

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA DIPHENYLAMINE DARI ANILIN

KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

SKRIPSI



Oleh:

Ahmad Yusuf Khoirur Rozak 121160103

Mazmur Hasiholan Purba 121160115

Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknik Industri

Universitas Pembangunan Nasional "Veteran"

Yogyakarta

2022

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA DIPHENYILAMINE DARI ANILIN
KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI

Diajukan kepada Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknik Industri

Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta

Guna melengkapi syarat-syarat untuk memperoleh gelar sarjana Teknik Kimia

Oleh:

Ahmad Yusuf Khoirur Rozak 121160103

Mazmur Hasiholan Purba 121160115

Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknik Industri

Universitas Pembangunan Nasional “Veteran”

Yogyakarta

2022

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA DIPHENYLAMINE DARI ANILIN

KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

Oleh:

Ahmad Yusuf Khoirur Rozak 121160103

Mazmur Hasiholan Purba 121160115

Yogyakarta, Januari 2022

Disetujui untuk Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknik Industri

UPN “Veteran” Yogyakarta

Pembimbing I

Pembimbing II

Dr. Ir. Harso Pawignyo M.T
NIP. 19600914 199003 1 001

Ir. Danang Jaya M.T
NIP. 19610528 199003 1 001

CATATAN SIDANG PENDADARAN

Waktu Pelaksanaan : Jumat, 14 Januari 2022 pukul 07.30 – 10.40 WIB

Tempat : Ruang II-1

Dosen Pembimbing : Dr. Ir. Harso Pawignyo, M.T

Ir. Danang Jaya, M.T

Dosen Penguji : Dr. Adi Ilcham, S.T, M.T

Ir. Titik Mahargiani, M.T

Saran :

1. Pada Intisari sebaiknya disertakan modal dalam kurs Rupiah (Rp) dan Dollar (US \$).
2. Lebih memperhatikan cara pengangkutan bahan baku dari kapal menuju tangki penyimpanan (T-01)
3. Sebelum masuk vaporizer (V-01) dibuat Heater agar beban panas masuk vaporizer tidak terlalu besar dan berat.
4. Pada penggunaan pendingin/pemanas HITEC dilakukan bypass.
5. Tidak melakukan trial terhadap massa HITEC yang diperlukan, melainkan menentukan suhu keluar HITEC sehingga massa HITEC yang diperlukan hanya mengikuti.
6. Memperhatikan suhu pendingin yang digunakan pada Condensor Partial (CDP-01) agar tidak terjadi cross temperature dengan bahan yang akan didinginkan.
7. Produk Diphenylamine dibuat padatan sesuai spesifikasi pada exum dengan cara menambah alat seperti Priling tower untuk mengubah fasa produk dari cair ke padatan.

Pertanyaan :

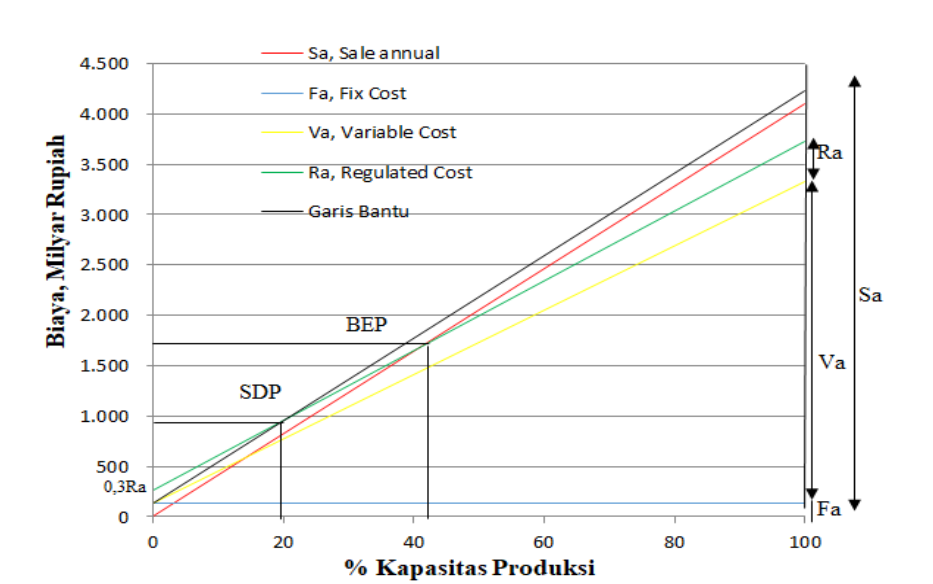
1. Bagaimana cara pengangkutan bahan baku dari tangki kapal ke tangki penyimpanan (T-01) ?

Pengangkutan bahan baku dilakukan dengan cara mengalirkan ke pipa dari pelabuhan ke tangki penyimpanan pabrik diphenylamine dengan resiko harus melakukan pembebasan lahan dan memperhatikan apabila terjadi perluasan jalan raya.

2. Jelaskan yang dimaksud BEP dan SDP serta gambarkan grafiknya ?

Break Event Point adalah kondisi dimana 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. Break Even Point terjadi pada 41,49%.

Shut Down Point adalah kondisi dimana 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. Shut Down Point terjadi pada 19,7%.



3. Apa saja fungsi dari produk Diphenylamine?

Diphenylamine merupakan turunan diarylamines yang banyak dikomersialkan secara signifikan. Pemanfaatan diphenylamine dalam dunia industri antara lain:

- Stabilizer, serta antioksidan untuk karet dan minyak pelumas,
- Inhibitor polimerisasi
- Indikator redoks
- Intermediet dye, warna fotografi, dan obat.

4. Apa dasar pemilihan lokasi di kawasan industri Cilegon?

a. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku pabrik diphenylamine yang berupa Anilin didapatkan dari Anhui Eapearl Chemical dan Shandong Shidashenghua Chemical Group Cina, sehingga lebih memudahkan pengangkutan bahan baku karena pabrik dekat dengan pelabuhan.

b. Target Pemasaran

Kegunaan diphenylamine banyak digunakan dalam industry-industri yang ada Indonesia antara lain adalah P.T Bakrie Sumatra Plantations bermarkas di Jakarta yang memproduksi karet alam yang ada di Indonesia, P.T Perkebunan Nusantara III yang berada di Sumatera Utara penghasil karet bermutu tinggi, P.T Aswindo Jaya Sentosa yang berada di kota Cimahi bergerak dalam bidang produksi dan pengolahan tekstil.

5. Seperti apa kondisi operasi pada Reaktor (R-01)?

Digunakan reaktor jenis fixed bed multitube dengan kondisi operasi 450°C dan 6,8 atm dan bersifat eksotermis yaitu melepaskan panas sehingga dibutuhkan pendingin yang berupa HITEC.

6. Berapa suhu pemanas keluaran vaporizer (V-01)? Kenapa bisa didapatkan suhu 207°C ?

Keluaran suhu pemanas vaporizer sebesar $207,9^{\circ}\text{C}$, suhu tersebut didapatkan dari suhu pendingin yang masuk ke alat reaktor (R-01)

7. Kenapa Cooler (CL-01) menggunakan jenis double pipe?

Karena pada cooler-01 luas transfer panas kurang dari 200 ft² sehingga digunakan alat pendingin jenis double pipe.

8. Kenapa suhu keluaran Cooler (CL-01) didinginkan sampai 389,7°C?

Karena suhu 389,7°C merupakan suhu embun dari beberapa komponen yang akan masuk CDP-01, suhu embun ini didapatkan dengan cara melakukan iterasi sampai diperoleh $\sum z_{fi} / K_i = 1$

9. Apa fungsi Condensor Partial (CDP-01)?

Fungsi dari condenser partial (CDP-01) adalah untuk mengembunkan sebagian gas Anilin, Diphenylamine, dan air.

10. Pendingin apa yang digunakan pada CDP-01? Bagaimana profil suhunya?

Pendingin yang digunakan pada Condensor Partial adalah Dowtherm A, dimana suhu masuk alat CDP-01 389,7°C dan suhu keluar sebesar 299,4°C sedangkan untuk suhu masuk dowtherm sebesar 143,38°C dan suhu keluar sebesar 402,11°C

11. Darimana diperoleh bahan baku?

Bahan baku berupa Anilin kami impor dari Cina, PT. Anhui Eapearl Chemical dan Shandong Shidashenghua Chemical Group, dikirim dengan menggunakan kapal vessel menggunakan jalur laut.

12. Apakah tujuan penggunaan Produk?

Produk dimanfaatkan sebagai Stabilizer, serta antioksidan untuk karet dan minyak pelumas, inhibitor polimerisasi, Indikator redoks, Intermediet dye, warna fotografi, dan obat.

13. Bagaimana cara menentukan harga jual produk?

Cara menentukan harga jual produk dengan mencari harga dasar yang diperoleh dari total biaya produksi dibagi dengan kapasitas produksi pabrik, kemudian harga dasar di tambahkan dengan persen keuntungan yang akan diperoleh.

14. Apakah fungsi dowcomer pada Menara Distilasi?

Lubang atau saluran tempat mengalirnya fluida cair dari atas kebawah (acuan dari plate bawah).

15. Apakah fungsi weir pada Menara Distilasi?

Weir adalah Penghalang yang dipasang dipinggir plate untuk membuat volume liquid yang tertampung diplate overflow sehingga kontak antar fluid dan gas efektif.

16. Apakah fungsi cap pada Menara Distilasi?

Cap adalah tempat dimana gas masuk melalui bawah Menara distilasi sehingga berkontak dengan liquid yang berada di plate.

17. Mengapa perlu digunakan Menara distilasi?

Menara distilasi merupakan Alat pemisah berdasarkan perbedaan titik didih cairan yang homogen.

18. Sebutkan Jenis Pompa yang dipilih?

Pompa yang digunakan yaitu centrifugal, pompa ini merupakan yang umum digunakan pada industry kimia baik untuk mengalirkan bahan kimia maupun air, kemudian pompa ini juga dapat digunakan untuk senyawa dengan viskositas kurang dari 1000 cP.

19. Mengapa dipilih suhu keluaran reactor 463,7 °C?

Suhu keluaran Dipilih dengan cara optimasi panjang dan konversi direaktor maka diperoleh suhu, tekanan, panjang reactor, dan suhu keluaran pendingin reactor.

20. Apakah Fungsi baffle pada heater?

Baffle pada Heater berfungsi untuk meperluas kontak antara fluida masuk dengan pemanas yang digunakan.

21. Mengapa digunakan furnace?

Alasan pemakaian furnace digunakan karena pemanasan pada suhu yang sangat tinggi sehingga tidak dapat digunakan pemanas selain furnace.

22. Bagaimana cara menentukan kondisi NH₃ di T-03?

Kondisi NH₃ pada T-03 Ditentukan dengan menggunakan Persamaan Antoine yang dimana Tekanan di tentukan sampai 18 atm kemudian

diperoleh sigma y sama dengan 1 sehingga diperoleh titik didih NH₃ sebesar 46,08 °C.

23. Mengapa keluar Expansion valve tekananya harus diturunkan?

Untuk memenuhi kondisi operasi pada Menara Distilasi yang dimana tekanan pada Menara distilasi lebih rendah dari tekanan fluida keluaran SP-02 sehingga harus di turunkan sesuai kebutuhan MD-01.

KATA PENGANTAR

Puji syukur kami panjatkan ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberikan rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan tugas akhir dengan judul “Prarancangan Pabrik Kimia Diphenylamine dari Anilin Kapasitas 80.000 Ton/Tahun”. Penyusunan tugas ini kami susun berdasarkan hasil studi pustaka seperti jurnal, data paten, dan materi akademik. Prarancangan pabrik kimia ini merupakan tugas akhir sebagai syarat memperoleh gelar sarjana pada Program Studi Teknik Kimia S1, Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta.

Penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Dr. Ir. Harso Pawignyo, M.T. selaku dosen pembimbing I dan dan Ir. Danang Jaya, M.T. selaku dosen pembimbing II yang telah membimbing hingga tugas akhir ini selesai.
2. Semua Dosen dan Staf Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, Universitas Pembangunan Nasioal “Veteran” Yogyakarta.
3. Rekan-rekan dan semua pihak yang telah meberikan dukungan selama menyusun tugas akhir ini.

Penulis mengharapkan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi penyusun dan pembaca pada umumnya.

