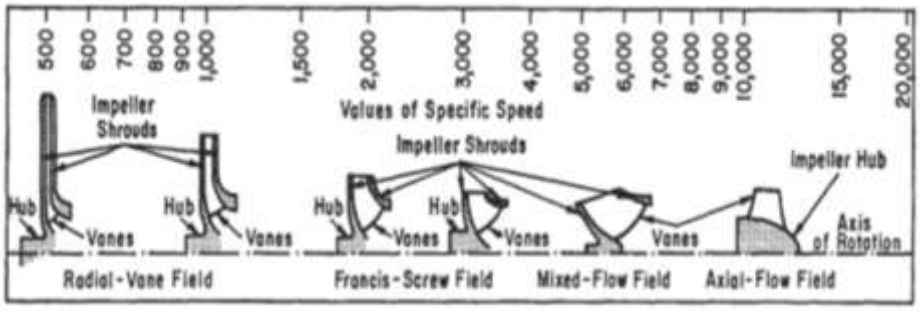
Jenis pompa : Single stage
Kecepatan : 3500 rpm

$$Ns = \frac{n \times Q^{0,5}}{Hman^{0,75}}$$

Dengan :
Ns =Kecepatan Spesifik (rpm)
n = Putaran pompa (rpm)
Hman = Panjang Total Head Pompa (ft)
Q = Kecepatan Volume Cairan (gpm)

$$Ns = \frac{3.500\ rpm \times 592{,}9478\ gpm^{0,5}}{30{,}9088\ ft^{0,75}}$$

$$Ns = 6.501{,}5092\ rpm$$




Dari nilai kecepatan spesifik digunakan impeller dengan tipe mixed – flow field

**5. Menentukan Brake Horse Power**

Debit Cairan = $131{,}6344\ \frac{m3}{jam} = 0{,}0365 \frac{m3}{s}$
Total Head Pompa = 9,4206 m
Effisiensi = 0,79% (fig, 10,63 hal 550 Peter Timmerhaus, 1991)

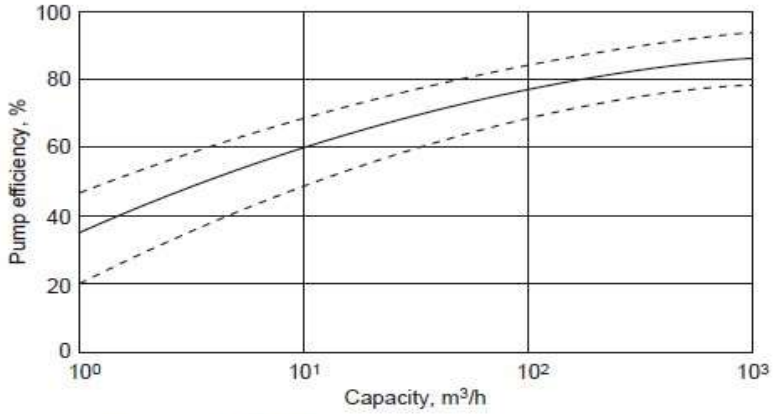



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

$BHP = \frac{Q\,H\,\rho}{eff}$ (persamaan 3-6 Ludwig vol 1 hal 130)

$$BHP = \frac{0{,}0365\,\frac{m^3}{s} \times\ 9{,}4206\ \text{m} \times 1.002{,}88\,\frac{\text{kg}}{\text{m3}}}{0{,}79}$$

$BHP = 446{,}0044$ kgm/s = 5,8426 hp

**Motor Penggerak**

dari fig 14,38 , Peter Timmerhaus

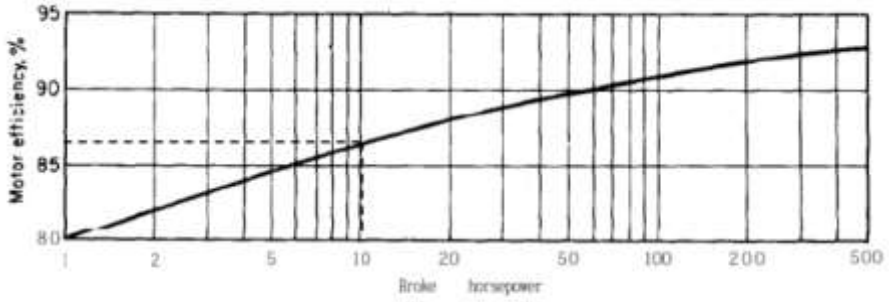



FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Effisiensi motor = 86%

$$Power\ Motor = \frac{BHP}{eff}$$

$$Power\ Motor = \frac{5{,}8426}{0{,}86} = 6{,}7938\ Hp$$

Dipakai motor standard dengan daya 7,5 Hp

*Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

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.

## 6. Net Positive Suction Head (NPSH)

### 1. NPSH yang tersedia (NPSHa)

$NPSHa = \frac{P}{\rho} + H - \frac{Pf}{\rho} - \frac{Pv}{\rho}$ (pers 5,7 coulson third edition)

Dengan :

NPSH = Net Positive Suction Head (m)

P = tekanan diatas cairan dalam wadah umpan (N/m2)

H = tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

ρ = densitas cairan pada suhu hisap pompa (kg/m3)

Pv = tekanan uap cairan pada suction (N/m2)

Pf = kehilangan tekanan pada pipa hisap (N/m2)

Menghitung tekanan uap cairan pada suction (Pv)
Pada T = 303,15 K

| Komponen | Massa | Mol | yi | Po(mmhg) | Pv |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 134.645,593 | 7.480,31 | 1,00 | 31,8649 | 31,865 |
| Jumlah | 134.645,593 | 7.480,31 | 1,00 | 31,8649 | 31,865 |

Pv = 3,865 mmHg = 0,0491 atm = 4.248,3038 N/m2

Menghitung kehilangan tekanan pda pipa hisap (Pf)

$Pf = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$ (pers 5,3 coulson third edition)

Dengan

Pf = Pressure drop in pipe (N/m2)

L = panjang pipa (m)

ID = pipe inside diameter (m)

V = fluid velocity (m/s)

f = friction factor

ρ = Densitas Fluida (kg/m3)

$$Pf = 8 \times 0{,}00115 \times \left(\frac{286{,}538\ m}{0{,}2027\ m}\right) \times \left(\frac{1.022{,}88\ \frac{kg}{m3} \times (1{,}1335\ \frac{m}{s})^2}{2}\right)$$

$$Pf = 8.545{,}3046\ \frac{kg}{ms2} \times \frac{N}{kgm/s2} = 8.545{,}3046\ \frac{N}{m2}$$

P = 1 atm = 101325 N/m2

H = 10 m

$$NPSHa = \frac{P}{\rho} + H - \frac{Pf}{\rho} - \frac{Pv}{\rho}$$

$$NPSHa = \frac{101325\ \frac{N}{m2}}{(1.022{,}9\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})} + 10\ m - \frac{8.545{,}3046\ \frac{N}{m2}}{(1.022{,}9\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})} - \frac{4.248{,}304\ \frac{N}{m2}}{(1.022{,}9\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})}$$

$NPSHa = 18{,}8317$ m

**2. NPSHr**

NPSH yang diperlukan dihitung dengan

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{\text{N}}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} \times \text{Q}^{\frac{2}{3}}$$

Dengan

N = Kecepatan Putaran (rpm)

Q = Kecepatan Volume Cairan (m3/menit)

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{3500}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} \times 2{,}1939^{\frac{2}{3}}$$

$\text{NPSHr} = 3{,}9859$ m

$NPSHa >$ NPSHr

NPSHa yang tersedia lebih besar dari NPSH yang diperlukan, maka tidak terjadi kavitasi

## KESIMPULAN POMPA UTILITAS 5 (PU-05)

Tugas : Untuk mengalirkan air dari bak air utama ke tangki air servis dan basin Cooling Tower

Jenis : Pompa single stage

Pemilihan pipa :

NPS = 8 in

ID = 7,981 in = 0,2027 m

OD = 8,625 in

Sch no, = 40

Ap = 50 $in^2$ = 0,0322 $m^2$

Panjang pipa total : 286,538 m

Head Pompa Total : 9,4206 m = 30,9088 ft

Kecepatan putar : 3500 rpm

BHP : 5,8427 hp

Effisiensi motor : 87%

Daya motor standard : 7,5 Hp

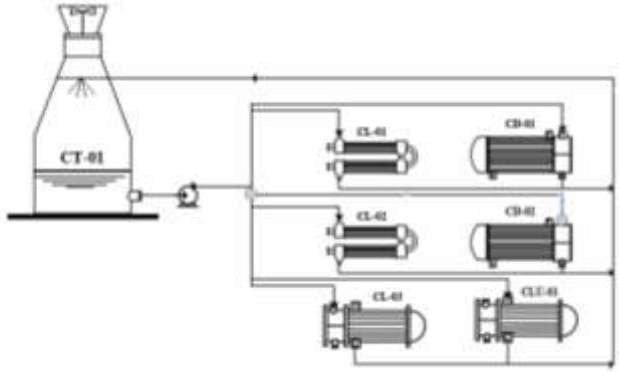
Jenis Impeller : tipe mixed – flow field

6.6.POMPA UTILITAS (PU-06)

Tugas : Untuk mengalirkan air dari Cooling Tower ke Cooler Utilitas (CLU-01) dan Cooler (CL-01) kembali ke cooling tower

Jenis : Pompa single stage

Sketsa :




Gambar 24, Sistem aliran pompa utilitas 6

Data :

Suhu fluida : 30 $^{o}$C

Tekanan : 1 atm

Densitas fluida : 1.022,88 kg/m$^3$ :

Viskositas : 0,1425 cp : 0,000143 kg/ms

Kecepatan Massa Aliran : 126.543,14 kg/jam

**1. Menentukan titik pemompaan**

Titik 1 suction

Titik Suction head : 1 m

Tekanan Suction head : 1 atm

Titik 2 discharge

Tinggi discharge head : 10 m

Tekanan discharge head: 1 atm

**2. Pemilihan Pipa**

A. Diameter Pipa Optimum

Digunakan pipa stainless stell dengan diameter optimum

$D_{opt} = 0{,}363 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$

(Pers 15 Peter & Timmerhaus)

Dengan :

Dopt = Diameter Optimum (m)

Q = Kecepatan Volume Cairan ($m^3/s$)

ρ = Densitas campuran ($kg/m^3$)

$$Q = \frac{126.543{,}15 \ \text{kg/jam}}{1.022{,}88 \ \text{kg/m3}} = 123{,}7132 \frac{m3}{jam} = 0{,}0343 \frac{m3}{s}$$

$$D_{opt} = 0{,}363 \times 0{,}0343^{0{,}45} \times 1.022{,}88^{0{,}13}$$

$$D_{opt} = 0{,}1961 \ m = 7{,}7197 \ in$$

B. Pemilihan Pipa Standar

Pipa standar dipilih berdasarkan table 11 kern, di dapatkan:

NPS = 8 in

ID = 7,981 in = 0,2027 m

OD = 8,625 in

Sch no, = 40

Ap = 50 $in^2$ = 0,0323 $m^2$

Kecepatan aliran linier dalam pipa

$$V = \frac{Q}{Ap}$$

$$V = \frac{123{,}7131 \ \frac{m^3}{jam}}{0{,}0323 \ \text{m}^2} = 3.835{,}1081 \frac{m}{jam} = 1{,}0653 \ \frac{m}{s}$$

C. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho \ v \ ID}{\mu}$$

$$Re = \frac{1.022{,}88 \ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1{,}0653 \frac{m}{s} \times 0{,}2027 \ m}{0{,}000143 \ \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$Re = 1.538.495{,}687$$

D. Bahan Konstruksi pipa :

Dipilih bahan pipa dari commercial steel dengan ID = 7,981 in, sehingga $\frac{\in}{D}$ (kekasaran relative) dapat didapat dari fig 126 G,G, Brown hal 141.

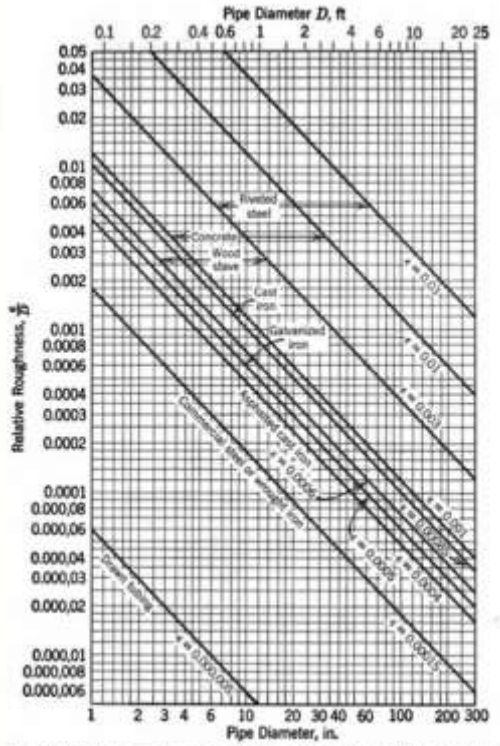



Fig. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[1]

Maka di dapat $\frac{\in}{D} = 0{,}00019$

Dicari factor friksi dari fig125. G,G Brown hal 140 di dapat f = 0,0012

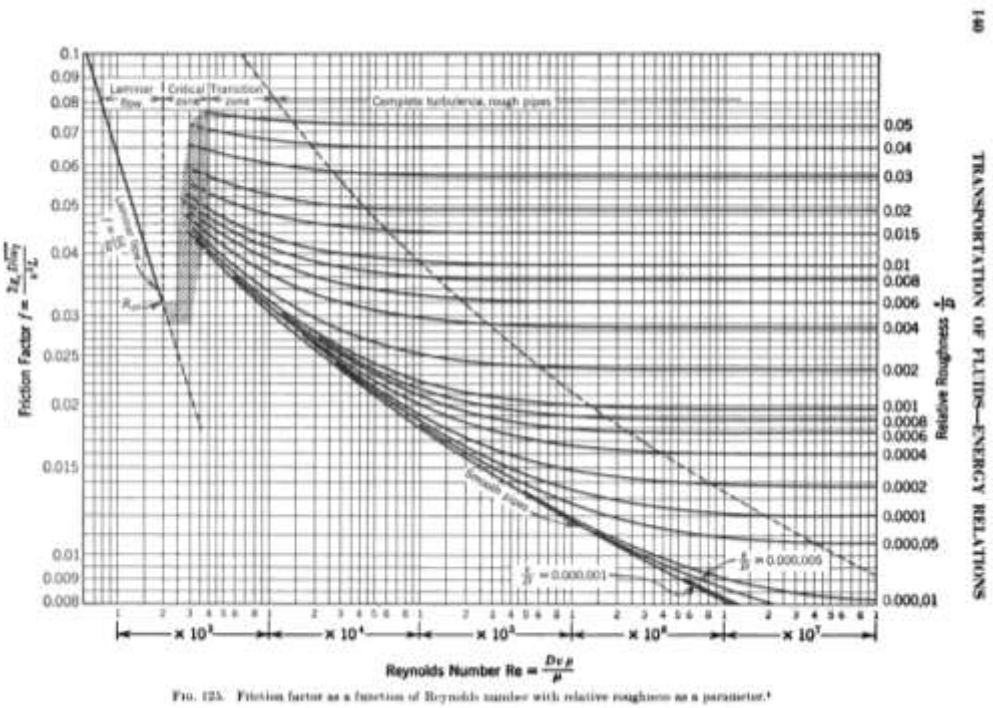



Fig. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[1]

E. Merancang Pemipaan dan Fitting

Menghitung panjang ekuivalen dan panjang pipa dari brown fig,127 dengan ID = 12 in

| **Equivalent length** | **Jumlah** | **Le (ft)** | **Sig Le (ft)** | **Sig Le (m)** |
|---|---|---|---|---|
| sudden enlargement | 1 | 29 | 29 | 8,839 |
| sudden constraction | 1 | 14 | 14 | 4,267 |
| standart elbow | 19 | 60 | 1140 | 347,472 |
| globe valve | 1 | 199 | 199 | 60,655 |
| standart tee | 3 | 60 | 180 | 54,864 |
| check valve | 1 | 70 | 70 | 21,336 |
| Panjang eqivalent | | | 1632 | 497,434 |