Yogyakarta, Januari 2022

Penulis

DAFTAR ISI

Halaman

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PENGAJUAN	ii
HALAMAN PENGESAHAN.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
DAFTAR ISI.....	v
DAFTAR GAMBAR.....	vii
DAFTAR TABEL	viii
INTISARI	xi
BAB I. PENDAHULUAN.....	1
I.1. Latar Belakang	1
I.2. Prospek Pasar	2
I.3. Sasaran Pasar.....	4
I.4. Prediksi Kapasitas	5
I.5. Lokasi Pabrik	5
I.6. Tinjauan Pustaka	7
1.6.1. Tinjauan Proses	7
1.6.2. Pemilihan Proses	9
BAB II. DESKRIPSI PROSES	19
II.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	19
II.2. Proses Pembuatan dan Pemurnian Hasil.....	21
II.3. Diagram Alir Proses.....	23
II.4. Tata Letak.....	25

BAB III. NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI	28
III.1. Neraca Massa	28
III.2. Neraca Energi	31
BAB IV. UTILITAS	35
IV.1. Kebutuhan Air	35
IV.2. Penyediaan Listrik	39
IV.3. Penyediaan Bahan Bakar.....	39
IV.4. Penyediaan Udara Tekan.....	40
BAB V. MANAJEMEN PERUSAHAAN	45
V.1. Bentuk Badan Usaha	45
V.2. Struktur Organisasi Perusahaan	46
V.3. Rencana Kerja Karyawan.....	46
V.4. Sistem Penggajian Karyawan.....	51
V.5. Fasilitas dan Jaminan Sosial	51
BAB VI EVALUASI EKONOMI	54
VI.1. Modal Investasi (<i>Capital Investmen</i>)	54
VI.2. Biaya Produksi (<i>Manufacturing Cost</i>)	54
VI.3. Penjualan	54
VI.4. Analisis Kelayakan.....	55
VI.5.1. <i>Return on Investment (ROI)</i>	55
VI.5.2. <i>Pay Out Time (POT)</i>	55
VI.5.3. <i>Break Even Point (BEP)</i>	55
VI.5.4. <i>Shut Down Point (SDP)</i>	55
VI.5.5. <i>Discounted Cash Flow Rate (DCFR)</i>	55
BAB VII. KESIMPULAN	58
DAFTAR PUSTAKA	59

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Grafik Kebutuhan Diphenylamine.....	3
Gambar 2.1. Diagram Alir Kualitatif	23
Gambar 2.2. Diagram Alir Kuantitatif	24
Gambar 2.3. Tata Letak Pabrik	26
Gambar 2.4. Tata Letak Alat.....	27
Gambar 4.1. Diagram Alir Penyediaan Air.....	41
Gambar 4.2. Siklus refrigerant HITEC	42
Gambar 4.3. Siklus Pendingin Pabrik Diphenylamine.....	43
Gambar 4.4. Diagram Alir Penyediaan Udara Tekan	44
Gambar 5.1. Struktur Organisasi.....	53
Gambar 6.1. Grafik Evaluasi Ekonomi	57

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Data Impor Diohenylamine Indonesia	2
Tabel 1.2. Data Pabrik Penghasil Diphenylamine di Dunia.....	4
Tabel 1.3. Harga Bahan Baku dan Produk	9
Tabel 1.4. Perbandingan dari Beberapa Proses Pembuatan Diphenylamine	10
Tabel 1.5 Data Cp masing-masing komponen	12
Tabel 1.6 Harga ΔH°_f Masing-masing Komponen	13
Tabel 1.7. Harga ΔG°_f Masing-masing Komponen.....	16
Tabel 1.8. Data kinetika dalam berbagai suhu	18
Tabel 3.1. Neraca Massa Separator (SP-01)	28
Tabel 3.2. Neraca Massa Reaktor Fixed Bed Multitube (R-01)	28
Tabel 3.3. Neraca Massa Separator (SP-02)	28
Tabel 3.4. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)	29
Tabel 3.5. Neraca Massa Reboiler (RB-01)	29
Tabel 3.6. Neraca Massa Reflux MD-01 di Akumulator (ACC-01).....	29
Tabel 3.7. Neraca Massa Evaporator (EV-01)	30
Tabel 3.8. Neraca massa mixing point dengan recycle dari hasil atas MD-01	30
Tabel 3.9. Neraca Massa Total.....	30
Tabel 3.10. Neraca Energi Vaporizer (VP-01).....	31
Tabel 3.11. Neraca Energi Furnace (F-01).....	31
Tabel 3.12. Neraca Energi Reaktor (R-01)	32
Tabel 3.13. Neraca Energi Condensor Parsial (CDP-01).....	32
Tabel 3.14 Neraca Energi Menara Distilasi (MD-01).....	33
Tabel 3.15. Neraca Energi Condensor (CD-01).....	33
Tabel 3.16. Neraca Energi Reboiler (RB-01).....	33
Tabel 3.17. Neraca Energi Evaporator (EV-01).....	34
Tabel 3.18. Neraca Energi Condensor (CD-02).....	34

Tabel 4.1. Kebutuhan air di dalam pabrik.....	37
Tabel 4.2. Kebutuhan air make up	37
Tabel 4.3. Spesifikasi Air di Krakatau Tirta Industri.....	39
Tabel 5.1. Jadwal Kerja Karyawan Shift	48
Tabel 5.2. Rincian Jumlah Karyawan	49
Tabel 6.1. Analisa Kelayakan Ekonomi.....	56

INTISARI

Pabrik kimia diphenylamine dari anilin kapasitas 80.000 ton/tahun dirancang akan didirikan di kawasan Industri Cilegon, Banten diatas tanah seluas 21.569 m². Bahan baku berupa Anilin diperoleh dari Cina, Anhui Eapearl Chemical dan Shandong Shidashenghua Chemical Group. Katalis yang dipakai berupa AL₂O₃ diperoleh dari Gongyi Beishankau Hongchang Factory. Pabrik didirikan untuk memenuhi kebutuhan diphenylamine dalam negeri dan luar negeri. Pabrik ini beroperasi secara kontinyu selama 330 hari efektif kerja dalam setahun, 24 jam/hari, dan membutuhkan 193 karyawan.

Pembuatan diphenylamine dibuat dengan cara mereaksikan anilin dengan air di dalam Reaktor Fixed Bed multi tube dengan katalis alumina aktif (Al₂O₃), dengan kondisi operasi 450oC dan tekanan 6,8 atm. Hasil atas reaktor berupa diphenilamin ,ammonia, dan sedikit bahan baku. Kemudian masuk ke separator (SP-02) untuk memisahkan NH₃ dengan Anilin,air dan diphenilamin,hasil bawah dari separator (SP-02) masuk ke menara distilasi untuk memurnikan produk diphenilamin hingga 99%, hasil atas dari menara distilasi yang kaya akan anilin di recycle sebagai umpan reaktor, sedangkan hasil bawah menara distilasi menjadi produk Diphenilamin. Sebagai pemanas serta pendingin digunakan dowertherm A sebesar 69.015,62 kg/jam yang diperoleh dari PT. Unikemika Asia, Bekasi, Jawa Barat. Sebagai pendingin di kondensor dan cooler digunakan air sebesar 95507,07 kg/jam. Untuk memenuhi kebutuhan air make up pendingin, hidran, serta kantor dan rumah tangga digunakan air sebesar 5055,80 kg/jam. Air didapatkan dari Air Krakatau Tirta Industri, Cilegon. Untuk bahan bakar furnace dan generator dengan kebutuhan bahan bakar fuel oil sebesar 554.777,3841 kg/jam dari PT. Pertamina, Indramayu. Sebagai penggerak instrumen pengendali dibutuhkan udara tekan sebesar 167,16 L/jam. Listrik yang dibutuhkan sebesar 1995281,9 kWh dari PT. PLN.

Hasil evaluasi secara ekonomi memerlukan Fixed Capital Investment sebesar Rp. 711.705.069.401 (US\$ 49.935.280) dan Working Capital sebesar Rp. 790.783.410.445 (US \$ 55.483.644). Analisis ekonomi menunjukkan nilai Return On Investment (ROI) sebelum pajak sebesar 39,13% dan sesudah pajak sebesar 37,96%. Nilai Pay Out Time (POT) sebelum pajak adalah 2,09 tahun dan sesudah pajak adalah 2,15 tahun. Adapun Nilai Break Event Point (BEP) adalah 41,49%, nilai Shut Down Point (SDP) adalah 19,7%, dan Discounteed Cash Flow (DCFR) adalah 21,17%. Berdasarkan data analisis ekonomi tersebut, maka Pabrik Diphenylamine layak untuk dikaji dan dipertimbangkan lebih lanjut.

Kata kunci: anilin, fixed bed multitube, diphenylamine



BAB I

PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang

Pembangunan dibidang industri kimia di Indonesia semakin pesat perkembangannya. Hal ini dibuktikan dengan telah didirikannya beberapa pabrik kimia di Indonesia. Kegiatan pengembangan industri kimia di Indonesia diarahkan untuk meningkatkan kemampuan nasional dalam memenuhi kebutuhan dalam negeri akan bahan kimia dan juga sekaligus ikut memecahkan masalah ketenagakerjaan.

Diphenylamine (DPA) atau N- phenylbenzenamine adalah salah satu bahan kimia yang harus didatangkan dari luar negeri untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Hal ini dikarenakan Indonesia belum memiliki pabrik yang memproduksi diphenylamine. Berdirinya pabrik diphenylamine di Indonesia diharapkan akan mengurangi ketergantungan terhadap produk impor, tidak hanya produk diphenylamine saja, melainkan produk-produk lain yang juga menggunakan diphenylamine sebagai bahan baku sehingga dapat memacu pertumbuhan industri hilir lain yang berhubungan atau menggunakan produk diphenylamine itu sendiri dan sasaran pembangunan dimana terbukanya lapangan kerja baru dapat terealisasi.

Diphenylamin dapat dibuat dengan beberapa proses antara lain adalah Kondensasi katalitik anlinin yaitu proses yang terdiri dari kondensasi anilin dengan adanya katalis. Kemudian dapat dibuat juga dari proses Konversi fase uap Anilin yang menggunakan katalis padat, katalis yang umum digunakan adalah aluminium oksida murni atau titanium oksida. Ketiga, diphenylamine dapat dibuat dari proses mereaksikan fenol dan amonia dimana fenol dan amonia akan bereaksi dengan cepat membentuk anilin in situ, disirkulasikan secara keseluruhan pada



*Prarancangan Pabrik Kimia
Diphenylamine dari Anilin
Kapasitas 80.000 Ton/Tahun*

system, mengkontakan dan mereaksikan secara katalitik dengan fenol atau dengan sebagian anilin untuk membentuk diphenylamine.

Di Indonesia belum terdapat pabrik diphenylamine, sehingga pabrik ini sangat layak untuk didirikan. Dengan memperhatikan kedua hal di atas, maka dalam perancangan pabrik diphenylamine ini dipilih kapasitas 80.000 ton/tahun dengan pertimbangan antara lain:

- Prediksi kebutuhan dalam negeri akan diphenylamine pada tahun 2025 adalah sebesar 75.477,5 ton sehingga kebutuhan dalam negeri terpenuhi.
- Dari aspek bahan baku, kebutuhan akan aniline dan Al_2O_3 dapat tercukupi dengan baik.
- Dapat merangsang berdirinya industri-industri kimia yang menggunakan bahan baku diphenylamine.
- Dapat memperluas lapangan kerja.