Panjang pipa lurus = 150 m

Panjang pipa equivalen = 497,434 m

Panjang pipa total = 647,434 m

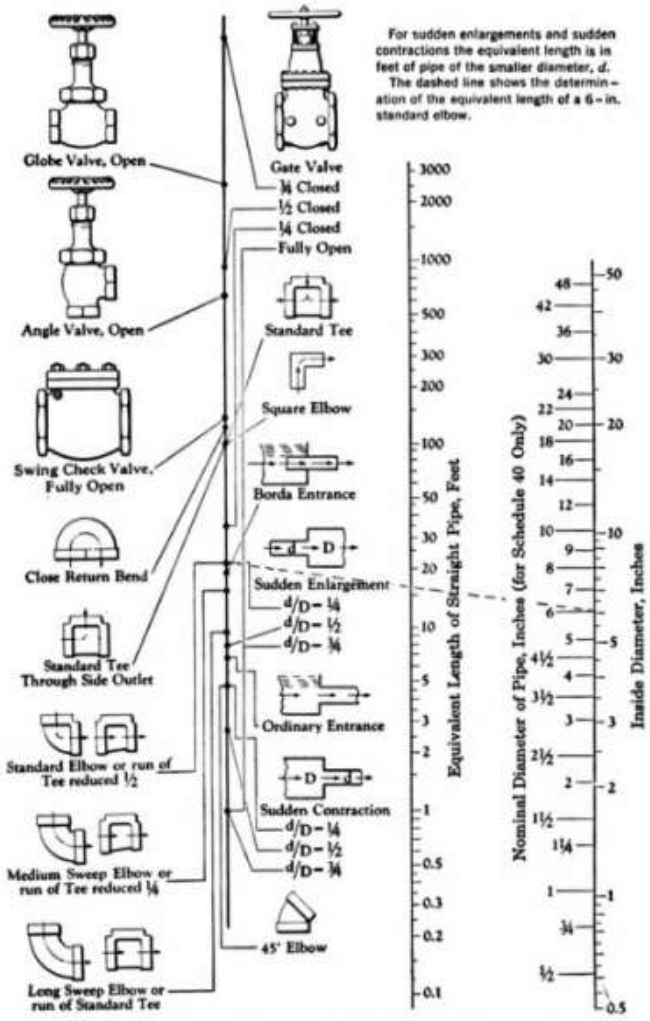



FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

**3. Mengitung Head Pompa**

Head Pompa dihitung dengan persamaaan Bernouli

$$\frac{P1}{\rho} + Z1 + \frac{V1^2}{2\,g} + Hf + Hman = \frac{P2}{\rho} + Z2 + \frac{V2^2}{2\,g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$Hp = \frac{(P2 - P1)}{\gamma}$$

$$\gamma = \rho \times g$$

$$\gamma = 1.022{,}88\,\frac{\text{kg}}{\text{m3}} \times 9{,}8\,\frac{\text{m}}{\text{s2}} = 10.024{,}1776\,\frac{\text{N}}{\text{m3}}$$

$$Hp = \frac{(1-1)atm \times \frac{101.325\ N/m2}{atm}}{10.024{,}1776\frac{\mathrm{N}}{\mathrm{m3}}} = 0\ m$$

b. Velocity Head

$$Hv = \frac{(V2^2 - V1^2)}{2\ g}$$

$$Hv = \frac{((1{,}0653\ \frac{m}{s})^2 - (1{,}0653\ \frac{m}{s})^2)}{2\ \times 9{,}8\frac{m}{s^2}} = 0$$

c. Static Head

$Hs = Z2 - Z1$

$Hs = 10 - 1 = 9\ m$

d. Friction Head

$$Hf = \frac{f\ \times V^2 \times (L + Le)}{2\ \times g\ \times ID}$$

$$Hf = \frac{0{,}0012 \times (1{,}0653\ \frac{m}{s})^2 \times 647{,}434\ \mathrm{m}}{2\ \times 9{,}8\frac{m}{s^2} \times 0{,}2027\ m}$$

$Hf = 0{,}8758\ m$

Total Head Pompa

H man = HP + HV + HS + HF

H man = 9,8758 m = 32,4026 ft

## 4. Menentukan Kecepatan Spesifik

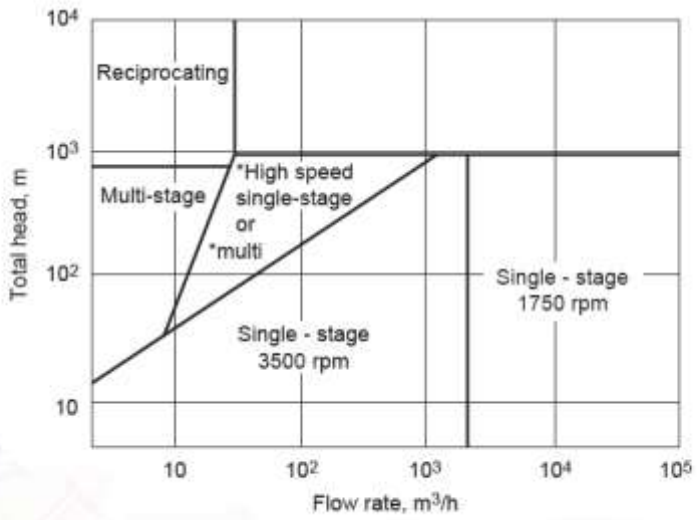



**Figure 5.10.** Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Berdasarkan gambar 5,10 Towler, G,K Sinnot, hal 245 didapatkan spesifikasi pompa, sebagai berikut:

Jenis pompa : Single stage
Kecepatan : 3500 rpm

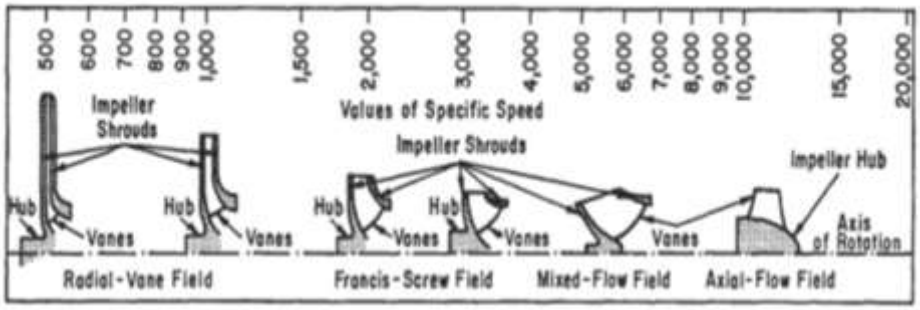
$$Ns = \frac{n \times Q^{0,5}}{Hman^{0,75}}$$

Dengan :

Ns =Kecepatan Spesifik (rpm)
n = Putaran pompa (rpm)
Hman= Panjang Total Head Pompa (ft)
Q = Kecepatan Volume Cairan (gpm)

$$Ns = \frac{3.500\ rpm \times 557{,}2665\ gpm^{0,5}}{32{,}4026\ ft^{0,75}}$$

$$Ns = 7778{,}619\ rpm$$




Dari nilai kecepatan spesifik digunakan impeller dengan tipe mixed- flow field

**5. Menentukan Brake Horse Power**

Debit Cairan = $123{,}7132\ \frac{m3}{jam} = 0{,}0343\ \frac{m3}{s}$
Total Head Pompa = 9,8758 m
Effisiensi = 0,78% (fig, 10,63 hal 550 Peter Timmerhaus, 1991)

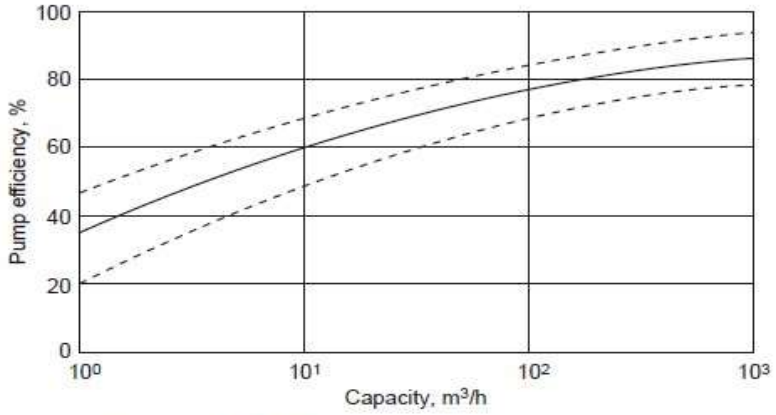



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

$BHP = \frac{Q\,H\,\rho}{eff}$ (persamaan 3-6 Ludwig vol 1 hal 130)

$$BHP = \frac{0{,}0343\,\frac{m^3}{s} \times 9{,}8758\ \text{m} \times 1.022{,}88\,\frac{\text{kg}}{\text{m3}}}{0{,}78}$$

$BHP =$ 445,0559 kgm/s = 5.8302 hp

**Motor Penggerak**

dari fig 14,38 , Peter Timmerhaus

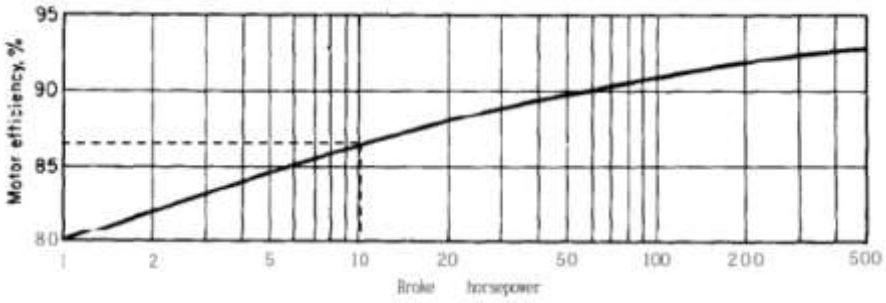



FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Effisiensi motor = 87%

$$Power\ Motor = \frac{BHP}{eff}$$

$$Power\ Motor = \frac{5{,}8302}{0{,}86} = 6{,}7793\ Hp$$

Dipakai motor standard dengan daya 7,5 Hp

*Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

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.

6. **Net Positive Suction Head (NPSH)**
   1. **NPSH yang tersedia (NPSHa)**

$$NPSHa = \frac{P}{\rho} + H - \frac{Pf}{\rho} - \frac{Pv}{\rho}$$

Dengan :

NPSH = Net Positive Suction Head (m)

P = tekanan diatas cairan dalam wadah umpan (Kg/m2)

H = tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

ρ = densitas cairan pada suhu hisap pompa (kg/m3)

Pv = tekanan uap cairan pada suction (kg/m2)

Pf = kehilangan tekanan pada pipa hisap (kg/m2)

Menghitung tekanan uap cairan pada suction (Pv)
Pada T = 303,15 K

| Komponen | Massa | Mol | yi | Po(mmhg) | Pv |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 126543,136 | 7030,17 | 1 | 31,865 | 31,865 |
| Jumlah | 126543,136 | 7030,17 | 1 | 31,865 | 31,865 |

Pv = 31,865 mmHg = 0,0419 atm = 4.248,3038 N/m2

Menghitung kehilangan tekanan pda pipa hisap (Pf)

$Pf = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$ (pers 5,3 coulson third edition)

Dengan

Pf = Pressure drop in pipe (kg/m2)

L = panjang pipa (m)

ID = pipe inside diameter (m)

V = fluid velocity (m/s)

f = friction factor

ρ = Densitas Fluida (kg/m3)

$$Pf = 8 \times 0{,}0012 \times \left(\frac{647{,}434\ m}{0{,}2027\ m}\right) \times \left(\frac{1.022{,}88\ \frac{kg}{m3} \times (1{,}0653\frac{m}{s})^2}{2}\right)$$

$$Pf = 17.795{,}7981\frac{kg}{ms2} = 17.794{,}7981\frac{N}{m2}$$

P = 1 atm = 101325 kg/m2

H = 10 m

$$NPSHa = \frac{P}{\rho} + H - \frac{Pf}{\rho} - \frac{Pv}{\rho}$$

$$NPSHa = \frac{101325\ \frac{N}{m2}}{(1.022{,}9\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})} + 10\ m - \frac{17.795{,}7981\ \frac{N}{m2}}{(1.022{,}9\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})} - \frac{4.248{,}304\ \frac{N}{m2}}{(1.022{,}9\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})}$$

$NPSHa = 17{,}9089$ m

**2. NPSHr**

NPSH yang diperlukan dihitung dengan

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{\text{N}}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} \times \text{Q}^{\frac{2}{3}}$$

Dengan

N = Kecepatan Putaran (rpm)

Q = Kecepatan Volume Cairan (m3/menit)

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{3500}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} \times 2{,}0619^{\frac{2}{3}}$$

$\text{NPSHr} = 3{,}8235$ m

$NPSHa >$ NPSHr

NPSHa yang tersedia lebih besar dari NPSH yang diperlukan, maka tidak terjadi kavitasi

**KESIMPULAN POMPA UTILITAS 6 (PU-06)**

Tugas : Untuk mengalirkan air dari Cooling Tower ke Cooler Utilitas (CLU-01) dan Cooler (CL-01) kembali ke cooling tower

Jenis : Pompa single stage

Pemilihan pipa :

NPS = 8 in

ID = 7,981 in = 0,2027 m

OD = 8,625 in

Sch no, = 40

Ap = 50 $in^2$ = 0,0323 $m^2$

Panjang pipa total : 647,434 m

Head Pompa Total : 9,8758 m = 32,4025 ft

Kecepatan putar : 3500 rpm

BHP : 5,8302 hp

Effisiensi motor : 87%

Daya motor standard : 7,5 Hp

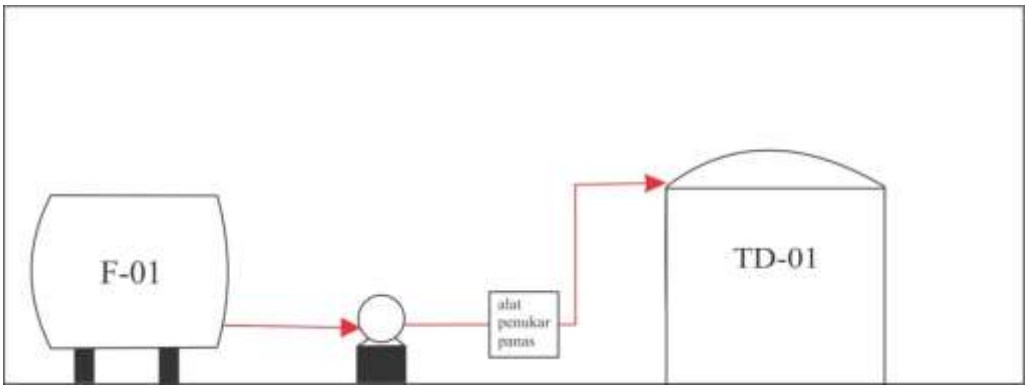
Jenis Impeller : tipe mixed- flow field

6.7.POMPA UTILITAS (PU-07)

Tugas : Untuk mengalirkan Dowtherm A dari Furnace (F-01) ke Tangki Dowterm (TD-01),

Jenis : Pompa single stage

Sketsa :




Gambar 25, Sistem aliran pompa 3

Data :

Suhu fluida : 150 $^{o}$C

Tekanan : 1 atm

Densitas fluida : 980 kg/m$^3$

Viskositas : 0,6 cp : 0,0006 kg/ms

Kecepatan Massa Aliran : 48.027,62 kg/jam

**1. Menentukan titik pemompaan**

Titik 1 suction

Titik Suction head : 1 m

Tekanan Suction head : 1 atm

Titik 2 discharge

Tinggi discharge head : 12 m

Tekanan discharge head : 1 atm

**2. Pemilihan Pipa**

A. Diameter Pipa Optimum

Digunakan pipa stainless stell dengan diameter optimum

$D_{opt} = 0{,}363 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$

(Pers 15 Peter & Timmerhaus)

Dengan :

Dopt = Diameter Optimum (m)

Q = Kecepatan Volume Cairan ($m^3/s$)

ρ = Densitas campuran ($kg/m^3$)

$$Q = \frac{48.072{,}62 \text{ kg/jam}}{980 \text{ kg/m3}} = 49{,}0537 \frac{m3}{jam} = 0{,}0136 \frac{m3}{s}$$

$$D_{opt} = 0{,}363 \times 0{,}0136^{0{,}45} \times 980^{0{,}13}$$

$$D_{opt} = 0{,}1286\, m = 5{,}0529\, in$$

B. Pemilihan Pipa Standar

Pipa standar dipilih berdasarkan table 11 kern, di dapatkan:

NPS = 6 in

ID = 6,065 in = 0,1541 m

OD = 6,625 in

Sch no, = 40

Ap = 28,9 $in^2$ = 0,0186 $m^2$

Kecepatan aliran linier dalam pipa

$$V = \frac{Q}{Ap}$$

$$V = \frac{49{,}0537 \ \frac{m^3}{jam}}{0{,}0186 \text{ m}^2} = 2.630{,}9076 \frac{m}{jam} = 0{,}7308 \ \frac{m}{s}$$

C. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho \ v \ ID}{\mu}$$

$$Re = \frac{980 \ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0{,}7308 \frac{m}{s} \times 0{,}1514 \ m}{0{,}0006 \ \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$Re = 183.883{,}7331$$

D. Bahan Konstruksi pipa :

Dipilih bahan pipa dari commercial steel dengan ID= 6,065 in, sehingga $\frac{\in}{D}$ (kekasaran relative) dapat didapat dari fig 126 G,G, Brown hal 141.