I.2. Prospek Pasar

Penentuan kapasitas diambil berdasarkan kebutuhan Diphenylamine dalam negeri, sehingga kebutuhan Diphenylamine dapat dilihat salah satunya dari data import Diphenylamine setiap tahunnya. Berikut adalah data import Diphenylamine pada tahun 2015-2019

Tabel. 1.1. Data Impor Diphenylamine Indonesia

No	Tahun	Impor (Ton/Tahun)
1	2019	71.463
2	2018	69.008
3	2017	63.613
4	2016	59.184
5	2015	66.304

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2020



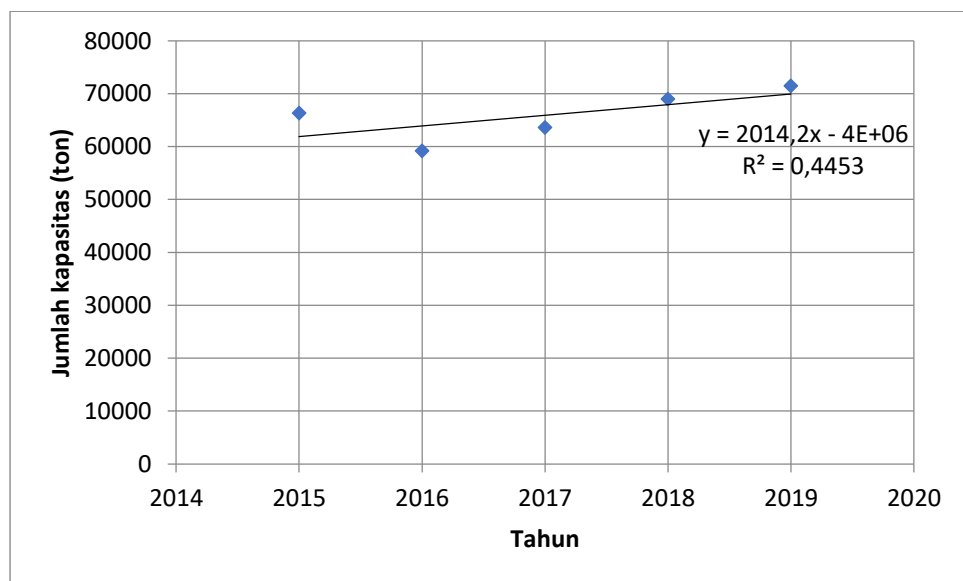
*Prarancangan Pabrik Kimia
Diphenylamine dari Anilin
Kapasitas 80.000 Ton/Tahun*

Dari Grafik dibawah dapat diperkirakan kebutuhan impor diphenylamine pada tahun 2025 dengan persamaan regresi linier. Menggunakan persamaan garis lurus: $y = ax + b$

Dimana diperoleh:

$$a = 2014,2$$

$$b = 4.00E+06$$



Gambar 1.1. Grafik kebutuhan (impor) diphenylamine Indonesia.

Dengan persamaan regresi linier di atas dapat diperkirakan kebutuhan diphenil amin sebesar ± 78.755 ton/tahun pada tahun 2025. Sehingga pabrik diphenilamine akan didirikan di Indonesia dengan kapasitas produk 80.000 ton/tahun dengan harapan bisa memenuhi kebutuhan dalam negeri dan berpeluang mengekspor ke berbagai negara.

Berikut ini adalah pabrik Diphenylamine yang sudah ada di dunia,

dapat dilihat pada Tabel 1.2 :



*Prarancangan Pabrik Kimia
Diphenylamine dari Anilin
Kapasitas 80.000 Ton/Tahun*

Tabel 1.2 Data Pabrik Penghasil Diphenylamine di dunia

Pabrik	Kapasitas (Ton/Tahun)
Jiangsu Feiya Chemical Industry Co.,Ltd. (Cina)	30.000
Sigma-Aldrich (Canada)	46.000
KH Boddin GmbH (Jerman)	65.000
Jinan Haohua Industry Co.,Ltd. (Cina)	55.000
Hangzhou J&H Chemical Co., Ltd. (Cina)	105.000
Aristech Chemical Corp.,	120.000
Uniroyal Chemical Co.	115.000

Sumber : ICIS,2020

I.3 Sasaran Pasar

1. Kegunaan Produk

Diphenylamine merupakan turunan diarylamines yang banyak dikomersialkan secara signifikan. Pemanfaatan diphenylamine dalam dunia industri antara lain:

- Stabilizer, serta antioksidan untuk karet dan minyak pelumas,
- Inhibitor polimerisasi
- Indikator redoks
- Intermediet dye, warna fotografi, dan obat.

Kegunaan diphenylamine banyak digunakan dalam industry-industri yang ada Indonesia antara lain adalah P.T Bakrie Sumatra Plantations bermarkas di Jakarta yang memproduksi karet alam yang ada di Indonesia, P.T Perkebunan Nusantara III yang berada di Sumatera Utara penghasil karet bermutu tinggi, P.T Aswindo Jaya Sentosa yang berada di kota Cimahi bergerak dalam bidang produksi dan pengolahan tekstil.



*Prarancangan Pabrik Kimia
Diphenylamine dari Anilin
Kapasitas 80.000 Ton/Tahun*

Selain itu, Diphenylamine digunakan untuk bidang industri pada pembuatan zat warna, pembuatan parfum, adasite, pembuatan zat aditif untuk finishing logam, antioksidan pada industry plastic dan karet sintetis. Dengan kata lain Diphenylamine dapat digunakan sebagai produk siap pakai atau bahan baku untuk industri lain, diantaranya industri Polyamine Benzene, industry plastik, dan industri kosmetik. Dengan memproduksi Diphenylamine diharapkan bisa memenuhi kebutuhan Diphenylamine dalam negeri. Selama ini untuk memenuhi kebutuhan Diphenylamine pemerintah masih mengimpor dari negara china. Sehingga dengan didirikannya pabrik Diphenylamine, maka kebutuhan Diphenylamine sebagai bahan baku industri lain dapat dipenuhi sendiri. Selain untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, tujuan didirikannya pabrik Diphenylamine juga untuk memenuhi pasar ekspor ke negara lain.

I.4 Prediksi Kapasitas

Sampai saat ini kebutuhan Diphenylamine di Indonesia masih bergantung pada impor dengan negara lain, yang diprediksikan bahwa pada tahun 2025 Indonesia mengimpor Diphenylamine sebanyak 75.477,5ton/tahun dan jika dilihat dari pabrik yang sudah berdiri sekarang maka dapat disimpulkan bahwa negara china terdapat banyak pabrik penghasil Diphenylamine karena kebutuhan Diphenylamine banyak dibutuhkan disana sehingga pada pra rancangan pabrik ini direncanakan kapasitas pabrik sebesar 80.000 ton/tahun yang ditinjau dari pabrik Diphenylamine yang sudah berdiri. Besar harapan kami dengan berdirinya pabrik Diphenylamine ini dapat memenuhi kebutuhan Diphenylamine dalam negeri dan sisanya dapat diekspor keluar negeri untuk memenuhi kebutuhan Diphenylamine di berbagai negara.



I.5 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan hal yang penting dalam perancangan suatu pabrik, karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Pertimbangan pemilihan lokasi pada umumnya sebagai berikut:

1. Pengadaan Bahan baku

Baku Bahan baku utama dalam memproduksi diphenylamine adalah anilin yang dapat diperoleh dari China. Katalis yang digunakan adalah alumina aktif (Al_2O_3). Kebutuhan bahan baku dan katalis masih harus diimpor dari luar negeri. Anilin dapat diperoleh dari Anhui Eapearl Chemical dan Shandong Shidashenghua Chemical Group. Sedangkan katalis dapat diperoleh dari Gongyi Beishankau Hongchang Factory. Untuk kebutuhan bahan bakar diperoleh dari PT.Pertamina (Persero) Balongan, Indramayu. Selain itu kebutuhan air diperoleh dari PT. Krakatau Tirta Industri di Cilegon, Banten. Sehingga pemilihan lokasi sudah dianggap tepat karena dekat dengan pendistribusian bahan, dan untuk pendistribusian anilin dari china menggunkana jalur laut, sehingga butuh daerah pabrik yang dekat dengan pelabuhan.

2. Tenaga Kerja

Tenaga kerja di Indonesia cukup banyak sehingga penyediaan tenaga kerja tidak begitu sulit diperoleh. Tenaga kerja yang berpendidikan menengah atau kejuruan dapat diambil dari daerah sekitar pabrik. Sedangkan untuk tenaga kerja ahli dapat didatangkan dari kota lain.



3. Transportasi

Sarana transportasi yang diperlukan adalah jalan raya dan pelabuhan. Lokasi pabrik harus dekat dengan sarana transportasi tersebut untuk memudahkan pengangkutan bahan baku dan produk.

4. Perijinan

Lokasi pabrik merupakan kawasan industri yang ditetapkan pemerintah dan berada dalam teritorial Negara Indonesia sehingga secara geografis pendirian pabrik di kawasan tersebut tidak bertentangan dengan kebijakan pemerintah. Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan tersebut, maka dipilihlah lokasi pabrik untuk mendirikan pabrik diphenylamine ini berada di Kawasan Industri Cilegon, Banten.

I.6 Tinjauan Pustaka

Diphenylamine mempunyai bentuk padatan berwarna putih dan mudah larut dalam aseton, etil alkohol, methanol, dan eter. Diphenylamine mempunyai rumus molekul $(C_6H_5)_2NH$ dan mempunyai nama lain N-Phenylbenzene Amine. Diphenylamine pertama kali ditemukan oleh Hofman pada tahun 1863 dengan destilasi destruktif dari triphenilmetane (Kirk & Othmer, 4thed).

1.6.1 Tinjauan Proses

Proses-Proses Reaksi Pembuatan Diphenylamine Proses-proses untuk membuat diphenylamine adalah sebagai berikut:

a) Konversi Fase Uap Anilin.

Konversi fase uap anilin ke diphenylamine melalui katalis padat telah dipelajari secara ekstensif. Pada umumnya, katalis yang digunakan adalah aluminium oksida murni atau titanium oksida, disiapkan dalam kondisi



*Prarancangan Pabrik Kimia
Diphenylamine dari Anilin
Kapasitas 80.000 Ton/Tahun*

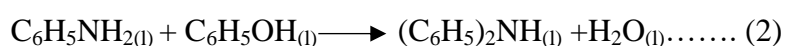
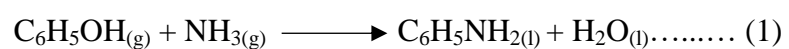
khusus. Promotor, seperti kromit tembaga, nikel klorida, asam fosforic, dan amonium fluorida, juga direkomendasikan. konversi anilin sebesar 93% dan yield sebesar 95% Persamaan reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



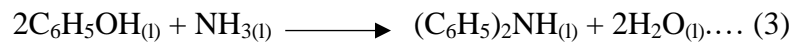
Tekanan yang disarankan tidak boleh kurang dari 40 psig , dan tekanan maksimum mencapai 150 psig, suhu dijaga pada suhu 450-500°C, dan tekanan dijaga pada tekanan 50-150 psig (United States Patent. 3,118,944)

b) Mereaksikan Fenol dan Amonia

Fenol dan amonia bereaksi dengan cepat membentuk anilin in situ, dimana disirkulasikan secara keseluruhan pada sistem, mengkontakan dan mereaksikan secara katalitik dengan fenol atau, dengan sebagian anilin yang sudah ada, untuk membentuk diphenylamine secara kinetik dengan reaksi yang lebih lambat. Dengan memvariasikan rasio dan banyaknya umpan fenol dan amonia, bersamaan dengan sejumlah anilin, fenol, dan/atau amonia yang direcycle, rasio produk akhir dari DPA/anilin dapat diperoleh hanya dari fenol-amonia sebagai umpan masukan dan menggunakan sebuah sistem reaktor single. Suhu reaksi 370°C dan tekanan 220 psig Persamaan reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Persamaan reaksi menjadi:



Katalis yang digunakan adalah katalis padat alumina gel. Konversi phenol sebesar 95-98% dan selektivitas diphenylamine sebesar 93% (United States Patent. 4,480,127).

1.6.2 Pemilihan Proses

Pemilihan proses ditinjau dari beberapa macam segi, diantaranya :

1. Tinjauan Ekonomi

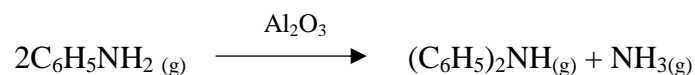
Tinjauan ekonomi ditujukan untuk melihat potensial ekonomi yang diperoleh dari setiap reaksi yang ada untuk memproduksi diphenylamine.

Tabel 1.3. Harga bahan baku dan produk.

Komponen	Harga (US\$/Kg)	BM (Kg/Kmol)
Diphenylamin	15	169
Phenol	10	94
Amonia	1	17
Anilin	10	93

Sumber : Alibaba.com

a. Konversi Fase Uap Anilin

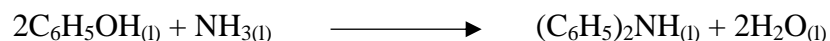


$$PE = \sum [\text{Harga Bahan/kg} \times \text{BM Bahan} \times \text{mol Bahan}]_{\text{produk}} - \sum [\text{Harga Bahan/kg} \times \text{BM Bahan} \times \text{mol Bahan}]_{\text{reaktan}}$$

$$PE = [(169 \times 15 \times 1) + (17 \times 1 \times 1)] - [(2 \times 93 \times 10)]$$

$$= [2552] - [1860] = \text{US\$692 / Kmol produk}$$

b. Reaksi Fenol dan Amonia





*Prarancangan Pabrik Kimia
Diphenylamine dari Anilin
Kapasitas 80.000 Ton/Tahun*

$$PE = \sum [\text{Harga Bahan/kg} \times \text{BM Bahan} \times \text{mol Bahan}]_{\text{produk}} - \sum [\text{Harga Bahan/kg} \times \text{BM Bahan} \times \text{mol Bahan}]_{\text{reaktan}}$$

$$PE = [(169 \times 15 \times 1)] - [(94 \times 10 \times 2) + (17 \times 1 \times 1)]$$

$$= [2535] - [1897] = \text{US\$638 / Kmol produk}$$

2. Tinjauan Proses

Perbandingan dari beberapa proses pembuatan diphenylamine dapat dilihat pada tabel 1.4 di bawah ini

Tabel 1.4. Perbandingan dari Beberapa Proses Pembuatan Diphenylamine.