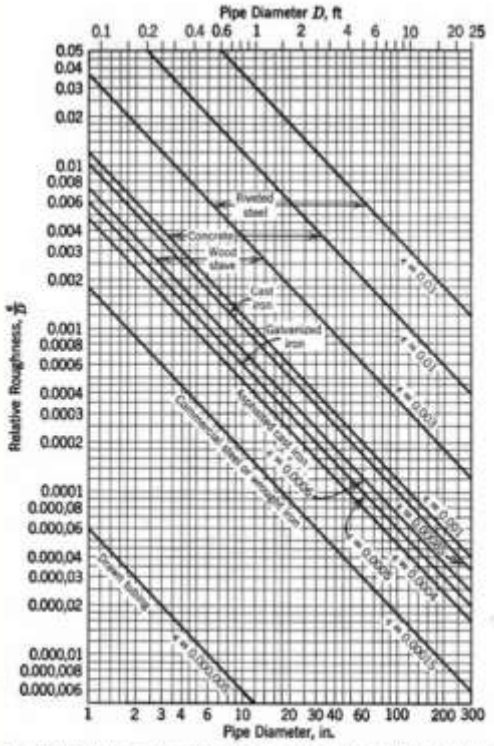



Fig. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[4]

Maka di dapat $\frac{\in}{D} = 0{,}00019$

Dicari factor friksi dari fig125, G,G Brown hal 140 di dapat f = 0,0012

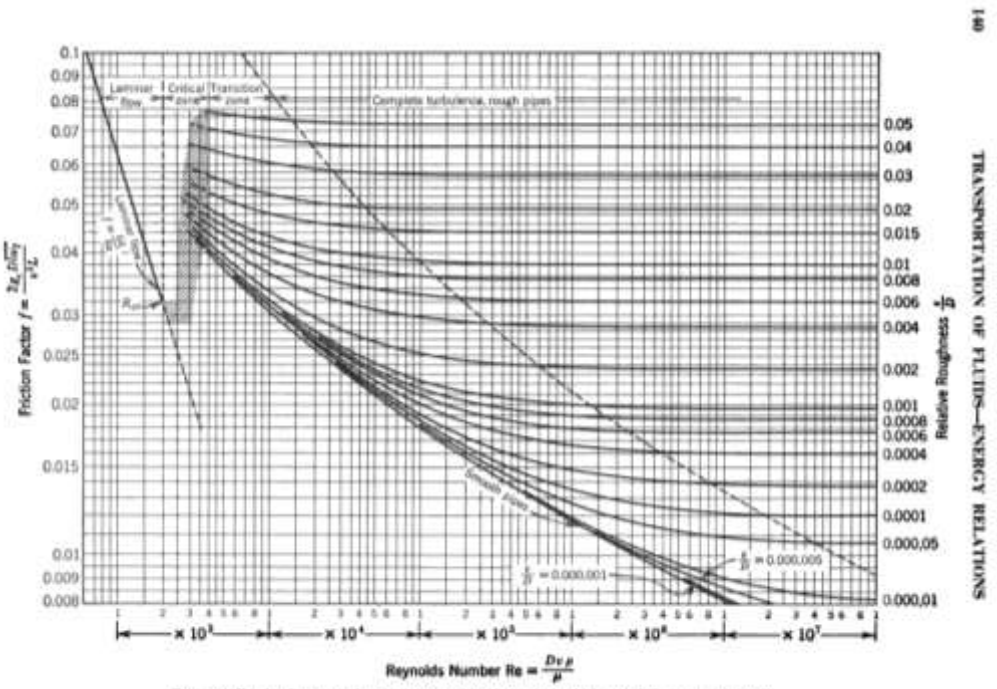



Fig. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[4]

E. Merancang Pemipaan dan Fitting

Menghitung panjang ekuivalen dan panjang pipa dari brown fig,127 dengan ID =10,02 in

| **Equivalent length** | **Jumlah** | **Le (ft)** | **Sig Le (ft)** | **Sig Le (m)** |
|---|---|---|---|---|
| sudden enlargement | 1 | 18 | 18 | 5,486 |
| sudden constraction | 1 | 6 | 6 | 1,829 |
| standart elbow | 12 | 40 | 480 | 146,304 |
| gate valve | 1 | 100 | 100 | 30,480 |
| check valve | 1 | 45 | 45 | 13,716 |
| Panjang eqivalent | | | 569 | 173,431 |

Panjang pipa lurus =100 m

Panjang pipa equivalen = 173,431

Panjang pipa total = 273,431 m

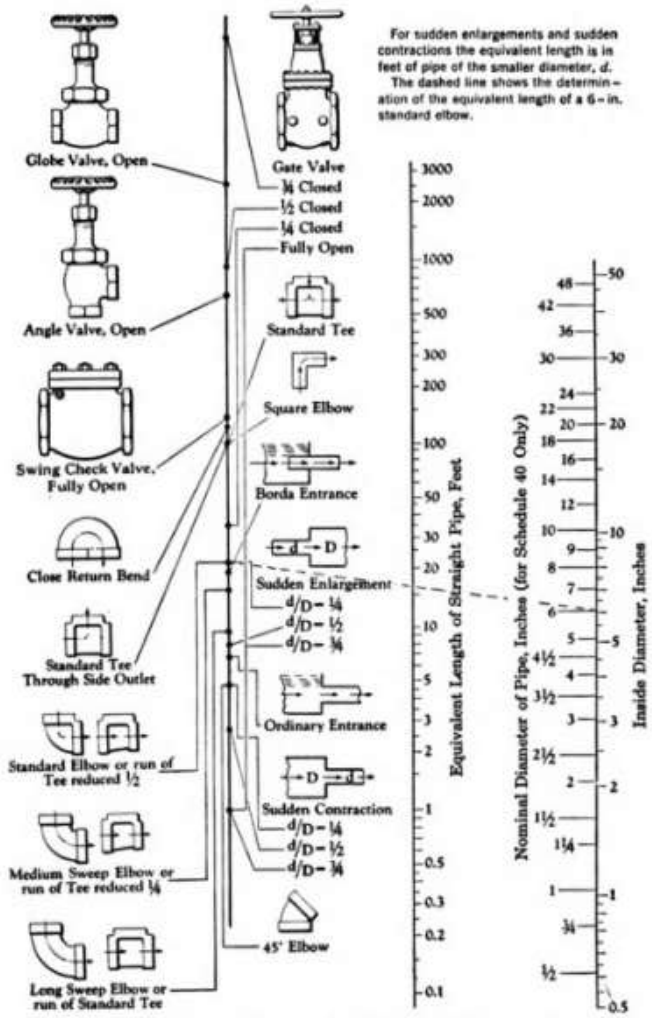



FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

**3. Mengitung Head Pompa**

Head Pompa dihitung dengan persamaaan Bernouli

$$\frac{P1}{\rho} + Z1 + \frac{V1^2}{2\,g} + Hf + Hman = \frac{P2}{\rho} + Z2 + \frac{V2^2}{2\,g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$Hp = \frac{(P2 - P1)}{\gamma}$$

$$\gamma = \rho \times g$$

$$\gamma = 980\ \frac{\text{kg}}{\text{m3}} \times 9{,}8\frac{\text{m}}{\text{s2}} = 9.604\frac{\text{N}}{\text{m3}}$$

$$Hp = \frac{(1-1)atm \times \frac{101325 \frac{N}{m2}}{atm}}{9.604 \frac{\text{N}}{\text{m3}}} = 0\ m$$

b. Velocity Head

$$Hv = \frac{(V2^2 - V1^2)}{2\ g}$$

$$Hv = \frac{((0{,}7308\ \frac{m}{s})^2 - (0{,}7308\ \frac{m}{s})^2)}{2\ \times 9{,}8 \frac{m}{s^2}} = 0$$

c. Static Head

$$Hs = Z2 - Z1$$

$$Hs = 10 - 1 = 9\ m$$

d. Friction Head

$$Hf = \frac{f\ \times V^2 \times (L + Le)}{2\ \times g\ \times ID}$$

$$Hf = \frac{0{,}019\ \times (0{,}7308\ \frac{m}{s})^2 \times 273{,}431\ \text{m}}{2\ \times 9{,}8 \frac{m}{s^2} \times 0{,}1541\ m}$$

$$Hf = 2{,}0944\ m$$

Total Head Pompa

H man = HP + HV + HS + HF

H man = 13,0944 m = 42,9629 ft

**4. Menentukan Kecepatan Spesifik**

Berdasarkan gambar 5,10 Towler, G,K Sinnot, hal 245 didapatkan spesifikasi pompa, sebagai berikut:

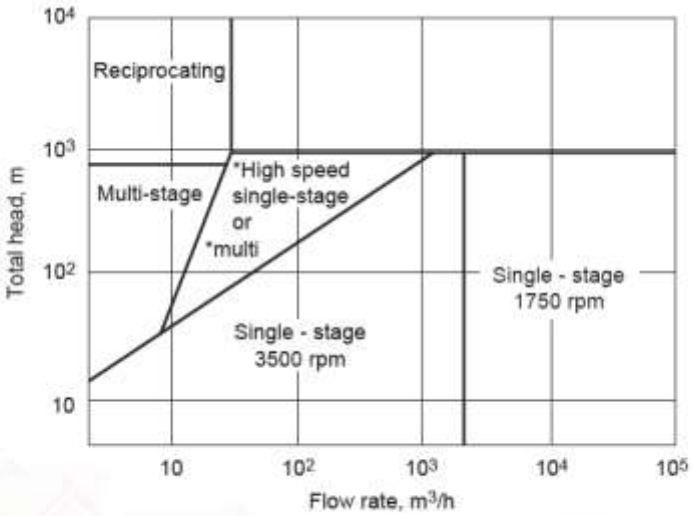



**Figure 5.10.** Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Jenis pompa : Single stage
Kecepatan : 3500 rpm

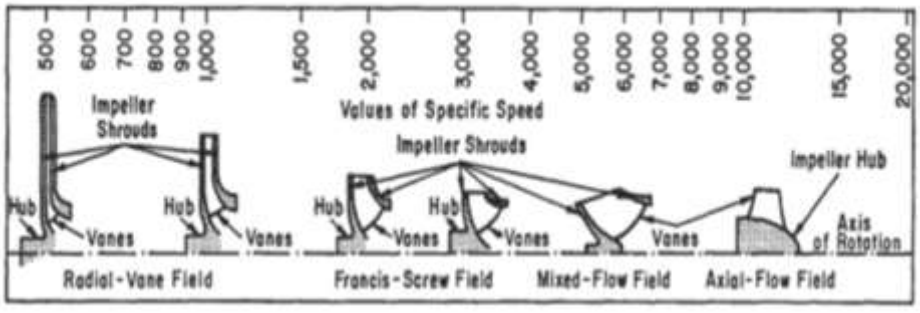
$$Ns = \frac{n \times Q^{0,5}}{Hman^{0,75}}$$

Dengan :

Ns =Kecepatan Spesifik (rpm)
n = Putaran pompa (rpm)
Hman= Panjang Total Head Pompa (ft)
Q = Kecepatan Volume Cairan (gpm)

$$Ns = \frac{3500\ rpm \times 220{,}8626\ gpm^{0,5}}{42{,}9629\ ft^{0,75}}$$

$$Ns = 3.100{,}3262\ rpm$$




Dari nilai kecepatan spesifik digunakan impeller dengan tipe francis – screw field

**5. Menentukan Brake Horse Power**

Debit Cairan = $49{,}0537\ \frac{m3}{jam} = 0{,}0136\ \frac{m3}{s}$

Total Head Pompa = 13,0944 m

Effisiensi = 62% (fig, 10,63 hal 550 Peter Timmerhaus, 1991)

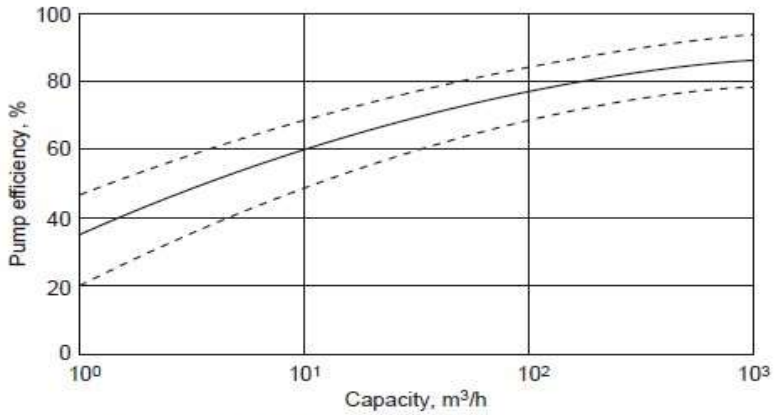



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

$BHP = \frac{Q\,H\,\rho}{eff}$ (persamaan 3-6 Ludwig vol 1 hal 130)

$$BHP = \frac{0{,}0136\ \frac{m^3}{s} \times\ 13{,}0944\ \text{m} \times 980\ \frac{\text{kg}}{\text{m3}}}{0{,}62}$$

$BHP$ = 282,0276 kgm/s = 3,6945 hp

**Motor Penggerak**

dari fig 14,38 , Peter Timmerhaus

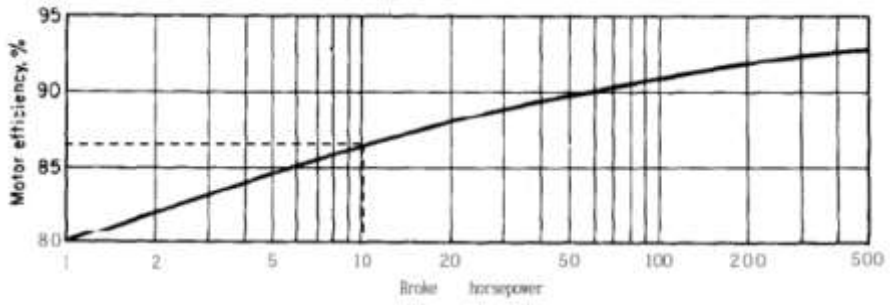



FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Effisiensi motor = 85%

$$Power\ Motor = \frac{BHP}{eff}$$

$$Power\ Motor = \frac{3{,}6945}{0{,}84} = 4{,}3983\ Hp$$

Dipakai motor standard dengan daya 5 Hp

*Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

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.