No	Tinjauan	Proses	
		Konversi Fase Uap Anilin	Reaksi Fenol dengan Amonia
1	Konversi Produk	X= 93% (*) Y= 95 % (**)	X= 95% (**) S = 93% (*)
2	Katalis	Activated Aluminium Oxide (**)	Gel Alumina (*)
3	Temperatur	450 °C(*)	370 °C (**)
4	Tekanan	100 p.s.i.g (**)	220 p.s.i.g (*)
5	Tinjauan termodinamika	Reaksi eksotermis dan berlangsung spontan (**)	Reaksi eksotermis dan berlangsung spontan (**)
6	Potensial Ekonomi	US\$692 / Kmol produk (**)	US\$638 / Kmol produk(*)
7	Kelebihan	Yield tinggi (*)	Konversi dan selektivitas tinggi (**)
8	Kerugian	Suhu operasi tinggi dan terbentuknya kokas pada katalis (**)	Dibutuhkan tekanan tinggi untuk menjaga fase liquid (*)
Jumlah		15	13



*Prarancangan Pabrik Kimia
Diphenylamine dari Anilin
Kapasitas 80.000 Ton/Tahun*

Keterangan: (*) = cukup
(**) = baik

Prarancangan pabrik diphenylamine ini dipilih proses kedua, yaitu Konversi Fase Uap Anilin untuk memperoleh produk utama diphenylamine karena:

1. Bahan baku yang digunakan hanya anilin
2. Tidak diperlukan peralatan tahan korosi
3. Tidak membutuhkan peralatan operasi yang banyak
4. Potensi Ekonomi yang lebih besar

3. Pemilihan Reaktor

Reaktor yang digunakan adalah reaktor multitube fixed bed. Pemilihan jenis Reaktor Fixed bed ini didasarkan atas pertimbangan sebagai berikut:

- a. Pada reaktor ini reaksi berlangsung pada fase gas, irreversible, eksotermis, non adiabatik, non isothermal.
- b. Pada kondisi operasi dengan suhu 450-500°C dan tekanan 50-150 psig.

4. Tinjauan Termodinamika

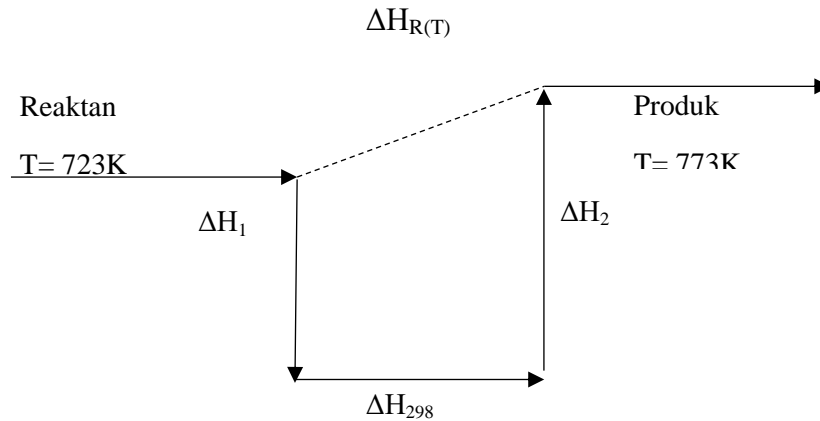
Tinjauan termodinamika ditujukan untuk mengetahui apakah sifat reaksi adalah eksotermis/endotermis, reaksi berlangsung secara spontan/tidak spontan, dan reaksi berlangsung secara reversible/irreversible. Penentuan panas reaksi berjalan secara eksotermis dan endotermis dapat diketahui dari perhitungan panas pembentukan standar pada tekanan 5-10 atm pada suhu 723-773 K

a) Panas Pembentukan Standar (ΔH°_f)

$$\Delta H_{R(T)} = \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{R(298K)}^{\circ} + \Delta H_{\text{produk}}$$



Jika $\Delta H_{R(T)}$ reaksi berharga negatif maka reaksi akan bersifat eksotermis, sebaliknya jika berharga positif reaksi akan bersifat endotermis.



Perhitungan $\int Cp dT$ dan data Cp untuk masing-masing komponen:

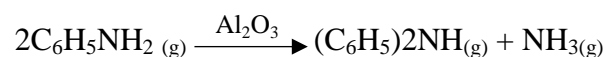
Dengan Rumus $Cp = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ (joule/mol K)

Table 1.5. Data Cp masing-masing komponen

Komponen	A	B	C	D	E
$C_6H_5NH_2$	-22,381	5.731E-01	-4.565E-04	1,841E-07	-2,987E-011
$(C_6H_5)_2NH$	-119,401	1,3060	-1,22E-03	5,876E-07	-1,145E-10
NH_3	33,933	-1,26E-02	8,89E-05	-7,18E-08	1,86E-11

(Yaws, 1999)

Penentuan sifat reaksi eksotermis atau endotermis dapat ditentukan dengan perhitungan panas pembentukan standart ($\Delta H^{\circ}f$) pada $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 298 \text{ K}$. Pada proses pembentukan diphenylamine terjadi pada reaksi sebagai berikut:





*Prarancangan Pabrik Kimia
Diphenylamine dari Anilin
Kapasitas 80.000 Ton/Tahun*

Harga $\Delta H^{\circ}f$ masing-masing komponen pada suhu 298,15 K dapat dilihat pada Tabel 1.6. sebagai berikut:

Tabel 1.6. Harga $\Delta H^{\circ}f$ Masing-masing Komponen

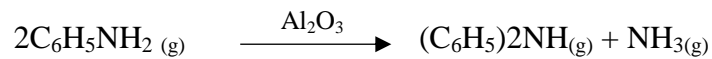
Komponen	Harga $\Delta H^{\circ}f$ (kJ/mol)
$C_6H_5NH_2$	86,86
$(C_6H_5)_2NH$	202
NH_3	-45,90

(Yaws, 1999)

$$\begin{aligned} \Delta H^{\circ}f_{298,15K} &= \Delta H^{\circ}f_{\text{produk}} - \Delta H^{\circ}f_{\text{reaktan}} \\ &= (\Delta H^{\circ}f_{(C_6H_5)_2NH} + \Delta H^{\circ}f_{NH_3}) - \Delta H^{\circ}f_{C_6H_5NH_2} \\ &= [202 + (-45,90)] - [2 \times 86,86] \\ &= -17,62 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Karena harga $\Delta H^{\circ}f_{298,15K}$ negatif, maka reaksi bersifat eksotermis.

Reaksi:



- Panas pembentukan reaktan (ΔH_1)

$$\Delta H_1 = n C_p dT$$

$$\int C_p dT = \int A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 dT \text{ J/mol. K}$$

$$= \int_{T_1}^{T_2} A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 dT \text{ J/mol. K}$$

$$T_1 = 450^{\circ}C = 723 \text{ K}$$

$$T_2 = 25^{\circ}C = 298 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} C_p C_6H_5NH_2 &= \int_{723}^{298} A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 dT \\ &= \int_{723}^{298} (-22,381) + 5,731 \cdot 10^{-1}T + \\ &\quad (-4,565 \cdot 10^{-4})T^2 + 1,841 \cdot 10^{-8}T^3 + \\ &\quad (-2,987 \cdot 10^{-11})T^4 dT \end{aligned}$$



Prarancangan Pabrik Kimia
Diphenylamine dari Anilin
Kapasitas 80.000 Ton/Tahun

$$= \left\{ -22,381T + \frac{5,731 \cdot 10^{-1}}{2} T^2 + \left(\frac{-4,565 \cdot 10^{-4}}{3} \right) T^3 + \frac{1,841 \cdot 10^{-8}}{4} T^4 + \frac{(-2,987 \cdot 10^{-11})}{5} T^5 \right\}_{298}^{723}$$

=

$$\left\{ -22,381(298 - 723) + \frac{5,731 \cdot 10^{-1}}{2} (298^2 - 723^2) + \left(\frac{-4,565 \cdot 10^{-4}}{3} \right) (298^3 - 723^3) + \frac{1,841 \cdot 10^{-8}}{4} (298^4 - 723^4) + \frac{(-2,987 \cdot 10^{-11})}{5} (298^5 - 723^5) \right\}$$

$$C_p dT_{C_6H_5NH_2} = -1,71E^{+05} \text{ kJ/mol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H1 &= n \cdot C_p \cdot dT = 2 \times (-1,71E^{+05} \text{ kJ/mol}) \\ &= -3,41E^{+05} \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

- Panas pembentukan produk ($\Delta H2$)

$$\Delta H2 = n C_p dT$$

$$T_1 = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$T_2 = 500^\circ\text{C} = 773 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} C_p (C_6H_5)_2NH &= \int_{T_1}^{T_2} A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 dT \\ &= \int_{298}^{773} -119,401 + 1,3060T + (-1,22E^{-03})T^2 + 5,876E^{-07}T^3 + (-1,145E^{-10}T^4) \\ &= -119,401T + \frac{1,3060}{2} T^2 + \left(\frac{-1,22E^{-03}}{3} \right) T^3 + \frac{5,876E^{-07}}{4} T^4 + \left(\frac{-1,145E^{-10}}{5} \right) T^5 \Big|_{298}^{773} \\ &= -119,401(773 - 298) + \frac{1,3060}{2} (773^2 - 298^2) + \left(\frac{-1,22E^{-03}}{3} \right) (773^3 - 298^3) + \end{aligned}$$



Prarancangan Pabrik Kimia
Diphenylamine dari Anilin
Kapasitas 80.000 Ton/Tahun

$$\begin{aligned} & \frac{5,876E^{-07}}{4} (723^4 - 298^4) + \\ & \left(\frac{-1,145E^{-10}}{5} \right) (773^5 - 298^5) \\ C_p dT_{(C_6H_5)_2NH} &= 1,24E^{+05} \text{ kJ/mol} \\ C_p NH_3 &= \int_{T_1}^{T_2} A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 dT \\ &= \int_{298}^{723} 33,933 + (-1,26E^{-02}T) + \\ & \quad 8,89E^{-05}T^2 + (-7,18E^{-08}T^3) + \\ & \quad 1,86E^{-11}T^4 dT \\ &= 33,933T + \left(\frac{-1,26E^{-02}}{2} T^2 \right) + \frac{8,89E^{-05}}{3} T^3 + \\ & \quad \left(\frac{-7,18E^{-08}}{4} T^4 \right) + \frac{1,86E^{-11}}{5} T^5 \Big|_{298}^{723} \\ &= 33,933(723 - 298) + \\ & \quad \left(\frac{-1,26E^{-02}}{2} \right) (723^2 - 298^2) + \\ & \quad \frac{8,89E^{-05}}{3} (723^3 - 298^3) + \\ & \quad \left(\frac{-7,18E^{-08}}{4} \right) (723^4 - 298^4) + \\ & \quad \frac{1,86E^{-11}}{5} (723^5 - 298^5) \\ C_p dT_{NH_3} &= 1,81E^{+04} \text{ kJ/mol} \\ \Delta H_2 &= n \cdot C_p \cdot dT_{(C_6H_5)_2NH} + C_p \cdot dT_{NH_3} \\ &= 1,24E^{+05} \text{ kJ/mol} + 1,81E^{+04} \text{ kJ/mol} \\ &= 1,42E^{+05} \text{ kJ/mol} \\ \Delta H_{R(T)} &= \Delta H_1 + \Delta H_{R(298K)}^0 + \Delta H_2 \\ &= -3,41E^{+05} + (-17,86 \text{ kJ/mol}) + 1,42E^{+05} \\ &= -1,81E^{+05} \end{aligned}$$

Karena $\Delta H_{R(450^\circ C)}$ pada reaksi utama bernilai negatif maka reaksi utama melepaskan panas atau bersifat eksotermis.



b) Energi Bebas Gibbs (ΔG°_f)

Perhitungan energi bebas gibbs (ΔG) digunakan untuk meramalkan arah reaksi kimia cenderung spontan atau tidak. ΔG° bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut tidak dapat berlangsung secara spontan, sehingga dibutuhkan energi tambahan dari luar yang cukup besar. Sedangkan ΔG° bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut dapat berlangsung secara spontan dan hanya sedikit membutuhkan energi.



Harga ΔG°_f masing-masing komponen pada suhu 298,15 K dapat dilihat pada Tabel 1.7 sebagai berikut:

Tabel 1.7. Harga ΔG°_f Masing-masing Komponen

Komponen	Harga ΔG°_f (kJ/mol)
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	166,69
$(\text{C}_6\text{H}_5)_2\text{NH}$	345
NH_3	-16,40

(Yaws, 1999)

$$\begin{aligned}\Delta G^\circ_{f,298.15\text{K}} &= \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G^\circ_f_{(\text{C}_6\text{H}_5)_2\text{NH}} + \Delta G^\circ_f_{\text{NH}_3}) - \Delta G^\circ_f_{\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2} \\ &= [345 + (-16,40)] - [2 \times 166,69] \\ &= -4,78 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Karena harga $\Delta G^\circ_{f,298.15\text{K}}$ negatif, maka reaksi berlangsung secara spontan.

Menhitung $K_{298,15 \text{ K}}$:

$$\ln K_{298,15 \text{ K}} = -\frac{\Delta G^\circ}{RT}$$



Prarancangan Pabrik Kimia
Diphenylamine dari Anilin
Kapasitas 80.000 Ton/Tahun

$$\ln K_{298,15\text{ K}} = - \left(\frac{-4,78 \text{ kJ/mol}}{0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol K}} \times 298,15\text{K}} \right)$$

$$\ln K_{298,15\text{ K}} = 1,928$$

$$K_{298,15\text{ K}} = 6,88474$$

Maka nilai K pada $T_{723\text{K}}$ dapat dihitung dengan meninjau persamaan kesetimbangan di bawah ini:

$$\ln \left(\frac{K_2}{K_1} \right) = - \frac{\Delta H_{298,15}}{R} \times \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

Dengan :

$$T_1 = \text{Temperatur pada kondisi standar} = 298,15\text{ K}$$

$$T_2 = \text{Temperatur reaksi} = 723,15\text{ K}$$

$$K_1 = \text{Konstanta kesetimbangan reaksi pada saat } T_1$$

$$K_2 = \text{Konstanta kesetimbangan reaksi pada saat } T_2$$

$$R = \text{Tetapan gas ideal } 8,314 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol.K}$$

$$\Delta H_{298,15\text{K}} = \text{Panas reaksi standar pada } 298,15\text{ K}$$

(Smith & Van Ness, 2001)

Menghitung $K_{723\text{K}}$:

$$\ln \frac{K_{723}}{K_{298}} = - \frac{\Delta H_f^\circ}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$\ln \frac{K_{723}}{K_{298}} = - \left(\frac{-4,78 \text{ kJ/mol}}{0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol K}}} \right) \left(\frac{1}{723} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln \frac{K_{723}}{K_{298}} = - \left(\frac{-4,78 \text{ kJ/mol}}{0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol K}}} \right) \left(\frac{1}{723} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\frac{K_{723}}{K_{298}} = 0,3217$$

$$K_{723} = 0,3217 \times 6,8757$$

$$K_{723} = 2,212$$

Karena harga konstanta kesetimbangan positif, maka reaksi berlangsung searah (*irreversible*).



5. Tinjauan Kinetika

Tekanan operasi adalah 6,8 atm. Diketahui laju reaksi mengikuti persamaan :

$$r_a = \frac{k_1 \cdot K a^2 P a^2}{(1 + K a P a)^2} \text{ (Indian Institute of Technology, Volume 64, 1986)}$$

Tabel 1.8 Data kinetika dalam berbagai suhu

Temperatur °C	Rate Constant ($k_1 \times 10^7$)	Rate Constant ($KA \times 10^9$)
370	0.428	0.7853
383	0.9956	1.5894
404	1.4773	2.3033
426	2.778	4.0469

(The Canadian Journal of Chemical Engineering)

Dimana :

$$T = K$$

$$R = 8.314 \times 10^{-3} \text{ KJ} \cdot \text{K}^{-1} \cdot \text{mol}^{-1}$$

k_1 = konstanta laju reaksi permukaan (kmol/ detik.kg katalis)

KA = konstanta laju adsorpsi (kmol/ detik.kg katalis.kPa)

r_A = kecepatan reaksi, kmol/ detik.kg katalis

P_a = Tekanan parsial anilin (kPa)

E_{a1} = Energi Aktivasi (9220 kJ/kmol)

E_{aa} = Energi Aktivasi (6800 kJ/kmol)

dengan Konversi sebesar 93% (Kirk Orthmer, 4thed)



BAB II

PROSES PRODUKSI

II.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

1. Spesifikasi Bahan Baku

Anilin

Wujud	: Cair
Rumus molekul	: C_6H_7N
Berat molekul	: 93,129 gr/mol
Titik didih	: 184,4 °C
Titik beku	: -6,03 °C
Liquid density (at 20°C)	: 1,022 gr/mL
Vapor density (at bp, air =1)	: 3,30
Viskositas	: 4,35cp
Kelarutan	: 3.6 g/100 mL pada 20 °C
Cp	: -3394 kJ/mol
Kemurnian	: 99,5%
Impuritis	: 0,5% H ₂ O

(Kirk Orthmer, 4thed)

2. Spesifikasi Bahan Katalis :

Alumina Aktif

Wujud	: Padat (silinder)
Rumus molekul	: Al_2O_3
Ukuran	: 1/8 in x 1/8 in
Berat molekul	: 101,94 gr/mol
Titik didih	: 2980 °C
Titik leleh	: 2054 °C
Kelarutan	: Larut dalam air
Cp	: -1675.69 kJ/mol
Bulk density	: 0,65 gr/mL



*Prarancangan Pabrik Kimia
Diphenylamine dari Anilin
Kapasitas 80.000 Ton/Tahun*

(Perry's Chemical Engineer's Handbook 4thed)

3. Spesifikasi Produk

a)	Produk Utama	: Diphenylamine
	Wujud	: Padatan Kristal berwarna putih
	Rumus molekul	: $(C_6H_5)_2NH$
	Berat molekul	: 169,23 gr/mol
	Titik didih	: 302 °C
	Titik leleh	: 53 °C
	Densitas	: 1,2 gr/mL
	Kelarutan	: 0,03%
	Cp	: -6426.20 kJ/mol
	Kemurnian	: 99,6%
	Impuritis	: 0,4% Anilin

(Perry's Chemical Engineer's Handbook 4thed)

b)	Produk Samping	: Ammonia
	Wujud	: Cair
	Rumus molekul	: NH_3
	Berat molekul	: 17,03gr/mol
	Titik didih	: -33,35 °C
	Titik beku	: -77,7 °C
	Densitas	: 0,682 gr/mL
	Kelarutan	: 89.9 g/100 ml pada 0 °C.
	Cp	: 80,80 J / (mol K)
	Kemurnian	: 96%
	Impuritis	: 4% Nitrogen

(Kirk Orthmer, 4thed)



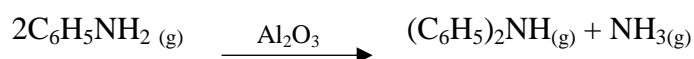
II.2 Proses Pembuatan dan Pemurnian Hasil

1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Dalam proses pembuatan Diphenylamine digunakan bahan baku utama yaitu anilin (C₆H₅NH₂) dengan kemurnian 99,5% dengan impuritis 0,5% berupa air (H₂O). Bahan baku anilin yang digunakan disimpan dalam tangki penyimpanan dengan kondisi operasi suhu 30°C dan tekanan 1 atm, bahan baku tercampur dengan recycle dari hasil Evaporator hingga suhu 35,71°C dan tekanan 1 atm dengan dicampurkan umpan dari arus keluaran recycle, kemudian larutan anilin dipompakan sampai tekanan 6,8 atm dan suhunya menjadi 54,11°C karena bercampur dengan arus recycle dari vaporizer dan diumpakan kedalam vaporizer untuk mencapai suhu 278°C hingga fasanya berubah menjadi gas setelah itu diumpakan kedalam furnace sekaligus udara dan bahan bakar untuk proses pembakaran, setelah kondisi anilin mencapai kondisi operasi reaktor yaitu pada suhu 450°C dan tekanan 6,8 atm pada fase gas maka anilin diumpakan kedalam reaktor.

2. Tahap Reaksi

Reaksi terjadi dalam reaktor jenis fixed bed multitubular dengan katalis yang digunakan Alumunium Oksida (Al₂O₃) dengan reaksi :



Komposisi produk keluar reaktor adalah gas ammonia (NH₃), anilin (C₆H₅NH₂) dan Diphenylamine (C₆H₅)₂NH(g). Reaksi bersifat eksotermis sehingga untuk menjaga kestabilan reaksi dan pencapaian koversi tertentu, reaktor perlu dilengkapi dengan pendingin, pendingin yang digunakan adalah pendingin jenis HITEC.

3. Tahap Pemurnian Produk

Kemudian hasil keluar reaktor diembunkan didalam cooler untuk menurunkan suhu hingga suhu embunnya dan tekanan 6,48 atm sehingga ammonia yang terbentuk berubah fasenya menjadi gas dan yang lainnya