**6. Net Positive Suction Head (NPSH)**

**a. NPSH yang tersedia (NPSHa)**

$NPSHa = \frac{P}{\rho} + H - \frac{Pf}{\rho} - \frac{Pv}{\rho}$ (pers 5,7 coulson third edition)

Dengan :

NPSH = Net Positive Suction Head (m)

P = tekanan diatas cairan dalam wadah umpan (N/m2)

H = tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

ρ = densitas cairan pada suhu hisap pompa (kg/m3)

Pv = tekanan uap cairan pada suction (N/m2)

Pf = kehilangan tekanan pada pipa hisap (N/m2)

Menghitung tekanan uap cairan pada suction (Pv)
Pada T = 423,15 K

| Komponen | Massa | Mol | yi | Po(mmhg) | Pv |
|---|---|---|---|---|---|
| dowterm | 48072,6228 | 289,5941 | 1 | 0,0000 | 0,0000 |
| Jumlah | 48072,6228 | 289,5941 | 1 | 0,0000 | 0,0000 |

Pv = 0 mmHg = 0 atm = 0 N/m2

Menghitung kehilangan tekanan pda pipa hisap (Pf)

$Pf = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$ (pers 5,3 coulson third edition)

Dengan

Pf = Pressure drop in pipe (N/m2)

L = panjang pipa (m)

ID = pipe inside diameter (m)

V = fluid velocity (m/s)

f = friction factor

ρ = Densitas Fluida (kg/m3)

$$Pf = 8 \times 0{,}019 \times \left(\frac{273{,}431\ m}{0{,}1541\ m}\right) \times \left(\frac{980\ \frac{kg}{m3} \times (0{,}7308 \frac{m}{s})^2}{2}\right)$$

$$Pf = 70.606603{,}8752\ \frac{kg}{ms2} \times \frac{N}{kgm/s2} = 70.606{,}8752\ \frac{N}{m2}$$

P = 1 atm = 101325 N/m2

H = 12 m

$$NPSHa = \frac{P}{\rho} + H - \frac{Pf}{\rho} - \frac{Pv}{\rho}$$

$$NNPSHa = \frac{101325\ \frac{N}{m2}}{(980\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})} + 10\ m - \frac{70.606{,}8752\ \frac{N}{m2}}{(980\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})} - \frac{0\ \frac{N}{m2}}{(980\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})}$$

$NPSHa = 15.1987$ m

**b. NPSHr**

NPSH yang diperlukan dihitung dengan

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{\text{N}}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} \times \text{Q}^{\frac{2}{3}}$$

Dengan

N = Kecepatan Putaran (rpm)

Q = Kecepatan Volume Cairan (m3/menit)

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{3500}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} \times 0{,}8175^{\frac{2}{3}}$$

$\text{NPSHr} = 2{,}0573$ m

$NPSHa >$ NPSHr

NPSHa yang tersedia lebih besar dari NPSH yang diperlukan, maka tidak terjadi kavitasi

**KESIMPULAN POMPA UTILITAS 7 (P-07)**

Tugas :Untuk mengalirkan Dowtherm A dari Furnace (F-01) ke Tangki Dowterm (TD-01),

Jenis : Pompa single stage

Pemilihan pipa :

NPS = 6 in

ID = 6,065 in = 0,1541 m

OD = 6,625 in

Sch no, = 40

Ap = 28,9 $in^2$ = 0,0186 $m^2$

Panjang pipa total : 273,431 m

Head Pompa Total : 13,0944 m = 42,9629 ft

Kecepatan putar : 3500 rpm

BHP : 3,6945 hp

Effisiensi motor : 85%

Daya motor standard : 5 Hp

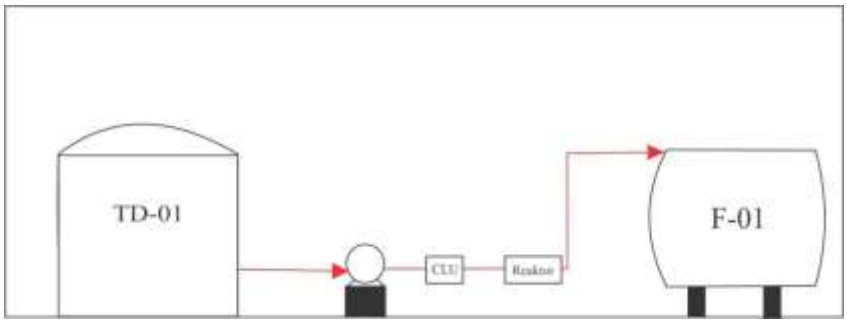
Jenis Impeller : tipe francis – screw field

6.8.POMPA UTILITAS 8 (PU-08)

Tugas : Untuk mengalirkan Dowtherm A dari Tangki Dowterm (TD-01)ke Furnace(F-01) melalui Cooler utilitas (CLU-01) dan Reactor (R-01),

Jenis : Pompa single stage

Sketsa :




Gambar 26, Sistem aliran pompa utilitas 4

Data :

Suhu fluida : 71,9673 $^{o}$C

Tekanan : 1 atm

Densitas fluida : 1.000 kg/m$^3$ :

Viskositas : 0,2 cp : 0,0002 kg/ms

Kecepatan Massa Aliran : 48.072,62 kg/jam

**1. Menentukan titik pemompaan**

Titik 1 suction

Titik Suction head : 1 m

Tekanan Suction head : 1 atm

Titik 2 discharge

Tinggi discharge head : 15 m

Tekanan discharge head : 1 atm

**2. Pemilihan Pipa**

A. Diameter Pipa Optimum

Digunakan pipa stainless stell dengan diameter optimum

$D_{opt} = 0{,}363 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$

(Pers 15 Peter & Timmerhaus)

Dengan :

Dopt = Diameter Optimum (m)

Q = Kecepatan Volume Cairan ($m^3/s$)

ρ = Densitas campuran ($kg/m^3$)

$$Q = \frac{48.072{,}62 \text{ kg/jam}}{1.000 \text{ kg/m3}} = 48{,}0726 \frac{m3}{jam} = 0{,}0134 \frac{m3}{s}$$

$$D_{opt} = 0{,}363 \times 0{,}0134^{0{,}45} \times 1.000^{0{,}13}$$

$$D_{opt} = 0{,}1278\, m = 5{,}0303\, in$$

B. Pemilihan Pipa Standar

Pipa standar dipilih berdasarkan table 11 kern, di dapatkan:

NPS = 6 in

ID = 6,065 in = 0,1541 m

OD = 6,625 in

Sch no, = 40

Ap = 28,9 $in^2$ = 0,0186 $m^2$

Kecepatan aliran linier dalam pipa

$$V = \frac{Q}{Ap}$$

$$V = \frac{48{,}0726 \ \frac{m^3}{jam}}{0{,}0186 \text{ m}^2} = 2.578{,}2895 \frac{m}{jam} = 0{,}7162 \frac{m}{s}$$

C. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho\, v\, ID}{\mu}$$

$$Re = \frac{1.000 \ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0{,}7162 \frac{m}{s} \times 0{,}1541\, m}{0{,}0002 \ \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$Re = 551.651{,}1994$$

D. Bahan Konstruksi pipa :

Dipilih bahan pipa dari commercial steel dengan ID= 6,065 in, sehingga $\frac{\in}{D}$ (kekasaran relative) dapat didapat dari fig 126 G,G, Brown hal 141.

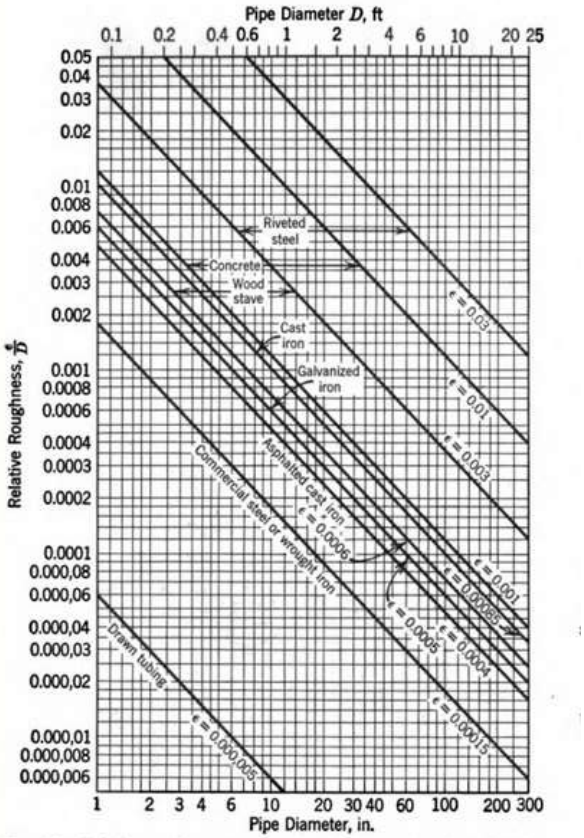



FIG. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[4]

Maka di dapat $\frac{\in}{D} = 0{,}00025$

Dicari factor friksi dari fig125, G,G Brown hal 140 di dapat f = 0,018

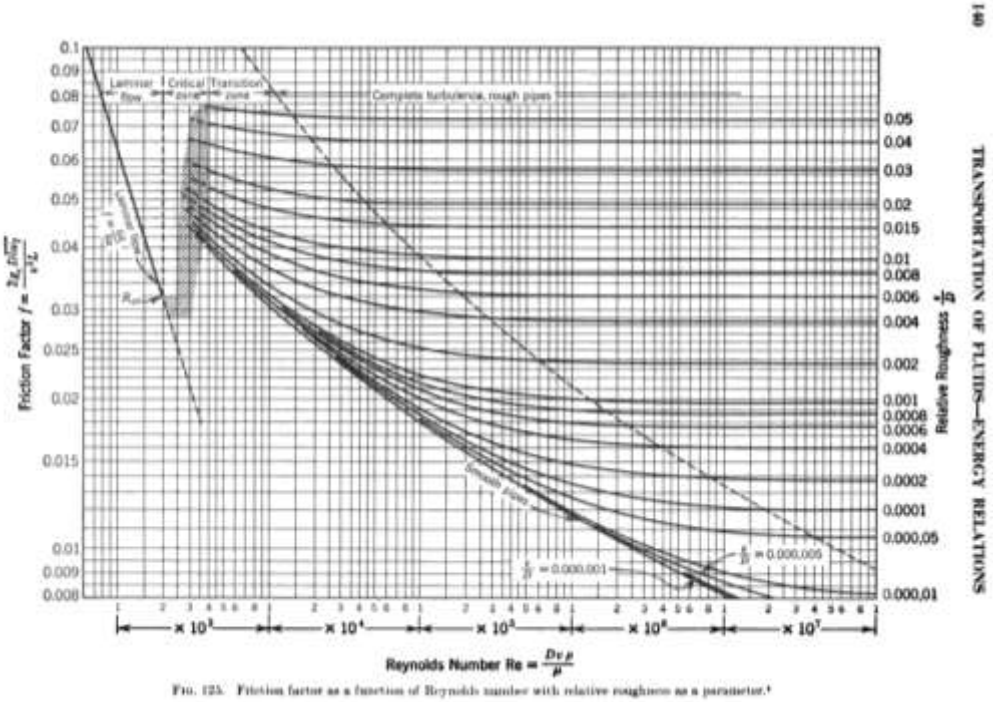



FIG. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[4]

E. Merancang Pemipaan dan Fitting

Menghitung panjang ekuivalen dan panjang pipa dari brown fig,127 dengan ID =10,02 in

| **Equivalent length** | **Jumlah** | **Le (ft)** | **Sig Le (ft)** | **Sig Le (m)** |
|---|---|---|---|---|
| sudden enlargement | 2 | 18 | 36 | 10,973 |
| sudden constraction | 2 | 6 | 12 | 3,658 |
| standart elbow | 4 | 40 | 160 | 48,768 |
| gate valve | 1 | 100 | 100 | 30,480 |
| check valve | 1 | 45 | 45 | 13,716 |
| Panjang eqivalent | | | 569 | 173,431 |

Panjang pipa lurus = 120 m
Panjang pipa equivalen = 173,431 m
Panjang pipa total = 293,431 m

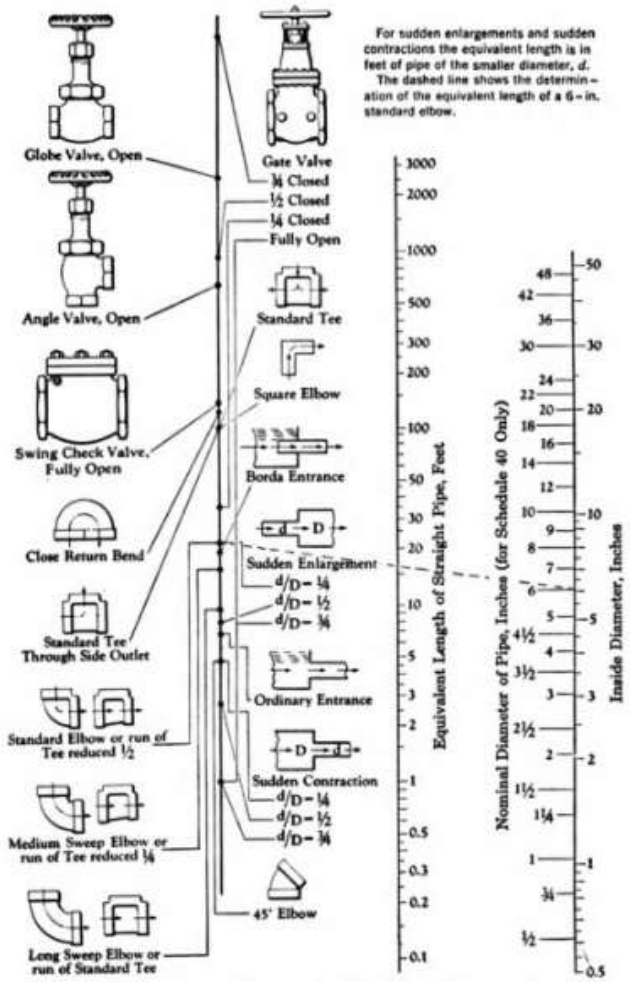



FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

**3. Mengitung Head Pompa**

Head Pompa dihitung dengan persamaaan Bernouli

$$\frac{P1}{\rho} + Z1 + \frac{V1^2}{2\,g} + Hf + Hman = \frac{P2}{\rho} + Z2 + \frac{V2^2}{2\,g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$Hp = \frac{(P2 - P1)}{\gamma}$$

$$\gamma = \rho \times g$$

$$\gamma = 1000\ \frac{\text{kg}}{\text{m3}} \times 9{,}8\,\frac{\text{m}}{\text{s2}} = 9.800\,\frac{\text{N}}{\text{m3}}$$

$$Hp = \frac{(1-1)atm \times \frac{101.325\ N/m2}{atm}}{9.800\,\frac{\text{N}}{\text{m3}}} = 0\ m$$

b. Velocity Head

$$Hv = \frac{(V2^2 - V1^2)}{2\ g}$$

$$Hv = \frac{((0{,}7162\frac{m}{s})^2 - (0{,}7162\frac{m}{s})^2)}{2\ \times 9{,}8\frac{m}{s^2}} = 0$$

c. Static Head

$$Hs = Z2 - Z1$$

$$Hs = 15 - 1 = 14\ m$$

d. Friction Head

$$Hf = \frac{f\ \times V^2 \times (L + Le)}{2\ \times g\ \times ID}$$

$$Hf = \frac{0{,}018\ \times (0{,}7162\frac{m}{s})^2 \times 293{,}431\ \text{m}}{2\ \times 9{,}8\frac{m}{s^2} \times 0{,}1541\ m}$$

$$Hf = 7{,}10\ m$$

Total Head Pompa

H man = HP + HV + HS + HF

H man = 16,0450 m = 52,6437 ft

**4. Menentukan Kecepatan Spesifik**

Berdasarkan gambar 5,10 Towler, G,K Sinnot, hal 245 didapatkan spesifikasi pompa, sebagai berikut:

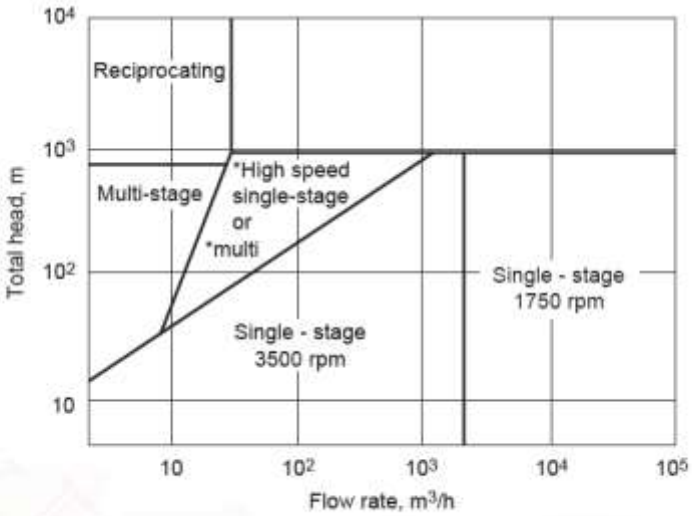



**Figure 5.10.** Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multistage 1750 rpm.

Jenis pompa : Single stage
Kecepatan : 3500 rpm

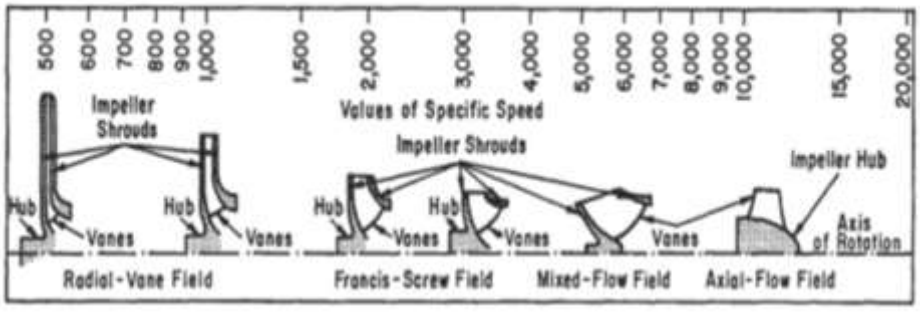
$$Ns = \frac{n \times Q^{0,5}}{Hman^{0,75}}$$