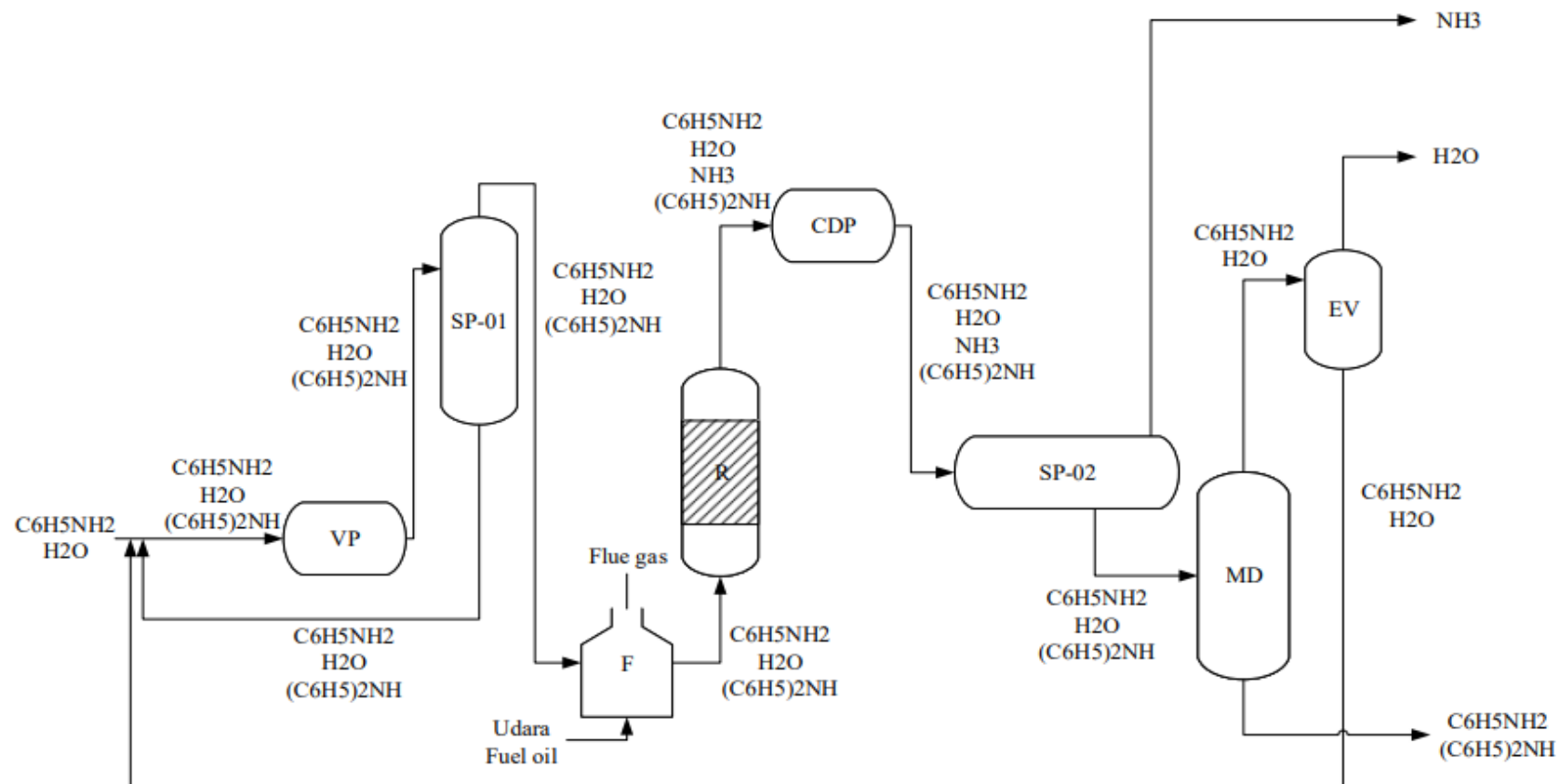


*Prarancangan Pabrik Kimia
Diphenylamine dari Anilin
Kapasitas 80.000 Ton/Tahun*

dalam fase cair. Setelah keluar kondensor dimasukkan kedalam separator untuk memisahkan ammonia dengan Anilin dan Diphenylamine, sehingga yang diumpankan pada Menara Distilasi hanya Anilin dan Diphenylamine. Pada menara distilasi Anilin dan Diphenylamine dipisahkan dengan hasil atas berupa anilin dan Diphenylamine dengan konsentrasi anilin yang lebih besar, sedangkan hasil bawah distilasi berupa anilin dan Diphenylamine dengan konsentrasi Diphenylamine yang lebih besar. Hasil atas distilasi ditampung dalam accumulator dimana sebagian akan direfluks, kemudian diumpankan ke evaporator untuk memekatkan anilin, keluaran evaporator di recycle kedalam umpan anilin karena anilin yang tersisa masih terlalu banyak. Hasil bawah distilasi yang berupa Diphenylamine dan Anilin suhunya masih terlampau tinggi sehingga harus dipasang cooler hingga suhu sekitar 80°C dengan tekanan 1 atm. Setelah itu diumpankan didalam Tanki produk.



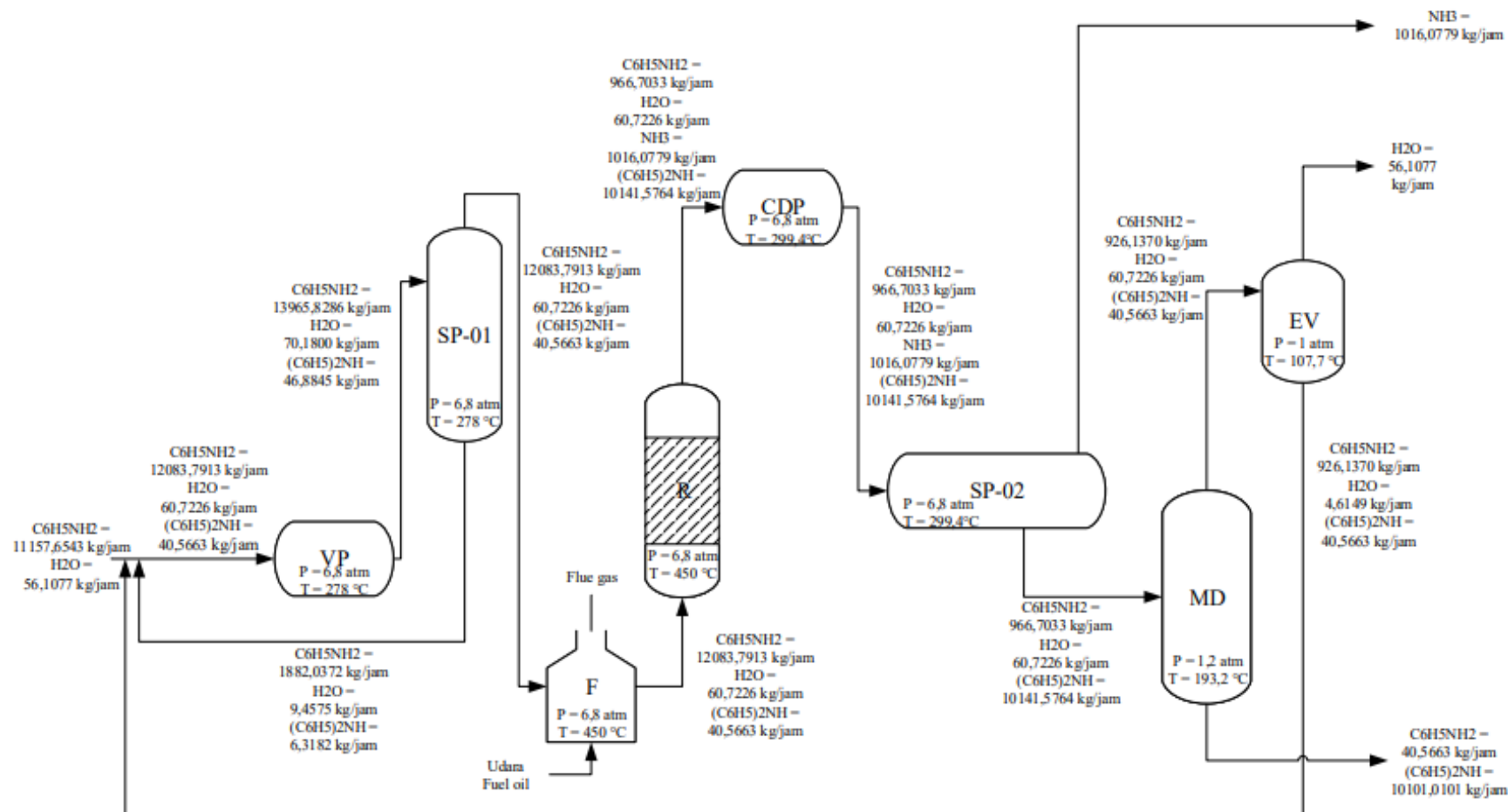
II.3 Diagram Alir Proses



Gambar 2.1 Diagram Alir Kualitatif



Prarancangan Pabrik Kimia
Diphenylamine dari Anilin
Kapasitas 80.000 Ton/Tahun



Gambar 2.2 Diagram Alir Kuantitatif



Keterangan gambar:

- CD : Condensor
- HE : Heat Exchanger
- MD : Menara Distilasi
- R : Reaktor
- S : Separator
- T-01 : Reaktan anilin
- T-02 : Produk dhipenil amin
- T-03 : Amonia cair
- V : Vaporizer

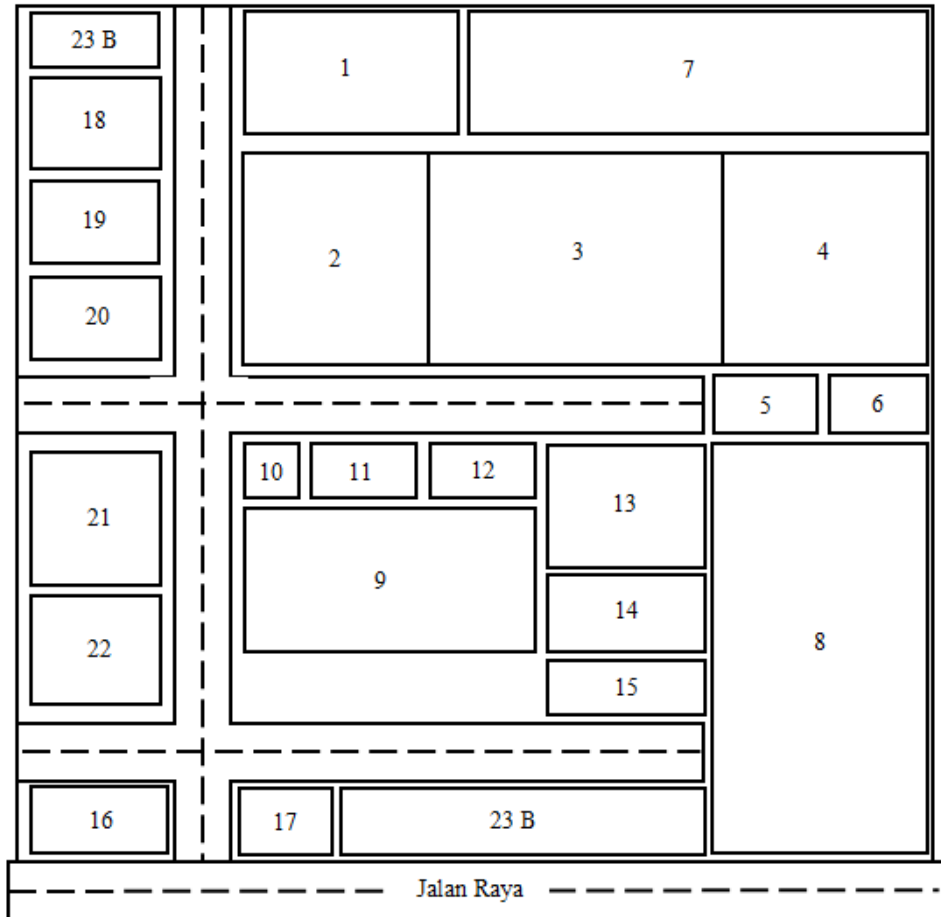
II.4 Tata Letak

1. Tata Letak pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat karyawan bekerja, tempat peralatan dan tempat menyimpan bahan. Tata letak pabrik yang tepat sangat penting untuk mendapatkan efisiensi, keselamatan dan kelancaran para pekerja serta keselamatan dan kelancaran proses. Untuk ruang kantor dan lainnya didirikan di area yang berdekatan dengan lokasi proses agar semua kegiatan pabrik dapat terkontrol dengan cepat.



Tata Letak



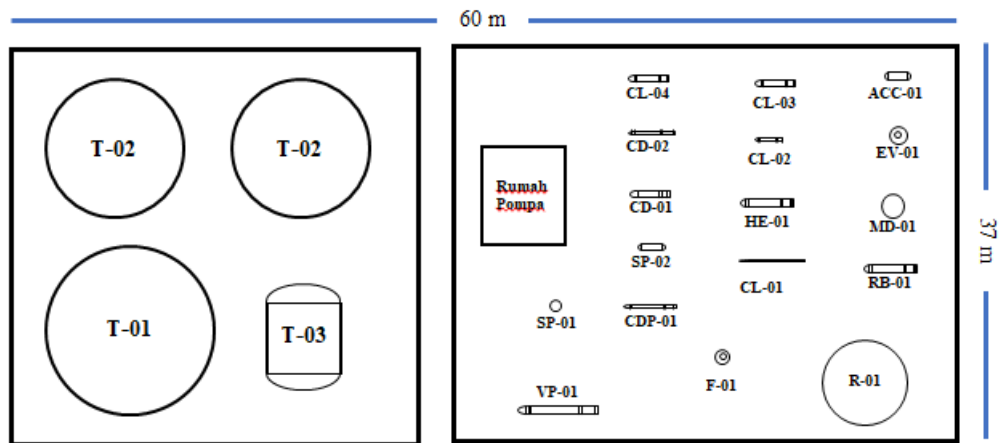
Gambar 2.3 Tata Letak Pabrik (1:1000)

Keterangan :

- | | | |
|---------------------|----------------------|---------------------|
| 1. Area Loading | 9. Kantor | 17. Parkir Manager |
| 2. Daerah Tangki | 10. Masjid | 18. Gudang |
| 3. Area Proses | 11. Kantin | 19. Damkar |
| 4. Area Utilitas | 12. Poliklinik | 20. Bengkel |
| 5. Quality Control | 13. Gedung Serbaguna | 21. Parkir Karyawan |
| 6. Laboratorium | 14. Pusdiklat | 22. Parkir Tamu |
| 7. Area Perluasan 1 | 15. Perpustakaan | 23. Taman |
| 8. Area Perluasan 1 | 16. Kantor Keamanan | |
- Panjang = 16 cm
Lebar = 16 cm



2. Tata Letak Alat (Equipment layout)



Gambar 2.4 Tata letak Alat

Keterangan Gambar:	
R-01	: Reaktor
CDP-01	: Kondensor Parsial
MD-01	: Menara Distilasi
RB-01	: Reboiler
CD-01	: Kondensor Total-01
CD-02	: Kondensor Total-02
T-01	: Tangki Anilin
T-02	: Tangki Diphenilamine
T-03	: Tangki Ammonia
ACC-01	: Akumulator
HE-01	: Heater 01
F-01	: Furnace
CL-01	: Cooler 01
CL-02	: Cooler 02
CL-03	: Cooler 03
CL-04	: Cooler 04
VP-01	: Vaporizer
EV-01	: Evaporator 01
SP-01	: Separator 01
SP-02	: Separator 02



BAB III

NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

III.1. Neraca Massa

1. Neraca massa per alat (Kg/jam)

Tabel III.1. Neraca Massa Separator (SP-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
C ₆ H ₅ NH ₂	13965,8286	12083,7913	1882,0372
H ₂ O	70,1800	60,7226	9,4575
(C ₆ H ₅) ₂ NH	46,8845	40,5663	6,3182
Total	14082,8931	12185,0802	1897,8129

Tabel III.2. Neraca Massa Reaktor Fix Bed Multitube (R-01)

Komponen	Masuk	Keluar
	Arus 4	Arus 6
C ₆ H ₅ NH ₂	12083,7913	966,7033
H ₂ O	60,7226	60,7226
(C ₆ H ₅) ₂ NH	40,5663	10141,5764
NH ₃	0	1016,0779
Total	12185,0802	12185,0802

Tabel III.3. Neraca Massa Separator (SP-02)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₆ H ₅ NH ₂	966,7033	0	966,7033
H ₂ O	60,7226	0	60,7226
(C ₆ H ₅) ₂ NH	10141,5764	0	10141,5764
NH ₃	1016,0779	1016,0779	0
Total	12185,0802	1016,0779	11169,00228



Tabel III.4. Neraca massa Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 8	Arus 13	Arus 15
C ₆ H ₅ NH ₂	966,7033	926,1370	40,350
H ₂ O	60,7226	60,7226	0
(C ₆ H ₅) ₂ NH	10141,5764	40,5663	10047,224
Total	11169,00228	1027,4259	10087,574

Tabel III.5. Neraca massa Reboiler (RB-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 10	Arus 14	Arus 15
C ₆ H ₅ NH ₂	40,5663	11,137	40,350
H ₂ O	0	0	0
(C ₆ H ₅) ₂ NH	10101,0101	2773,000	10047,224
Total	11169,00228	2784,137	10087,574

Tabel III.6. Neraca massa massa refluks MD-01 di Akumulator (ACC-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 9	Arus 12	Arus 13
C ₆ H ₅ NH ₂	966,7033	201,718	926,1370
H ₂ O	60,7226	13,225	60,7226
(C ₆ H ₅) ₂ NH	10141,5764	8,836	40,5663
Total	11169,00228	223,779	1027,4259



Tabel III.7. Neraca massa Evaporator (Ev-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 13	Arus 16	Arus 17
C ₆ H ₅ NH ₂	926,1370	926,1370	0
H ₂ O	60,7226	4,6149	56,1077
(C ₆ H ₅) ₂ NH	40,5663	40,5663	0
Total	1027,4259	971,3182	56,1077

Tabel III.8. Neraca massa mixing point dengan recycle dari hasil atas MD-01

Komponen	Masuk		Keluar
	Arus 1	Arus 16	Arus 2
C ₆ H ₅ NH ₂	11157,6543	926,1370	12083,7913
H ₂ O	56,1077	4,6149	60,7226
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0	40,5663	40,5663
Total	11213,7620	971,3182	12185,0802

2. Neraca Massa Total

Tabel III.9. Neraca massa Total

Komponen	Masuk	Keluar
C ₆ H ₅ NH ₂	11157,6543	40,5663
H ₂ O	56,1077	56,1077
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0	10101,0101
NH ₃	0	1016,0779
Total	11213,7620	11213,7620



III.2. Neraca Energi

Ketentuan-ketentuan untuk menghitung neraca energi diambil pada suhu referensi, yaitu 25°C.

1. Neraca Energi per Alat (kJ/jam)

Tabel III.10 Neraca Energi Vaporizer (VP-01)

Komponen	Qin	Qout
	kJ/jam	kJ/jam
C6H5NH2	1539216,7381	4953724,1432
H2O	13971,9126	29495,5040
(C6H5)2NH	4198,4740	15373,5235
Qpenguapan	-	931652,0508
Qpemanas	7487632,3462	-
Total	5930245,2215	5930245,2215

Tabel III.11 Neraca Energi Furnace (F-01)

Komponen	Qin	Qout
	kJ/jam	kJ/jam
C6H5NH2	4951524,6	9426734,7
H2O	29478,5	50807,89
(C6H5)2NH	15367,2	29817,24
Qpemanas	4510989,52	-
Total	9507359,3	9507359,3



Tabel III.12 Neraca Energi Reaktor (R-01)

Komponen	Qin	Qout
	kJ/jam	kJ/jam
C6H5NH2	-1,8853 E+07	1,5083 E+06
H2O	-5,0808 E+04	5,0808 E+04
(C6H5)2NH	-2,9817 E+04	7,4543 E+0
NH3	-	1,0708 E+06
Qreaksi	1,9152 E+07	-
Qpemanas	9,8661 E+06	-
Total	1,0084 E+07	1,0084 E+07

Tabel III.13 Neraca Energi Condensor Parsial (CDP-01)

Komponen	Qin	Qout
	kJ/jam	kJ/jam
C6H5NH2	896905,37	769638,59
H2O	849329,05	175829,89
(C6H5)2NH	8000563,62	242597,46
NH3	53571,82	59329,27
Qpendingin		8552974,64
Total	9800369,85	9800369,85



Tabel III.14 Neraca Energi Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Qin		Qout		
	Umpan	Reboiler	Distilat	Bottom	Kondensor
C6H5NH2	226333,11	886477,81	455614,27	37826,98	786840,6713
H2O	25153,86		34791,08		
(C6H5)2NH	1929569,74		10719,81	1741741,69	
Sub Total	2181056,71	886477,81	501125,17	1779568,68	786840,6713
Total	3067534,52		3067534,52		

Tabel III.15 Neraca Energi Condensor (CD-01)

Komponen	Qin	Qout
	kJ/jam	kJ/jam
C6H5NH2	278537,63	178467,24
H2O	23171,02	15644,95
(C6H5)2NH	11102,26	7017,24
Qpengembunan	675159,2	
Qpendingin		786840,7
Total	987970,12	987970,12

Tabel III.16 Neraca Energi Reboiler (RB-01)

Komponen	Qin	Qout
	kJ/jam	kJ/jam
C6H5NH2	37256,35	37780,55
(C6H5)2NH	7355377,30	7452329,51
Qpenguapan		886477,8121
Qpemanas	983954,21	
Total	8376587,87	8376587,87



Tabel III.17 Neraca Energi Evaporator (EV-01)

Komponen	Qin	Qout
	kJ/jam	kJ/jam
C6H5NH2	1,4E+05	1,8,E+05
H2O	1,6E+04	1,6,E+03
(C6H5)2NH	5,0E+03	6,4,E+03
Qpenguapan	-	8274,2459
Qpemanas	51369,2751	-
Total	204771,0175	204771,0175

Tabel III.18 Neraca Energi Condensor (CD-02)

Komponen	Qin	Qout
	kJ/jam	kJ/jam
NH ₃	104996,36	42453,83
Qpengembunan	914298,11	
Qpendinginan		976840,65
Total	1019294,48	1019294,48



BAB IV

UTILITAS

Utilitas adalah unit penunjang proses dalam industri, kebutuhan utilitas sejalan dengan kebutuhan energi untuk suatu proses. Utilitas ini menyediakan kebutuhan air, listrik, bahan bakar dan udara tekan.

IV.1 Kebutuhan Air

Air merupakan kebutuhan pokok dalam pemenuhan kebutuhan proses produksi. Kebutuhan air digunakan sebagai air sanitasi & kantor, air pendingin, bahan baku steam, air layanan umum, dan air hydrant. Pabrik Diphenylamine akan didirikan di daerah Cilegon, oleh karena itu kebutuhan air diperoleh dari Perusahaan Air Krakatau Tirta Industri (KTI) Cilegon. Kebutuhan air saat start up sebesar 85181,30 kg/jam. Berikut adalah rincian pemenuhan kebutuhan air :

- **Media Pendingin**

Cooler (CLU-01) = 83819,57 kg/jam

Total = 83819,57 kg/jam

- **Air Rumah Tangga**

Air kebutuhan sehari-hari berkisar 150-300 L/hari tiap orangnya (menurut sularso)

Diambil konsumsi air = 150 L/Orang.hari

Untuk memenuhi = 80 Orang asumsi terdapat 20 rumah (tiap rumah berisi 4 orang)

Jumlah air per harinya = 150 L/Orang.hari x 80 Orang x 1 Kg/L
Sehingga didapat 12000 Kg/hari atau 500 Kg/jam

- **Air Sanitasi Karyawan**

Air kebutuhan sehari-hari berkisar 50-70 L/hari tiap orangnya.

(Tabel 2.5 pp.17, Sularso)

Diambil konsumsi air per orang 50 L/hari untuk memenuhi 193



karyawan, sehingga diperlukan air sebanyak = 402 L/jam

- Air Layanan untuk kantin

Pengunjung kantin = 80 orang

Kebutuhan air rata-rata = 5 L/jam

Pemakaian rata-rata perjam = 4 Orang

Kebutuhan air kantin = 5 L/jam x 80 orang / 4 orang = 100L/jam

- Air layanan untuk poliklinik

Pengunjung poliklinik = 30 orang

Kebutuhan air rata-rata = 5 L/jam

Pemakaian rata-rata per jam = 4 orang

Kebutuhan air poliklinik = 5 L/jam x 30 orang / 4 orang

= 37,5 L/jam

- Air layanan untuk masjid

Asumsi jumlah jamaah = 120 orang

Per orang memerlukan = 20 L/orang/hari

Kebutuhan air masjid = 20L/orang.hari x 120 orang x 1hari

= 100 L/jam

- Air hydrant

Kebutuhan air untuk pemadam kebakaran sebanyak 300000 L dalam waktu 3 bulan, sehingga diperoleh = 138,889 L/jam

- Air taman

Kebutuhan air untuk taman sebanyak 2000 L/hari, sehingga diperoleh = 83,33 L/jam

Menghitung kebutuhan air make up:

- Unit cooling tower

Air yang hilang disebabkan oleh 3 hal, dari perhitungan cooling tower diperoleh:

Evaporation loss (We) = 2955,26 kg/jam



Drift loss (Wd)	= 19,10 kg/jam
Blowdown discharge	= 719,71 kg/jam
Total	= 3694,08 kg/jam

Tabel 4.1 Kebutuhan air di dalam pabrik

No	Jenis Kebutuhan Air	Liter/jam
1	Air Pendingin	41285,3175
2	Air untuk kantor + Perumahan	1139,5
3	Air service dan hidran	222,222
	Total	42647,0395

Tabel 4.2 Kebutuhan air make up

No	Jenis Kebutuhan Air	Liter/jam
1	Make up Air Pendingin	2048,9149
2	Air untuk kantor + Perumahan	1139,5
3	Air service dan hidran	222,222
	Total	3410,6369

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.

Air yang diperoleh dari KTI (Krakatau Tirta Industri) telah melalui



beberapa tahap treatment, diantaranya:

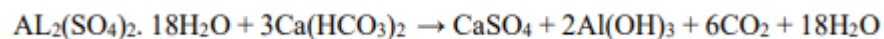
1. Sedimentasi

Pengendapan partikel-partikel padat dari air sungai dengan cara gravitasi tanpa penambahan bahan kimia. Pengendapan ini dilakukan pada bangunan pengendap

2. Flokulator

Penambahan koagulan secara teratur sesuai dengan kebutuhan (dosis yang tepat). untuk membantu proses pengendapan partikel-partikel kecil yang tak dapat mengendapkan dengan sendirinya. zat alkali dan zat pembantu juga ditambahkan untuk mengatur pH agar kondisi air baku dapat menunjang proses flokulasi, serta membantu agar pembentukan flok dapat berjalan dengan lebih cepat.

Reaksi flokulasi



3. Clarifier

Pada clarifier terjadi pembentukan flok-flok yang lebih besar dengan bantuan motor pengaduk. Flok-flok akan dikeluarkan melalui bawah clarifier sedangkan air jernih keluar melalui bagian atas menuju proses selanjutnya.

4. Filter

Effluent dari bak pengendap (sedimentation basin) mengalir ke filter, gumpalan-gumpalan dan lumpur (flok) tertahan pada lapisan atas filter.