Dengan :

Ns =Kecepatan Spesifik (rpm)
n = Putaran pompa (rpm)
Hman= Panjang Total Head Pompa (ft)
Q = Kecepatan Volume Cairan (gpm)

$$Ns = \frac{3500\ rpm \times 216{,}5433\ gpm^{0,5}}{52{,}6437\ ft^{0,75}}$$

$$Ns = 2635{,}3026\ rpm$$




Dari nilai kecepatan spesifik digunakan impeller dengan tipe francis-screw field

**5. Menentukan Brake Horse Power**

Debit Cairan = $48{,}0726\,\frac{m3}{jam}$

Total Head Pompa = 16,0450 m

Effisiensi = 0,62% (fig, 10,63 hal 550 Peter Timmerhaus, 1991)

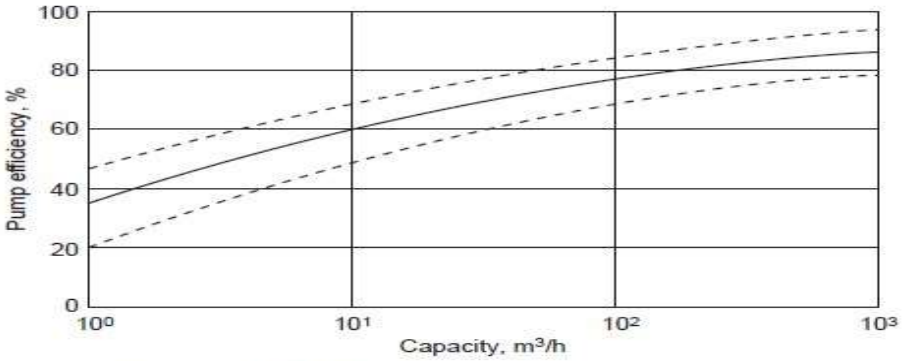



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

$BHP = \frac{Q\,H\,\rho}{eff}$ (persamaan 3-6 Ludwig vol 1 hal 130)

$$BHP = \frac{0{,}0134\,\frac{m^3}{s} \times\ 16{,}0450\ \text{m} \times 1.000\ \frac{\text{kg}}{\text{m3}}}{0{,}62}$$

$BHP$ = 345,5763 kgm/s = 4.5270 hp

**Motor Penggerak**

dari fig 14,38 , Peter Timmerhaus

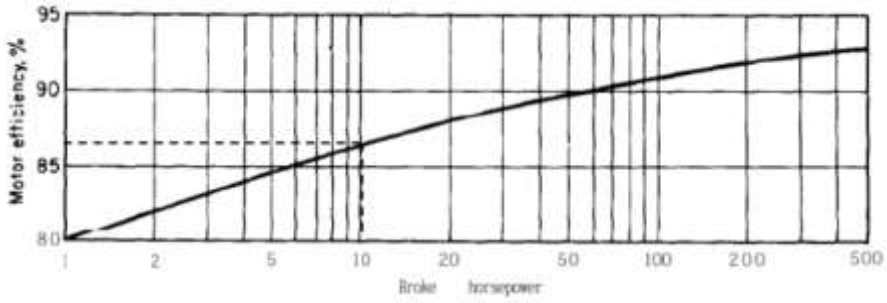



FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Effisiensi motor = 88%

$$Power\ Motor = \frac{BHP}{eff}$$

$$Power\ Motor = \frac{4{,}5270}{0{,}85} = 5{,}3256\ Hp$$

Dipakai motor standard dengan daya 7,5 Hp

*Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

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.

**6. Net Positive Suction Head (NPSH)**

**a. NPSH yang tersedia (NPSHa)**

$NPSHa = \frac{P}{\rho} + H - \frac{Pf}{\rho} - \frac{Pv}{\rho}$ (pers 5,7 coulson third edition)

Dengan :

NPSH = Net Positive Suction Head (m)

P = tekanan diatas cairan dalam wadah umpan (N/m2)

H = tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

ρ = densitas cairan pada suhu hisap pompa (kg/m3)

Pv = tekanan uap cairan pada suction (N/m2)

Pf = kehilangan tekanan pada pipa hisap (N/m2)

Menghitung tekanan uap cairan pada suction (Pv)
Pada T = 374,15 K

| Komponen | Massa | Mol | yi | Po(mmhg) | Pv(mmHg) |
|---|---|---|---|---|---|
| Dowterm | 48072,6228 | 298,5941 | 1 | 0,0000 | 0,0000 |
| Jumlah | 48072,6228 | 298,5941 | 1 | 0,0000 | 0,0000 |

Pv = 0 mmHg = 0 atm = 0 N/m2

Menghitung kehilangan tekanan pda pipa hisap (Pf)

$Pf = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$ (pers 5,3 coulson third edition)

Dengan

Pf = Pressure drop in pipe (N/m2)

L = panjang pipa (m)

ID = pipe inside diameter (m)

V = fluid velocity (m/s)

f = friction factor

ρ = Densitas Fluida (kg/m3)

$$Pf = 8 \times 0{,}018 \times \left(\frac{293{,}431\ m}{0{,}1541\ m}\right) \times \left(\frac{1000\ \frac{kg}{m3} \times (0{,}7162\frac{m}{s})^2}{2}\right)$$

$$Pf = 70344{,}7579\frac{kg}{ms2} \times \frac{N}{kgm/s2} = 70344{,}7579\frac{N}{m2}$$

P = 1 atm = 101325 N/m2

H = 15 m

$$NPSHa = \frac{P}{\rho} + H - \frac{Pf}{\rho} - \frac{Pv}{\rho}$$

$$NNPSHa = \frac{101325\ \frac{N}{m2}}{(980\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})} + 10\ m - \frac{70.344{,}7579\ \frac{N}{m2}}{(980\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})} - \frac{0\ \frac{N}{m2}}{(980\frac{Kg}{m3}.9.8\frac{m}{s2})}$$

$NPSHa = 18.1612$ m

**b. NPSHr**

NPSH yang diperlukan dihitung dengan

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{\text{N}}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} \times \text{Q}^{\frac{2}{3}}$$

Dengan

N = Kecepatan Putaran (rpm)

Q = Kecepatan Volume Cairan (m3/menit)

$$\text{NPSHr} = \left(\frac{3500}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} \times 0{,}8011^{\frac{2}{3}}$$

$\text{NPSHr} = 2{,}0296$ m

$NPSHa >$ NPSHr

NPSHa yang tersedia lebih besar dari NPSH yang diperlukan, maka tidak terjadi kavitasi.

**KESIMPULAN POMPA UTILITAS 8 (P-08)**

Tugas : Untuk mengalirkan Dowtherm A dari Tangki Dowterm (TD-01)ke Furnace(F-01) melalui Cooler utilitas (CLU-01) dan Reactor (R-01),

Jenis : Pompa single stage

Pemilihan pipa :

NPS = 6 in

ID = 6,065 in = 0,1541 m

OD = 6,625 in

Sch no, = 40

Ap = 28,9 $in^2$ = 0,0186 $m^2$

Panjang pipa total : 293,431 m

Head Pompa Total : 16,0450 m = 52,6437 ft

Kecepatan putar : 3.500 rpm

BHP : 4,5271 hp

Effisiensi motor : 85%

Daya motor standard : 7,5 Hp

Jenis Impeller : tipe francis-screw field

# EKONOMI

# ANALISA EKONOMI

Evaluasi ekonomi pabrik MTBE dari Isobutena dan Metanol berkaitan dengan evaluasi kelayakan pendirian pabrik yang ditinjau dari aspek kelayakan potensial ekonomi Evaluasi kelayakan ekonomi dari pabrik MTBE dilakukan dengan tahapan sebagai

berikut:

1. Penentuan Total Harga Alat (*Purchasing Equipment Cost*)
2. Penaksiran Modal Tetap Industri (*Fixed Capital Investment*)
3. Perkiraan Penjualan
4. Penentuan Biaya Produksi *(Manufacturing Cost)*
5. Penaksiran Modal Kerja Industri (*Working Capital)* dan perhitungan *Capital Investment* (Total Modal)
6. Perhitungan *General Expense* dan Total Biaya Produksi
7. Penjualan dan Keuntungan
8. Perkiraan Pendapatan
9. Analisis Kelayakan

## 1. Penentuan Total Harga Alat (*Purchasing Equipment Cost*)

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio indeks harga. Dihitung menggunakan rumus :

$$E_x = E_y \frac{Nx}{Ny}$$

(Aries & 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

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan:

$$Eb = Ea\,(\frac{cb}{ca})^{0,6}$$

Dengan :

Ea = Harga alat a

Eb = Harga alat b

Ca = Kapasitas alat a

Cb = Kapasitas alat b

(Aries & Newton, 1955)

Dalam penentuan harga alat-alat utilitas pabrik dilakukan berdasarkan beberapa asumsi-asumsi dasar sebagai berikut.

1. Penentuan harga alat bersumber dari buku dan web dapat dilihat pada lampiran perhitungan harga alat masing-masing baik alat proses maupun untuk alat utilitas.Untuk perhitungan alat tersebut diperlukan nilai CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Indice*) untuk membandingkan harga alat yang didapat dari *literature* pada waktu terentu untuk harga alat saat ini.

   Nilai CEPCI untuk perhitungan harga alat

   a. CE index 1954 = 185 (Aries Newton )
   b. CE index 1990 = 350 (Peter Timmerhaus)
   c. CE index 2014 = 567 (www.matche.com)
   d. CE index 2019 = 607,5 (chemengonline.com)
   e. CE index 2020 = 586,23 (chemengonline.com)

2. Harga yang diperoleh dalam rupiah dibulatkan ratusan ribu terdekat.
3. Harga yang diperoleh dalam dollar US dibulatkan dalam satuan terdekat.

4. Kurs dollar pada tanggal 16 Oktober 2020, US $ 1 = Rp. 14.774,00

**a. *Purchasing Equipment Cost* (PEC) Alat Proses**

Semua alat proses dibeli dari luar negeri. Semua biaya pembelian alat-alat proses dapat dilihat dibawah ini.

| No. | Nama Alat | n | Harga tahun Sumber | Harga tahun '20 | Harga | Literatur |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | Tangki i-$C_4H_8$ (T-01) | 1 | $119,413.97 | $378,400.31 | $378,400.31 | Aries Newton |
| 2 | Tangki $CH_3OH$ (T-02) | 1 | $45,000 | $142,596 | $142,596 | Aries Newton |
| 3 | Tangki $(CH_3)_3COCH_3$ (T-03) | 1 | $82,913.77 | $262,738.05 | $262,738.05 | Aries Newton |
| 4 | Tangki Purging i-$C_4H_8$ (T-04) | 1 | $12,000 | $38,025.73 | $38,025.73 | Aries Newton |
| 5 | Reaktor (R-01) | 1 | $51,300 | $56,039.86 | $56,039.86 | matche.com |
| 6 | Flah Drum (FD-01) | 1 | $6,100 | $6,306.88 | $6,306.88 | matche.com |
| 7 | Menara Distilasi (MD-02) | 1 | $2,200 | $6,971.38 | $6,971.38 | Aries Newton |
| 8 | Menara Stipper (SC-01) | 1 | $1,200 | $3,802.57 | $3,802.57 | Aries Newton |
| 9 | Heater (HE-01) | 1 | $1,600 | $1,654.26 | $1,654.26 | matche.com |
| 10 | Heater (HE-02) | 1 | $1,400 | $1,447.48 | $1,447.48 | matche.com |
| 11 | Heater (HE-03) | 1 | $1,800 | $1,861.05 | $1,861.05 | matche.com |
| 12 | Cooler (CL-01) | 1 | $1,000 | $1,033.9 | $1,033.9 | matche.com |
| 13 | Cooler (CL-02) | 1 | $1,000 | $1,033.9 | $1,033.9 | matche.com |
| 14 | Cooler (CL-03) | 1 | $1,900 | $1,964.44 | $1,964.44 | matche.com |
| 15 | Condensor (CD-01) | 1 | $3,9800 | $41,149.83 | $41,149.83 | matche.com |
| 16 | Condensor (CD-02) | 1 | $65,600 | $67,824.85 | $67,824.85 | matche.com |
| 17 | Condensor (CD-03) | 1 | $16,800 | $17,369.78 | $17,369.78 | matche.com |
| 18 | Reboiler (RB-01) | 1 | $10,000 | $31,668.11 | $31,668.11 | Aries Newton |
| 19 | Reboiler (RB-02) | 1 | $1,800 | $5,703.86 | $5,703.86 | Aries Newton |
| 20 | Accumulator (Acc-01) | 1 | $8,000 | $8,271.32 | $8,271.32 | matche.com |
| 21 | Pompa (P-01) | 2 | $400 | $1,267.52 | $2,535.05 | Aries Newton |
| 22 | Pompa (P-02) | 2 | $350 | $1,109.08 | $2,218.18 | Aries Newton |
| 23 | Pompa (P-03) | 2 | $520 | $1,647.78 | $3,295.56 | Aries Newton |
| 24 | Pompa (P-04) | 2 | $95.20 | $301.68 | $603.38 | Aries Newton |
| 25 | Pompa (P-05) | 2 | $95.20 | $30168 | $603.38 | Aries Newton |
| TOTAL | | | | | $1,082,139.1 | |

**b. *Purchasing Equipment Cost* (PEC) Alat Utilitas**

Alat utilitas dari luar negeri dapat dilihat sebagai berikut :

| No. | Nama Alat | n | Harga Satuan | Harga Satuan '20 | Harga | Literatur |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | Bak Pengendap Awal (BPA-01) | 3 | $745.09 | $745.09 | $2,235.27 | Juraganbata |
| 2 | Bak Pengendap Cepat (BPC-01) | 1 | $0.425 | $0.4254 | $0.4254 | Juraganbata |
| 3 | Saringan Pasir (SP-01) | 2 | $1,000 | $1,000 | $2,000 | Alibaba.com |
| 4 | Klarifier (CL-01) | 1 | $5,000 | $5,000 | $5,000 | Alibaba.com |
| 5 | Bak Penampung Air Bersih (BU-01) | 1 | $23.28 | $23.28 | $23.28 | Juraganbata |
| 6 | Tangki Clorinasi (TU-02) | 1 | $1,700 | $5,386.9 | $5,386.9 | Aries Newton |
| 7 | Tangki Air Servise (TU-01) | 1 | $2,100 | $6,654.5 | $6,654.5 | Aries Newton |
| 8 | Cooling Tower (CT-01) | 1 | $30,000 | $95,064 | $95,064 | Aries Newton |
| 9 | Cooler Utilitas (CLU-01) | 1 | $24,000 | $24,814 | $24,814 | matche.com |
| 10 | Furnace (FU-01) | 1 | $460,500 | $476,118 | $476,118 | matche.com |
| 11 | Tangki Dowtherm (TU-03) | 1 | $15,000 | $475,32 | $475,32 | Aries Newton |
| 12 | Tangki Bahan Bakar (TB-01) | 1 | $20,000 | $63,376 | $63,376 | Aries Newton |
| 13 | Tangki Udara Tekan (TUD-01) | 1 | $8,200 | $25,984 | $25,984 | Aries Newton |
| 14 | Tangki Silika Gel (TSG-01) | 1 | $5,000 | $15,844 | $15,844 | Aries Newton |
| 15 | Generator (G-01) | 1 | $10,000 | $10,000 | $10,000 | Alibaba.com |
| 16 | Blower (BL-01) | 1 | $7,400 | $7,650 | $7,650 | matche.com |
| 17 | Kompresor Udara Tekan (KU-01 | 1 | $7,200 | $7,444.2 | $7,444.2 | matche.com |
| 18 | Pompa Utilitas (PU-01) | 2 | $2,000 | $6,337.6 | $12,675.24 | Aries Newton |
| 19 | Pompa Utilitas (PU-02) | 2 | $1,500 | $4,753.2 | $9,506.43 | Aries Newton |
| 20 | Pompa Utilitas (PU-03) | 2 | $1,500 | $4,735.2 | $9,506.43 | Aries Newton |
| 21 | Pompa Utilitas (PU-04) | 2 | $1,500 | $4,735.2 | $9,506.43 | Aries Newton |
| 22 | Pompa Utilitas (PU-05) | 2 | $900 | $2,851.9 | $5,703.8 | Aries Newton |
| 23 | Pompa Utilitas (PU-06) | 2 | $900 | $2,851.9 | $5,703.8 | Aries Newton |
| 24 | Pompa Utilitas (PU-07) | 2 | $800 | $2,639.5 | $5,386.97 | Aries Newton |
| 25 | Pompa Utilitas (PU-08) | 2 | $800 | $2,639.5 | $5,386.97 | Aries Newton |
| TOTAL | | | | | $913,961.9 | |

Harga total = Harga alat proses + Harga alat utilitas

= $1,082,139.1 + $913,961.9

= $ 1,996,101.53

## 2. 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 & Newton, 1955). Modal industri terdiri dari 2 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. *Direct Cost*
    - *Purchased Equipment Cost*
    - *Purchased Equipment Installation*
    - *Instrumentation and Controls*
    - *Piping*
    - *Insulation*
    - *Electrical Equipment and Materials*
    - *Buildings (Including Service)*
    - *Land & Yard*
2. *Indirect Cost*
    - *Engineering and Construction*
    - *Construction expenses*
    - *Contractor's fee*
    - *Contingency*

(Aries & Newton, 1955)

**1) *Direct Cost* (DC)**

Dalam menentukan Direct Cost dilakukan asumsi sebagai berikut:

1. Biaya inflasi sudah dimasukan kedalam 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 :
   - Buruh asing = $ 8,4 /manhour
   - Buruh lokal = Rp 20.000 /manhour
   - Perbandingan manhour asing = 3 manhour lokal
   - Perbandingan jumlah tenaga asing dan local = 5 : 95

**A. Direct Cost Alat Proses& Utilitas**

1. *Purchasing Equipment Cost* (PEC) alat proses sampai tempat PEC meliputi biaya peralatan yang tercantum pada lembar diagram aliran lengkap, suku cadang dan suku cadang peralatan yang tidak dipasang, surplus peralatan, perlengkapan, dan tunjangan peralatan, tunjangan biaya inflasi, biaya pengiriman, pajak, asuransi, tugas, penyelisihan modifikasi saat *start up.* Besarnya biaya peralatan proses sampai tempat = 10-40% PEC.(Peter & Timmerhaus, 1991)

   Harga peralatan (PEC)= $ 1,996,101.53

   Dipilih = 25%

   PEC sampai tempat = 125% x $ 1,996,101.53

   = $ 2,495,126.879

2. *Purchasing Equipment Installation* (PEI)

PEI meliputi: Pemasangan semua peralatan yang tercantum pada lembar aliran lengkap, dukungan *structural*, isolasi, dan cat. (Peter & Timmerhauss, 1991). Biaya instalasi besarnya 43% dari PEC, terdiri dari biaya material sebesar 11% dan buruh sebesar 32% (Tabel 16 p.77, Aries & Newton).

- Material (11%PEC) :

  = 0,11 x $ 2,495,126.879
  = $ 274,463.9567

- Buruh (32%PEC)

  = 0,32 x $ 2,495,126.879
  = $ 789,440.6014

Gaji buruh asing (5%) = 5% x $ 789,440.6014
= $ 39,922.03
Gaji buruh lokal (95%) = 95% x $ 789,440.6014
= $ 758,518.5713
Jumlah man hour asing = 4753 manhour
Jumlah man hour lokal = 90300 manhour
Biaya total PEI = $ 1,072,904.558

3. *Piping* (Pemipaan)

Meliputi biaya: Proses baja, pipa-karbon, paduan, besi cor, timah, berjajar, alumunium, tembaga, keramik, *plastic*, karet,beton bertulang, pipa gantungan, fitting, katup, isolasi-pipa, perlatan.(Peter & Timmerhaus, 1991).

Besarnya biaya pemipaan 86 % dari PEC untuk cairan terdiri dari biaya material dan buruh (Tabel 17 p. 78 Aries & Newton).

- Material (49%PEC) :

  = 0,11 x $ 2,495,126.879

  = $ 1,222,612.171

- Buruh (37%PEC)

  = 0,37 x $ 2,495,126.879

  = $ 923,196.9453

Gaji buruh asing (5%) = 5% x $ 923,196.9453

= $ 46,159.0981

Gaji buruh lokal (95%) = 95% x $ 923,196.9453

= $ 877,037.0981

= Rp 12.957.346.087

Jumlah man hour asing = 5.495 manhour

Jumlah man hour lokal = 104.409 manhour

Biaya total piping = $ 3.095.969

4. Instrumentasi

Meliputi: pembelian, instalasi, kalibrasi, *computer*. (Peter & Timmerhauss, 1991).

Besarnya biaya instrumentasi 15% dari PEC, terdiri dari biaya material dan buruh (Tabel 19 p.97 Aries & Newton).

- Material (12%PEC) :

  = 0,12 x $ 2,495,126.879

  = $ 299,415.2255

- Buruh (3%PEC)

  = 0,03 x $ 2,495,126.879

  = $ 74,583.8064

Gaji buruh asing (5%) = 5% x $ 74,583.8

= $ 3,743

Gaji buruh lokal (95%) = 95% x $ 74,583.8

= $ 711,111.1161

= Rp 1.050.595.629

Jumlah man hour asing = 446 manhour

Jumlah man hour lokal = 8.466 manhour

Biaya total Instrumentasi = $ 374,269

5. Isolasi

Besarnya biaya insulasi 8% dari PEC, terdiri dari biaya material dan buruh (table 21 p.98, Aries & Newton)

- Material (3%PEC) :

  = 0,03 x $ 2,495,126.879

  = $ 74,853.8

- Buruh (5%PEC)

  = 0,05 x $ 2,495,126.879

  = $ 124,456.344

Gaji buruh asing (5%) = 5% x $ 124,456.344

= $ 6,237.8

Gaji buruh lokal (95%) = 95% x 124,456.344

= $ 118,519.53

= Rp 1.750.992.714

Jumlah man hour asing = 743 manhour

Jumlah man hour lokal = 14.109 manhour

Biaya total isolasi = $ 199,610.2

6. *Electrical Equipment and Materials*

Meliputi peralatan listrik –*switches*, motor, saluran, kawat, alat kelengkapan, pengumpan, *grounding*, instrument, dan*control* kabel & pencahayaan, panel-panel, dan bahan dan tenaga kerja listrik. (Peter & Timmerhauss, 1991)

Besarnya biaya insalasi listrik 15% dari PEC, terdiri dari biaya pemeriksaan instalasi, biya instalasi dan upah buruh (Aries & Newton, p102)

- Material (12%PEC) :

  = 0,12 x $ 2,495,126.879

  = $ 299,415.23

- Buruh (3%PEC)

  = 0,03 x $ 3.599.964

  = $ 74,853.8

Gaji buruh asing (5%) = 5% x $ 74,853.8

= $ 3,742.7

Gaji buruh lokal (95%) = 95% x $ 74,853.8

= $ 71,111.1161

= Rp 1.050.595.629

Jumlah man hour asing = 446 manhour

Jumlah man hour lokal = 8.466 manhour

Biaya total electric = $ 374,269.03

Total *direct cost* alat proses dan utilitas dapat dilihat pada tabel dibawah ini

| Komponen | biaya |
|---|---|
| Purchasing Equipment Cost (PEC) | $2,495,126.879 |
| Purchasing Equipment Installation (PEI) | $1,072,904.558 |
| piping | $2,145,089.116 |
| Instrumentation | $374,269.0319 |
| Isolation | $199,610.1503 |
| Electrical Equipment and Material | $374,269.0319 |
| total | $6,661,988.768 |
| | Rp 98.424.220.055 |

## B. Direct Cost Bangunan

Harga bangunan dibagi menjadi beberapa kategori :

Harga Bangunan Kategori A = Rp. 6.700.000/$m^2$

Harga Bangunan Kategori B = Rp. 4.800.000/$m^2$

Harga Bangunan Kategori C = Rp. 2.500.000/$m^2$

Harga pengaspalan jalan = Rp. 200.000/$m^2$

Rincian biaya dapat dilihat pada table dibawah ini

| no | Bangunan | p | l | n | Luas (m2) | Harga (Rp/m2) | Harga total (RP) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | Area bahan baku | 60 | 40 | 1 | 2.400 | Rp 2,500,000 | Rp 6.000.000.000 |
| 2 | Area parkir | 60 | 30 | 1 | 1.800 | Rp 2,500,000 | Rp 4.500.000.000 |
| 3 | Area perluasan | 60 | 30 | 1 | 1.800 | Rp 2,500,000 | Rp 4.500.000.000 |
| 4 | Area proses | 120 | 80 | 1 | 9.600 | Rp 2,500,000 | Rp 24.000.000.000 |
| 5 | Utilitas | 60 | 40 | 1 | 2.400 | Rp 2,500,000 | Rp 6.000.000.000 |
| 6 | Area UPL | 40 | 20 | 1 | 800 | Rp 2,500,000 | Rp 2.000.000.000 |
| 7 | Bengkel | 30 | 20 | 1 | 600 | Rp 2,500,000 | Rp 1.500.000.000 |
| 8 | Gudang alat | 30 | 20 | 1 | 600 | Rp 2,500,000 | Rp 1.500.000.000 |
| 9 | Kantin | 30 | 20 | 1 | 600 | Rp 2,500,000 | Rp 1.500.000.000 |
| 10 | Masjid | 50 | 40 | 1 | 2.000 | Rp 4,800,000 | Rp 9.600.000.000 |
| 11 | Pos satpam | 20 | 15 | 2 | 300 | Rp 2,500,000 | Rp 750.000.000 |
| 12 | Kantor pusat | 60 | 50 | 1 | 3.000 | Rp 6,700,000 | Rp 21.000.000.000 |
| 13 | Koperasi | 30 | 30 | 1 | 900 | Rp 2,500,000 | Rp 2.250.000.000 |
| 14 | Laboratorium | 30 | 30 | 1 | 900 | Rp 2,500,000 | Rp 2.250.000.000 |
| 15 | Lapangan | 40 | 30 | 1 | 1.200 | Rp 2,500,000 | Rp 3.000.000.000 |
| 16 | Damkar | 30 | 20 | 1 | 600 | Rp 2,500,000 | Rp 1.500.000.000 |
| 17 | Perpustakaan | 40 | 30 | 1 | 1.200 | Rp 2,500,000 | Rp 3.000.000.000 |
| 18 | Poliklinik | 30 | 20 | 1 | 600 | Rp 2,500,000 | Rp 1.500.000.000 |
| 19 | Ruang kontrol | 50 | 30 | 1 | 1.500 | Rp 6,700,000 | Rp 10.050.000.000 |
| 20 | Taman | 30 | 20 | 1 | 600 | Rp 2,500,000 | Rp 1.500.000.000 |
| 21 | Auditorium | 50 | 50 | 1 | 1.000 | Rp 2,500,000 | Rp 6.250.000.000 |
| Total | | | | | | | Rp 114.000.000.000 |

Pengaspalan Jalan

Panjang jalan = 431 m

Lebar jalan = 6 m

Harga pengaspalan rata-rata = Rp 200.000/$m^2$

Biaya pengaspalan = Rp 200000/$m^2$ x 431 x 6

= Rp 517.200.000

Total *direct cost* bangunan dapat dilihat pada tabel dibawah ini

| komponen | biaya |
|---|---|
| Bangunan | Rp 114.000.000.000 |
| Jalan | Rp 517.200.000 |
| Total | Rp 114.517.200.000 |

Sehingga biaya untuk pembelian tanah :

Harga tanah = 33400 $m^2$ x Rp 2.500.000/$m^2$

= Rp 83.500.000.000

Harga pengolahan tanah diperkirakan 5% dari harga tanah,

Biaya pengolahan tanah = 5% x Rp 83.500.000.000

= Rp 4.175.000.000

Total Biaya tanah = Rp 87.675.000.000

Total *Direct Cost* Pabrik dapat dilihat pada tabel di bawah ini.

| no | komponen | Biaya (Rp) | Biaya ($) |
|---|---|---|---|
| 1 | PPC Alat Proses dan Utilitas | Rp 98.424.220.055 | $ 6,661,988.768 |
| 2 | Bangunan | Rp 114.517.200.000 | |
| 3 | Tanah | Rp 87.675.000.000 | |
| Total | | Rp 300.616.422.054 | $ 20.347.666.31 |

**2) *Indirect Cost* (IC)**

*a. Engineering & Construction*

*Engineering &Construction* meliputi biaya desain, supervisi, konstruksi, dan pemeriksaan. Besar biaya ditentukan sebesar 25% dari (*Physical Plant Cost*) atau PPC (Aries & Newton, 1955).

| No | Komponen | Biaya (Rp) | Biaya ($) |
|---|---|---|---|
| 1 | Physical Plant Cost | Rp 300.616.422.054 | $ 20,347,666.31 |
| 2 | Engineering &Construction | Rp 24.606.055.513 | $ 1,665,497.19 |
| Total | | Rp 325.222.477.568 | $ 22,013,163.5 |

*b. Contractor fee*

Biaya kontraktor bervariasi untuk situasi yang berbeda, tetapi dapat diperkirakan besarnya sekitar 2-6% dari Direct Plant Cost (DPC).

(Aries & Newton, 1955 halaman 164)

Dipilih besarnya biaya kontraktor sebesar 3% dari DPC.

Biaya kontraktor = 3% x DPC

= 3% x Rp 325.222.477.568

= Rp 9.756.674.327

*c. Contingency Cost*

Modal kontingensi biasanya disertakan dalam perkiraan invetasi modal untuk mengkompensasi kejadian tak terduga, seperti badai, banjir, pemogokan, perubahan harga, perubahan desain kecil. Level darurat dibagi menjadi tiga, yaitu:

- Level rendah = 10% DPC
- Level sedang = 15% DPC
- Level tinggi = 25% DPC

Dipilih level sedang karena lokasi pabrik berada di bontang, Kalimantan yang mana potensi bencana alam tidak terlalu tinggi

Biaya darurat = 15% x DPC

= 15% x Rp 325.222.477.568

= Rp 48.783.371.635,23

***Fixed Capital Investment* (FCI)**

| No | Komponen | Biaya (Rp) | Biaya ($) |
|---|---|---|---|
| 1 | Direct Plant Cost | Rp 325.222.477.568 | $ 22,013,163.5 |
| 2 | Contractor fee | Rp 9.756.674.327 | |
| 3 | Contingency | Rp 48.843.322.167 | |
| Fixed Capital Investment | | Rp 383.762.523.530,47 | $ 25,975,532.93 |

***3.* Perkiraan Penjualan**

Dalam perkiraan penjualan diambil asumsi sebagai berikut :

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

   Produk MTBE

Kapasitas = 100.000.000 kg/tahun

Harga Jual = USD 1.08 /kg

= Rp 15.955,92/kg

Penjualan = 100.000.000 kg/tahun x Rp 15.955,92/kg

= Rp 1.595.592.000.000/ tahun

Produk Isobutena

Kapasitas = 6.079.875,7 kg/tahun

Harga Jual = USD 0.2 /kg

= Rp 2.954,8/kg

Penjualan = 6.079.875,7 kg/tahun x Rp 2.954,8/kg

= Rp 17.964.416.576/ tahun

### *4.* 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

*Manufacuring Cost* terbagi dalam 3 bagian:

*a. Direct Manufacturing Cost*

*b. Indirect Manufacturing Cost*

*c. Fixed Manufacturing Cost*

#### *a. Direct Manufacturing Cost*

*Direct manufacturing cost* terdiri dari:

- *Raw Materials*
- *Operating Labour*
- *Supervision*
- *Maintenance*
- *Plant Supplies*
- *Royalties and Patents*
- *Utilities*

(Aries & Newton, 1955)

1) *Raw Material* (Bahan Baku)

Pada proses produksi dipabrik MTBE diperlukan beberapa bahan baku utama dan bahan pendukung agar proses produksi dapat berjalan, bahan-bahan

utama berupa Isobutena dan Metanol, sedangkan bahan pendukung berupa katalis Amberlyst-15. Dalam perhitungan biaya bahan baku diambil asumsi sebagai berikut: Harga pembelian bahan baku tidak mengalami kenaikan harga tiap tahun. Berikut biaya dari masing – masing bahan baku:

Kurs disepakati 1 USD = Rp 14.774,-

a. Isobutena

Harga = USD 0.395/kg

= Rp 5.835,73/kg

Kebutuhan = 75.733.378.8 kg/tahun Biaya

= Rp 441.959.550.802,1- /tahun

b. Metanol

Harga = USD 0.7275/kg

= Rp 10.745,085/kg

Kebutuhan = 42.907.816,03 kg/tahun

Biaya = Rp 461.176.853.854,3- /tahun

c. Amberlyst-15

Harga = USD 0.2/kg

= Rp 2.954,8/kg

Kebutuhan = 6.079.875.652 kg/tahun

Biaya = Rp 17.964.8165.576,- /tahun

Total biaya bahan baku

| Komponen | Harga/ton | Harga/kg | Kebutuhan (kg/tahun) | Harga/kg | Jumlah |
|---|---|---|---|---|---|
| Isobutena | USD 395 | USD 0.395 | 75.733.378.8 | Rp5.835,7 | Rp 441.959.550.802,1 |
| Metanol | USD 727 | USD 0.727 | 42.907.816,03 | Rp10.748 | Rp 461.176.853.854,3 |
| Amberlyst-15 | USD 2500 | USD 25 | 108,5908 | Rp369.350 | Rp 40.108.030,66 |
| Total | | | | | Rp903.176.512.686,9 |

Total Biaya Bahan Baku = Rp 903.176.512.686,9

Gaji Karyawan

| No | Jabatan | Jumlah | Gaji per bulan (rupiah) | | Jumlah | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | Direktur Utama | 1 | Rp | 50.000.000 | Rp | 50.000.000 |
| 2 | Direktur | 2 | Rp | 38.000.000 | Rp | 76.000.000 |
| 3 | Kepala Departemen | 6 | Rp | 20.000.000 | Rp | 120.000.000 |
| 4 | Kepala Seksi | 18 | Rp | 15.000.000 | Rp | 270.000.000 |
| 5 | Laboran | 6 | Rp | 10.000.000 | Rp | 40.000.000 |
| 6 | Quality Control | 8 | Rp | 12.000.000 | Rp | 96.000.000 |
| 7 | Operator | 62 | Rp | 8.000.000 | Rp | 249.000.000 |
| 8 | Staff | 19 | Rp | 7.000.000 | Rp | 133.000.000 |
| 9 | Dokter | 2 | Rp | 10.000.000 | Rp | 20.000.000 |
| 10 | Perawat | 3 | Rp | 6.500.000 | Rp | 19.500.000 |
| 11 | Driver | 4 | Rp | 4.000.000 | Rp | 16.000.000 |
| 12 | Satpam | 12 | Rp | 4.000.000 | Rp | 64.000.000 |
| Total | | | | | Rp | 1.404.500.000 |

Gaji karyawan 1 tahun = Rp 1.404.500.000 x 12 bulan

= Rp 16.854.000.000,- /tahun

2) Supervision

Beban pengawasan adalah gaji seluruh personel yang bertanggung jawab untuk pengawasan langsung operasi produktif. Skala gaji bervariasi dengan tingkat tanggung jawab yang diperlukan. Perkiraan cepat dapat dibuat dengan menerapkan presentase dari biaya tenaga kerja sebesar 10 persen untuk operasi sederhana dan 25 persen untuk prosedur yang kompleks(Aries & Newton. 1955). Rentang biaya *supervise* = (10% -25%). Dalam perhitungan biaya *supervise* diambil 10% biaya *karyawan*:

= 10% x Rp 16.854.000.000,- / tahun

= Rp 1.685.400.000,- /tahun

3) Maintenance

Beban pemeliharaan termasuk biaya semua bahan dan tenaga kerja yang di pekerjakan dalam pemeliharaan rutin dan perbaikan insidental dan dalam beberapa kasus dalam revisi utama dari peralatan dan bangunan.Pemilihan biaya *maintenance* dapat dilihat di bawah ini. Dalam perhitungan biaya *maintenance* diasumsikan jenis operasinya dalam keadaan normal. (Aries &Newton, 1955).

| | Maintenance cost as percentage of fixed-capital investment (on annual basis) | | |
|---|---|---|---|
| Type of operation | Wages | Materials | Total |
| Simple chemical processes | 1-3 | 1-3 | 2-6 |
| Average processes with normal operating conditions | 2-4 | 3-5 | 5-9 |
| Complicated processes, severe corrosion operating conditions, or extensive instrumentation | 3-5 | 4-6 | 7-11 |

Gambar xx.Perkiraan Biaya Maintenance

Diambil biaya *maintenance* = 5% FCI

Biaya *maintenance*

= 5% x Rp 383.762.523.530,47,-

= Rp 19.188.126.176,52,-

*4) 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 tidak dapat dianggap sebagai bahan baku atau pemeliharaan dan perbaikan bahan, dan diklasifikasikan sebagai operasi persediaan. Biaya tahunan untuk jenis persediaan adalah sekitar 15 persen dari total biaya untuk jenis persediaan adalah sekitar 15 persen dari total biaya pemeliharaan dan perbaikan. (Peter & Timmerhaus, 1991)
Biaya *plant supplies* (15% *maintenance*)

=15% x Rp 19.188.126.176,52,-

= Rp 2.878.218.926,48,-

5) Royalties and Patents

Banyak proses manufaktur yang dilindungi oleh hak paten, dan mungkin diperlukan untuk membayar jumlah yang ditetapkan untuk hak paten atau *royalty* berdasarkan jumlah bahan yang dihasilkan. Meskipun perkiraan kasar dari paten dan *royalty* biaya untuk proses di patentkan adalah 0 sampai 6 persen dari total biaya produk, insinyur harus menggunakan penilaian karena *royalty* bervariasi dengan seperti factor sebagai jenis produk dan *industry* (Peter & Timmerhause, 1991).

*Royalty & Patent* = 0,3% x Total Penjualan

= 0,3% x Rp 1.613.556.816.576,4

= Rp 4.840.670.450,-

6) Utilities dan pengolahan limbah

Dalam penentuan biaya bahan utilitas diasumsikan tidak ada kenaikan harga pada masing – masing bahan utilitas tersebut dan konversi 1 USD = Rp 14.920,-

Kebutuhan Saat *Start-Up*

*a.* *Dowtherm A*

Harga = USD 3,500 /ton

= USD 3.5/kg

(Shanghai Yancui Corp. Ltd)

Kebutuhan = 95.713,5 kg

Biaya = Rp 4.949.247.272,-

b. Silika gel

Harga = Rp 597,-/kg

Kebutuhan = 14.905,11 kg

Biaya = Rp 8.898.348,4,-

Kebutuhan Saat Kontinyu

c. Listrik

Harga = Rp 1.115/kWh (PT.PLN)

Kebutuhan = 267,65 kWh/jam

= 2.344.596,85 kWh/tahun

Biaya = Rp 2.614.225.487,-

d. Bahan bakar Generator (*fuel oil*)

Harga = USD 330/ ton (Singapore *fuel oil* index ltd)

Kebutuhan = 38,92 kg/jam

= 340.922,6 kg/tahun

Biaya = Rp 1.662.140.647,-

e. Bahan Bakar *Furnace* (*fuel oil)*

Harga = USD 330/ton (Singapore *fuel oil* index ltd)

Kebutuhan = 269,7 kg/jam Biaya

= Rp 11.518.444.441,-

f. NaClO (Chlorine)

Harga = USD 0.30455/L

Densitas = 1.11 kg/L

Kebutuhan = 44,0666 kg/tahun

Biaya = Rp 198.299,913,-

| Komponen | Biaya |
|---|---|
| Komponen *Start-Up* | Rp4.958.145.620 |
| Komponen Kontinyu | Rp15.795.008875 |
| Total | Rp 20.753.154.495 |

Total Biaya utilitas = Rp 20.753.154.495,-

Total biaya *Direct Manufacturing Cost* dapat dilihat pada table di bawah ini.

| No | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| 1 | Biaya bahan baku | Rp 903.176.512.686,9 |
| 2 | Biaya bahan Utilitas | Rp 20.753.154.495 |
| 3 | Gaji karyawan | Rp 16.494.000.000 |
| 4 | *Supervise* | Rp 1.649.400.000 |
| 5 | *Maintenance* | Rp 19.188.126.176,52 |
| 6 | *Plant supplies* | Rp 2.878.218.926,48 |
| 7 | *Royalties and patents* | Rp 4.840.670.450 |
| Jumlah | | Rp 967.330.682.734,98 |
| Jumlah | | $ 65,475,205.28 |

**Total *Direct Manufacturing Cost* =** Rp 967.330.682.734,98,-

***b. Indirect Manufacturing Cost***

Biaya *Indirect Manufacturing Cost* terdiri dari :

- ✓ *Payroll overhead*
- ✓ *Laboratory*
- ✓ *Plant Overhead*
- ✓ *Packaging*
- ✓ *Shipping*

(Aries & Newton, 1955)

***1. Payroll Overhead***

Semua pengeluaran perusahaan yang terjadi melalui pension, pembayaran liburan, asuransi kelompok, cacat gaji, jaminan social, dan pajak pekerjaan di klasifikasikan gaji *overhead.* Sementara masing-masing item dapat diperkirakan secara individual, mereka dapat diperkirakan secara total sebagai jumlah yang setara dengan 10

sampai 20 persen dari biaya tenaga kerja (*Operating Labour*) (Aries& Newton, 1955).

*Payroll overhead* = 10% x *Operating Labor*

= 10 % x Rp 16.854.000.000,-

=Rp 1.685.400.000,-

***2. 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 sampai 20 persen dari biaya tenaga kerja dapat digunakan (Aries& Newton, 1955).

*Laboratory* = 10% x *Operating Labor*

= 10 % x Rp 16.854.000.000,-

=Rp 1.859.400.000,-

***3. Plant Overhead***

*Plant Overhead* merupakan biaya pemeliharaan fungsi layanan tertentu yang dipersyaratkan secara tidak langsung oleh unit produktif, mencakup biaya pemeliharaan kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian, penggunaan ruangan, dan teknik.Nilai setara dengan 50 sampai 100 persen dari biaya tenaga kerja produktif(Aries & Newton, 1955).

*Plant Overhead* =50% *Operating Labor*

= 50% x Rp 16.854.000.000,-

= Rp 8.427.000.000,-

***4. Packaging & Shipping***

Biaya wadah untuk kemasan tergatung pada sifat kimia dan fisik produk serta pada nilai(Aries& Newton, 1955). Dalam perhitungan biaya *packaging* diambil = 1% sales

*Packaging & Shipping* =1% x *Sales*

= 1% x Rp Rp 1.613.556.816.576,4/ tahun
= Rp 16.135.368.166,-

Total *Indirect Manufacturing Cost* dapat dilihat pada tabel dibawah ini

| No | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| 1 | Payroll Overhead | Rp 1.649.400.000 |
| 2 | Laboratory | Rp 1.649.400.000 |
| 3 | Plant overhead | Rp 8.247.000.000 |
| 4 | Packaging & Shipping | Rp 16.135.368.166 |
| Total | | Rp27.681.368.166 |
| Total | | $ 1,873,654.296 |

### *c. Fixed Manufacturing Cost*

Biaya *fixed manufacturing cost* terdiri dari (Aries and Newton,1955):

- ✓ *Depreciation*
- ✓ *Property taxes*
- ✓ *Insurance*

#### *1. 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. (Peter & Timmerhause, 1991) Biaya depresiasi = 12,5% *Fixed Capital Investment* (Aries & Newton, 1955).

*Depreciation* = 12,5% x Rp 383.762.523.530,47,-

= Rp 47.970.315.441,31,-

#### *2. Property Tax*

Besarnya pajak *property local* tergantung pada lokalitas tertentu dari pabrik dan peraturan daerah. Pajak property tahunan untuk pabrik didaerah padat penduduk, biasanya dalam kisaran 2 sampai 4 persen dari *fixed-modal investasi*. Di daerah yang kurang penduduknya, pajak property local sekitar 1 sampai 3 persen dari investasi terikat-modal (Peter & Timmerhause, 1991). Biaya *property taxes* diambil

2,5% *Fixed Capital Investment.*

*Property Taxes* = 2,5% x Rp 383.762.523.530,47,-

= Rp 9.594.063.088,26,-

***3. Insurance***

Tarif asuransi tergantung pada jenis proses yang dilakukan dalam manufaktur operasi dan pada sejauh mana fasilitas perlindungan yang tersedia. Pada secara tahunan, angka ini berjumlah sekitar 2 persen dari fixed-modal investasi (Peter & Timmerhaus,1991). Biaya asuransi diambil 2 % dari *Fixed Capital Investment*

*Insurance* = 2% x Rp 383.762.523.530,47,-

=Rp 7.675.250.470,61,-

Total *Fixed Manufacturing Cost* dapat dilihat pada table di bawah ini

| No | Komponen | Biaya (Rp) | Biaya ($) |
|---|---|---|---|
| 1 | Depresiasi | Rp 47.970.315.441,31 | |
| 2 | Property tax | Rp 9.594.063.088,26 | |
| 3 | Asuransi | Rp 7.675.250.470,61 | |
| Total | | Rp 65.239.629.000,18 | $ 4.415.840,6 |

Dari perhitungan diatas maka dapat dihitung *Total Manufacturin Cost* (TMC) yang dapat di lihat pada tabel di bawah ini.

| No | Komponen | Biaya(Rp) | Biaya ($) |
|---|---|---|---|
| 1 | Direct Manufacturing Cost | Rp 967.330.682.734,98 | |
| 2 | Indirect Manufacturing Cost | Rp27.933.368.166 | |
| 3 | Fixed Manufacturing Cost | Rp 65.239.629.000,18 | |
| Total | | Rp1.060.863.679.900,92 | $ 71,764,700.14 |

## *5.* Penaksiran Modal Kerja Industri (*Working Capital Investment)* dan perhitungan *Capital Investment* (Total Modal)

*A.* Modal Kerja Industry (*Working Capital Investment*)

*1. Raw material investory*

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 & Newton, 1995 halaman 12)

*Raw material investory* = $\frac{Raw\ material\ /\text{tahun}}{12\ \text{bulan}\ /\text{tahun}}$

$= \frac{\text{Rp } 903.176.512.686{,}9\ /\text{tahun}}{12\ \text{bulan}\ /\text{tahun}}$

= Rp 75.264.709.391/bulan

2. *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 secara total menahan waktu yang dibutuhkan untuk proses.

(Aries & Newton, 1995 halaman 12)

*In process Inventory* = $\frac{1{,}5\ x\ Manufacturing\ Cost}{12\ \text{bulan}\ /\text{tahun}}$

$= \frac{1{,}5\ \text{x Rp } 1.060.863.679.900{,}9}{12\ \text{bulan}\ /\text{tahun}}$

= Rp 132.607.959.987,62 /bulan

3. *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 diasumsikan sama dengan produksi 1 bulan senilai biaya produksi.

(Aries & Newton, 1995)

*Product Inventory* = $\frac{1\ x\ Manufacturing\ Cost}{12\ \text{bulan}\ /\text{tahun}}$

$= \frac{1\ \text{x Rp } 1.060.863.679.900{,}9}{12\ \text{bulan}\ /\text{tahun}}$

= Rp 88.405.306.658,41/bulan

4. *Available Cash*

Biaya yang diperlukan untuk pembayaran gaji dan jasa pekerja dan juga material.

Dana yang tersedia dapat di perkirakan sebesar 1 bulan *Manufacture Cost* (MC).

(Aries & Newton, 1995, halman 13)

$$Available\ Cash = \frac{1\ x\ Manufacturing\ Cost}{12\ \text{bulan /tahun}}$$

$$= \frac{1 \text{ x Rp } 1.060.863.679.900,9}{12\ \text{bulan /tahun}}$$

= Rp 88.405.306.658,41/bulan

5. *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 *Manufacturing Cost*.

(Aries & Newton, 1995)

$$Extended\ Credit = \frac{2\ x\ Manufacturing\ Cost}{12\ \text{bulan /tahun}}$$

$$= \frac{2 \text{ x Rp } 1.060.863.679.900,9}{12\ \text{bulan /tahun}}$$

= Rp 176.810.613.316,82/bulan

Total biaya *Working Capital*

| Komponen | Biaya (Rp/bulan) | biaya ($/bulan) |
|---|---|---|
| Raw Material Inventory | Rp 75.264.709.391 | |
| In proses inventory | Rp 132.607.959.987,62 | |
| Product inventory | Rp 88.405.306.658,41 | |
| Available Cash | Rp 88.405.306.658,41 | |
| Extended Credit | Rp 176.810.613.316,82 | |
| TOTAL | Rp 561.493.896.011,84 | $ 38,005,543.2 |

*B.* Total Modal (*Capital Investment*)

Total modal (*Capital Investments*) merupakan total dari biaya tetap dan modal kerja.

Total Modal = *Fixed Capital Investment + Working Capital Investment*

= Rp 383.762.523.530,47+ Rp 561.493.896.011,84

= Rp 1.622.357.575.912,76,-

## *6.* Perhitungan *General Expense* dan Total Biaya Produksi

*A.* Pengeluaran Umum (*General Expense)*

Berbagai pengeluaran yang di keluarkan oleh fungsi perusahaan selain manufaktur

dikelompokkan ke dalam klasifikasi yang disebut beban umum. Ini mencakup biaya administrasi, penjualan, penelitian, dan keuangan. (Aries & Newton, 1995)

1. Administrasi

   Biaya administrasi merupakan sebuah pengeluaran perusahaan berkaitan dengan gaji manajemen, biaya hukum dan biaya audit yang terjadi atas semua pengelolaan semua tahap dari perusahan. Untuk memperkirakan biaya administrasi tujuan dapat ditentukan sebagai jumlah yang setara dengan 2-3% dari harga jual atau 3-6% dari biaya produksi. (Aries & Newton, 1995 halaman 185)

   Biaya administrasi diambil 2% dari Harga jual Administrasi

   = 2% $x$ Rp 1.613.556.816.576,4/ tahun

   = Rp 32.271.136.332 /tahun

2. *Sales*

   Beban penjualan akan bervariasi tergantung pada jenis produk, metode penjualan dan distribusi, pasar pelanggan, dan tingkat iklan. Secara umum, biaya penjualan dapat dapat diperkirakan secara kasar oleh staf proses menugaskan untuk itu dalam jumlah yang sama degan 3 sampai 13% dari harga jual atau 5 sampai 22% dari biaya produksi.

   (Aries & Newton, 1995 halaman 186)

   Biaya *Sales* diambil 4% dari harga jual

   *Sales* = 4% $x$ Rp 1.613.556.816.576,4/ tahun

   = Rp 64.542.272.663/tahun

3. *Research*

   Beban penelitian dapat diperkirakan sebagai setara dengan 2 sampai 4 persen dari total penjualan atau 3,5 – 8% dari biaya produksi.

   (Aries & Newton, 1995)

   Biaya riset diambil 5% dari harga jual

   *Research* = 5% $x$ Rp 1.613.556.816.576,4/ tahun

   = Rp 80.677.840.829 /tahun

4. *Finance*

   Biaya finance 2 - 4% dari *Capital Investment* atau *Working Capital* ditambah Fixed Capital Investment.

   (Aries & Newton, 1995 halaman 187)

Biaya *finance* diambil 2% dari *Capital Investment*

*Finance* = 2% x Rp 1.622.357.575.912,76

= Rp 32.429.301.518,26/tahun

Total biaya *general expense*

| Komponen | Biaya(Rp/tahun) |
|---|---|
| Administrasi | Rp 32.271.136.332 |
| Sales | Rp 64.542.272.663 |
| Research | Rp 80.677.840.829 |
| Finance | Rp 32.447.151.518,26 |
| Total | Rp 209.938.551.401,66 |

*B.* Total Biaya Produksi

Total biaya produksi = *manufacturing cost + General expense*

= Rp1.060.251.679.900,92+ Rp 209.938.551.401,66

=Rp 1.270.802.081.242,58,-

## *7.* Penjualan dan Keuntungan

1. Harga Dasar

   Kapasitas produksi pertahun = 100.000.000 kg/tahun

   Harga jual di pasaran MTBE = Rp15.955,92/kg

   Harga Dasar MTBE = 12.708,02

2. Harga Jual

   Harga Jual MTBE

   Harga Jual = Harga dasar x (harga + keuntungan yang ingin diperoleh)

   = Rp 12.708,02/ kg x (100% + 15%)

   = Rp 14.614,22/kg

   Harga Jual MTBE lebih rendah daripada harga pasar sehingga dapat menarik minat pembeli.

3. *Annual Sales*

   MTBE = Harga Jual x Kapasitas Produksi

   = Rp 14.614,22/kg x 100.000.000 kg

   = Rp 1.461.422.393.428,97 /tahun

## *8.* Perkiraan Pendapatan

Perkiraan keuntungan didapat dari keuntungan pabrik. Keuntungan pabrik dapat dianalisa berdasarkan 2 bagian yaitu:

1. Keuntungan sebelum pajak

   Keuntungan sebelum pajak = Total Penjualan – Total Biaya Produksi

   = Rp 1.461.422.393.428,97- Rp 1.270.802.081.242,58

   = Rp 190.620.312.186

2. Keuntungan setelah pajak

   pajak diambil 25% dari keuntungan sebelum pajak.

   (Pasal 17 ayat 2a UU No 36 tahun 2008 Tentang Pajak Penghasilan)

   Keuntungan setelah pajak

   = keuntungan sebelum pajak – pajak (25% dari keuntungan)

   = Rp 190.620.312.186– Rp 47.655.078.046,6

   = Rp 142.965.234.139,8

## *9.* Analisis Kelayakan

Sebelum melakukan analisis kelayakan ekonomi terlebih dahulu dibutuhkan data-data biaya yang dikeluarkan untuk proses produksi pada pabrik MTBE. Pembagian biaya diambil dari Aries & Newton, 1955.

Adapun biaya-biaya tersebut antara lain:

***Fixed Cost* (Fa):**

| | | | |
|---|---|---|---|
| 1 | Depresiasi (12,5%FCI) | Rp | 47.970.315.441,31 |
| 2 | Property tax (2,5%FCI) | Rp | 9.594.063.088,3 |
| 3 | Insurance (2% FCI) | Rp | 7.765.250.470,6 |
| | Total | Rp | 65.239.629.000.18 |

***Variable Cost* (Va)**

| | | | |
|---|---|---|---|
| 1 | Biaya bahan baku | Rp | 903.176.512.686,9 |
| 2 | Packaging & Shipping | Rp | 16.135.368.166 |
| 3 | Biaya bahan utilitas | Rp | 20.753.154.495 |
| 4 | Royalty & patent | Rp | 4.840.670.450 |
| | Total | Rp | 944.905.905.797,74 |

***Regulated Cost* (Ra)**

| | | |
|---|---|---|
| 1 | Gaji Operating labor | Rp 16.854.000.000 |
| 2 | Payroll Overhead (10%Gaji) | Rp 1.685.400.000 |
| 3 | Plant Overhead (50%Gaji) | Rp 8.427.000.000 |
| 4 | Supervisi (10%Gaji) | Rp 1.685.400.000 |
| 5 | Laboratorium (10% Gaji) | Rp 1.685.400.000 |
| 6 | General Expense | Rp 209.938.401.341,66 |
| 7 | Maintenance (7% FCI) | Rp 19.188.126.176,52 |
| 8 | Plant Supplies (15%Maint) | Rp 2.878.218.926,48 |
| | Total | Rp 262.341.946.444,66 |

**Sales (Sa)** = Rp 1.461.422.393.428,97

Setelah diketahui biaya-biaya yang dikeluarkan, maka perhitungan analisis ekonomi dapat dilakukan. Adapun analisis ekonomi yang 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.

$$ROI = \frac{laba\ tahunan}{modal\ tetap}$$

   Perhitungan ROI :

   a. Sebelum pajak

      Persentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak

      FCI = Rp 383.762.523.530,47

      Laba sebelum pajak = Rp 190.620.312.186

$$\text{ROI} = \frac{\text{laba tahunan}}{\text{modal tetap}} \text{ x } 100\%$$

$$\text{ROI} = \frac{\text{Rp } 190.620.312.186}{\text{Rp } 383.762.523.530} \text{ x } 100\%$$

ROI = 50 %

b. Sesudah pajak

Laba setelah pajak = Rp 142.965.234.139,8/tahun

$$\text{ROI} = \frac{\text{Laba tahunan}}{\text{modal tetap}} \text{ x } 100\%$$

$$\text{ROI} = \frac{\text{Rp } 142.965.234.139}{\text{Rp } 383.762.523.530} \text{ x } 100\%$$

ROI = 37%

*2. Pay Out Time*

POT adalah waktu minimum yang diperlukan untuk mengembalikan modal tetap *Fixed Capital Investment* (FCI) berdasarkan keuntungan tiap tahun.

$$\text{POT} = \frac{\text{Investment}}{\text{cash return}} \text{ x } 1\text{tahun}$$

*Cash Return* meliputi *annual profit* dan depresiasi

a. Sebelum pajak

Laba sebelum pajak = Rp 190.620.312.186

FCI = Rp 383.762.523.530/tahun

$$POT = \frac{FCI}{profit + 0{,}1\ FCI}$$

$$POT = \frac{Rp\ 383.762.523.530}{\text{Rp } 190.620.312.186 + (0{,}1 \text{ x Rp } 383.762.523.530)}$$

= 1,7 tahun

b. Sesudah pajak

Laba sesudah pajak = Rp 142.965.234.139,8/tahun

$$POT = \frac{Rp\ 383.762.523.530}{\text{Rp } 142.965.234.139 + (0{,}1 \text{ x Rp } 384.234.134.381\ )}$$

= 2,1 tahun

Berdasarkan tabel 55 p.196 Aries &Newton, pabrik termasuk *high risk.*

*3. Break event point*

BEP adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian produk dari kapasitas produknya, maka pabrik tidak mendapat keuntungan maupun menderita kerugian.

$$\text{BEP} = \frac{(\text{Fa} + 0{,}3\ \text{Ra})}{\text{Sa} - \text{Va} - 0.7\ \text{Ra}}\ \text{x } 100\%$$

Perhitungan BEP

Fa = Rp 65.239.629.000,18
Ra = Rp 262.341.946.444,66
Va = Rp 944.905.905.797,74
Sa = Rp 1.461.422.393.428

BEP = 43.24%

*4. Shut down point*

SDP adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian dari kapasitas produksinya, maka pabrik baik berproduksi maupun tidak hanya dapat mengembalikan fixed capital investment.

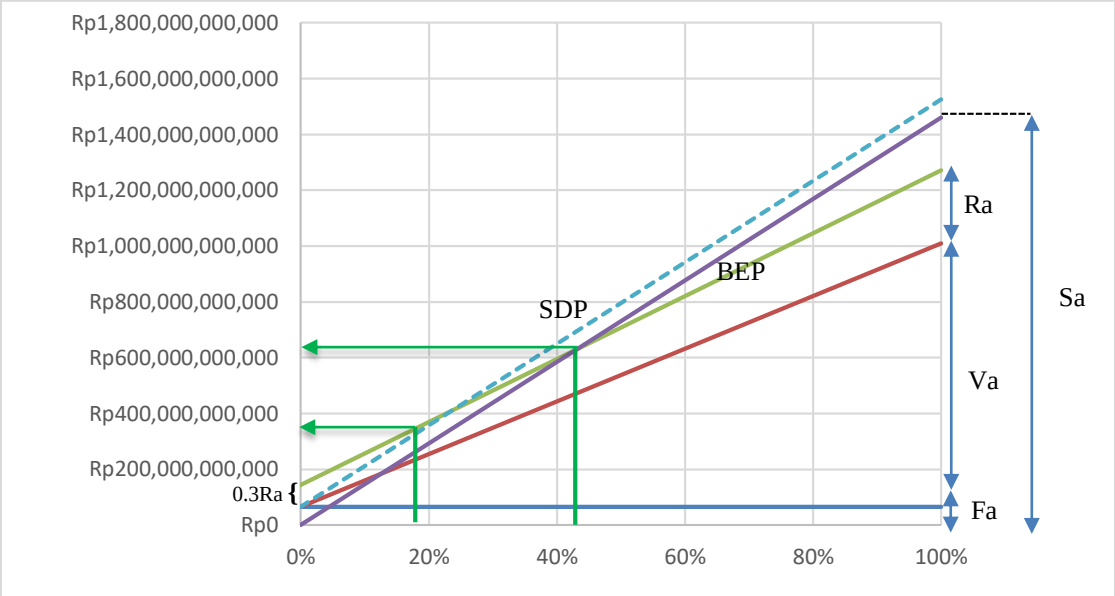
$$SDP = \frac{0{,}3\ Ra}{Sa - Va - 0{,}7\ Ra}\ x\ 100\%$$

Perhitungan SDP

Ra = Rp 262.341.946.444,66
Va = Rp 944.905.905.797,66
Sa = Rp 1.461.422.393.428

SDP = 16.71 %

Grafik ekonomi BEP dan SDP dapat dilihat pada gambar dibawah ini.




Keterangan:

| | |
|---|---|
| Fa | = Biaya Tetap (Fixed cost) |
| Va | = Biaya variabel (Variabel Cost) |
| Ra | = Biaya Mengambang (Regulated Cost) |
| Sa | = Penjualan (Sales) |
| BEP | = Titik Impas (Break Event Point) |
| SDP | = Shut Down Point |

5. *Dicounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR)

DCFRR merupakan salah satu cara untuk mengevaluasi menarik atau tidaknya suatu investasi usaha. Investasi tersebut ekivalen dengan jika disimpan di bank dengan bunga tertentu. Missal diperoleh i%, maka i dibandingkan dengan bunga di bank. Jika i > 1,5 bunga bank maka investasi dianggap menarik. Nilai i dapat ditentukan dengan

$$((FC + WC)(1 + i)^n - WC - SV = [(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \cdots + (1 + i)^{n-n}]x\ CF$$

Dimana

n = Umur Pabrik

C = *Cash flow* setelah pajak

FC = Keuntungan Setelah pajak

FCI = *Fixed Kapital Investment*

WC = *Working Capital*

SV = *Salvage Value* (10% FCI)

i = *Interest/ Discounted Cash Flow*

Perhitungan :

A. Umur Ekonomi Pabrik (n)

$$n = \frac{FCI - SV}{Depresiasi}$$

$$n = \frac{383.762.523.530{,}79 - 38.376.252.353{,}05}{47.970.315.441{,}41}$$

n = 8 (tahun)

B. DCF

FC = Rp 142.865.234.139,79

FCI = Rp 383.762.523.530,79

SV = Rp 38.376.252.353,05

Depresiasi = Rp 47.970.315.441,84

WC = Rp 561.213.396.011,84

CF = keuntungan setelah pajak + depresiasi + *finance*

= Rp 142.965.234.139,8+ Rp 47.970.315.441,84+ Rp 32.429.301.518,26

= Rp 223.293.992.947,36

Trial & error harga i,

| | | |
|---|---|---|
| Ruas kiri | = | Rp599.870.148.364,89 |
| Ruas kanan | = | Rp599.870.148.364,89 |
| Selisih ruas | = 0 | |

diperoleh *interest* = 31.11 %.

Nilai bunga komersial saat ini berkisar 7% , sehingga nilai *interest* pabrik lebih besar dibandingkan bunga bank. Maka investasi di pabrik ini lebih menarik.

## KESIMPULAN EVALUASI EKONOMI

a. Harga Jual Produk MTBE = 14.606,98/kg

b. Analisa non-discounted cash flow

| | |
|---|---|
| % ROI sebelum pajak | = 50 % |
| % ROI setelah pajak | = 37 % |
| POT sebelum pajak | = 1,7 tahun |
| POT setelah pajak | = 2,1 tahun |

c. Analisa discounted cash flow

| | |
|---|---|
| Interest pabrik (i) | = 31.11 % |

d. BEP = 43,24 %

e. SDP = 16,71 %