5. Reservoir

Reservoir berfungsi sebagai tempat penampungan air bersih yang telah disaring melalui filter. Air yang dalam reservoir ini sebelum disalurkan ke konsumen diberikan larutan kaporit untuk membunuh



bakteri yang terkandung dalam air tersebut.

(sumber: www.krakatautirta.co.id)

Air yang diperoleh dari KTI (Krakatau Tirta Industri) memiliki spesifikasi sebagai berikut :

Tabel 4.3 Spesifikasi air di Krakatau Tirta Industri

Jenis kontaminan pada DAS Cipasaran	Hasil Perhitungan (mg/liter)	Baku mutu (mg/liter)
Sedimen	88,4278	1000
Seng	0,0033	5
Tembaga	0,00065	1
Total Hidrokarbon	0,0004	0,01

(sumber : www.krakatautirta.co.id)

Dengan beberapa treatment yang telah dilakukan oleh KTI maka syarat air kantor telah terpenuhi. Namun pada unit utilitas digunakan bak penampung terbuka sehingga kemungkinan masih ada bakteri, maka perlu dilakukan klorinasi untuk menghilangkan bakteri tersebut.

IV.2 Penyediaan Listrik

Listrik digunakan untuk menggerakkan motor penggerak alat-alat proses misalnya pompa, blower, kompresor, dan alat-alat lainnya. Selain itu, listrik digunakan juga untuk penerangan. Daya listrik terpasang adalah sebesar 251,93 kW. Daya listrik sebesar ini dipenuhi dari PLN. Namun juga disediakan generator untuk cadangan dengan daya 141621340,1 kJ/tahun jika sewaktu-waktu listrik padam atau pasokan listrik kurang.

IV.3 Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar solar atau Heksadekana ($C_{16}H_{34}$) yang digunakan sebagai bahan bakar Furnace dan Generator didapat dari . Kebutuhan fuel



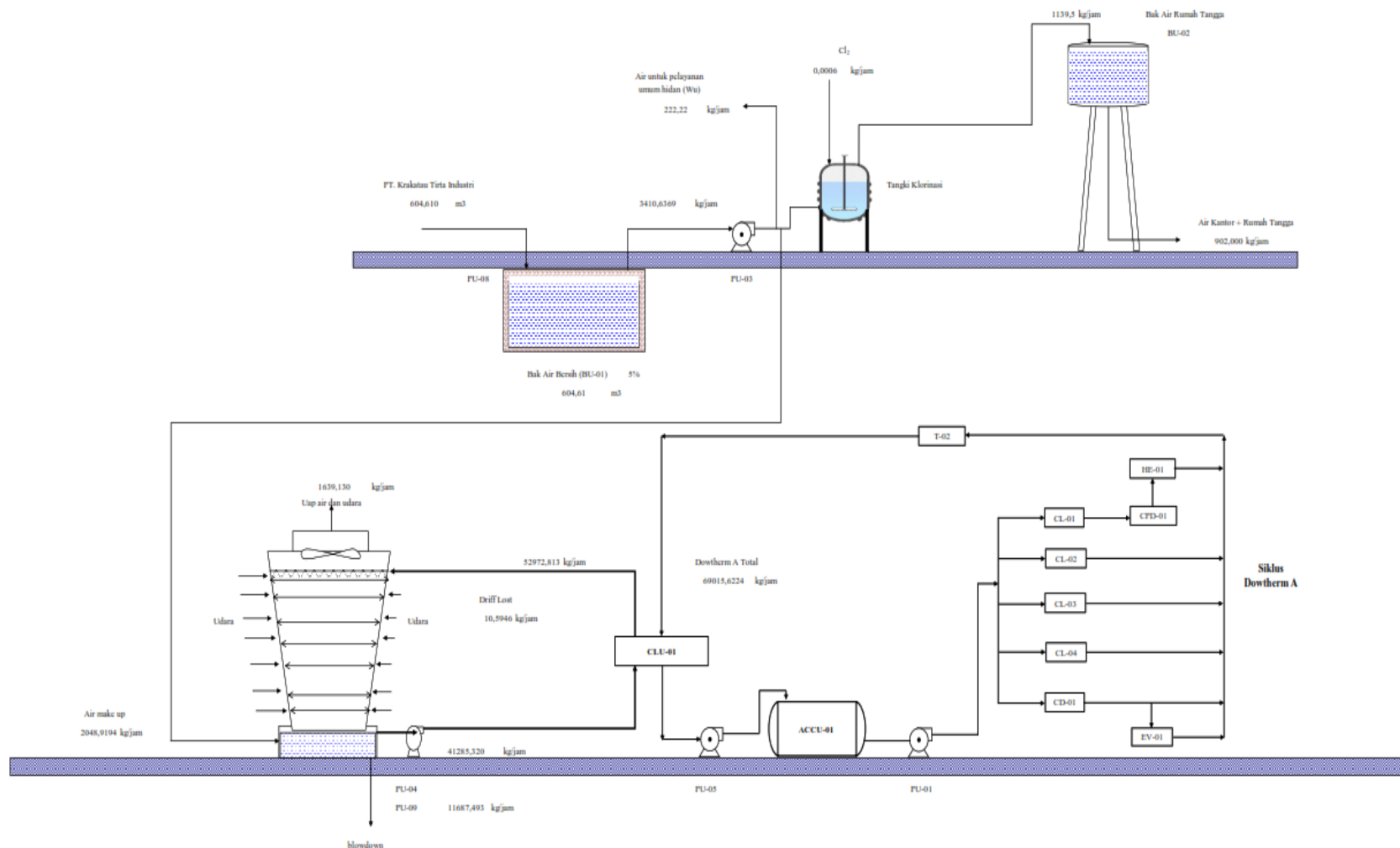
oil untuk bahan bakar sebanyak 1323,9411 m³/tahun atau 167,16428 L/jam.

IV.4 Penyediaan Udara Tekan

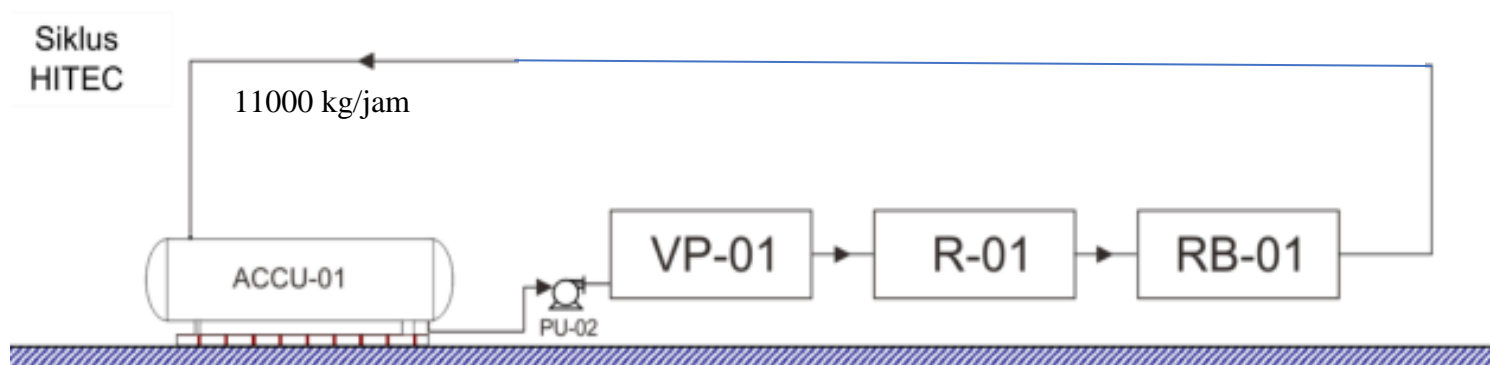
Udara tekan diperlukan untuk penggerak instrumen-instrumen pengendali. Udara tekan yang digunakan adalah di dalam Pabrik Diphenylamine ini sebanyak 42 m³ /jam. Uraian proses: Udara lingkungan diambil dan dilewatkan pada penyaring udara (Air Filter) untuk menyaring debu-debu yang terikut. Udara bersih akan dilewatkan pada tangki silica untuk diserap uap air yang terbawa, sehingga menjadi udara kering. Udara yang telah kering akan dilewatkan kompresor untuk mengubah tekanannya menjadi 4 atm. Udara kering dengan tekanan 4 atm akan disimpan dalam tangki udara tekan.



Prarancangan Pabrik Kimia
Diphenylamine dari Anilin
Kapasitas 80.000 Ton/Tahun



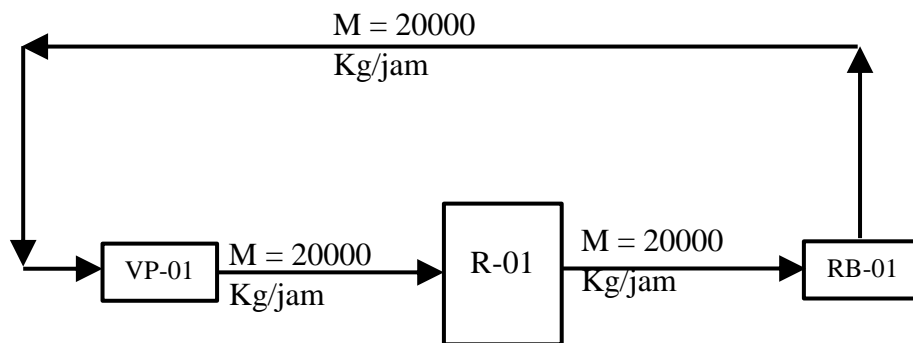
Gambar 4.1 Diagram Alir Penyediaan Air



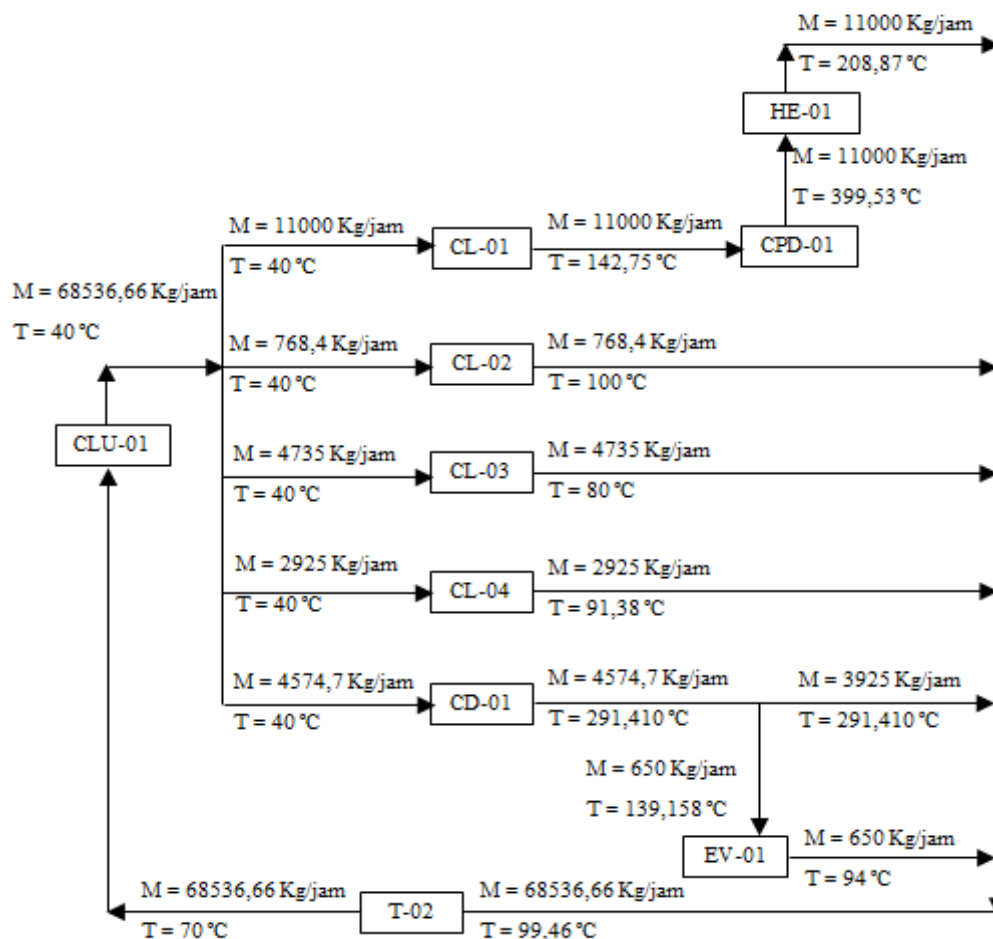
Gambar 4.2 Siklus refrigerant HITEC



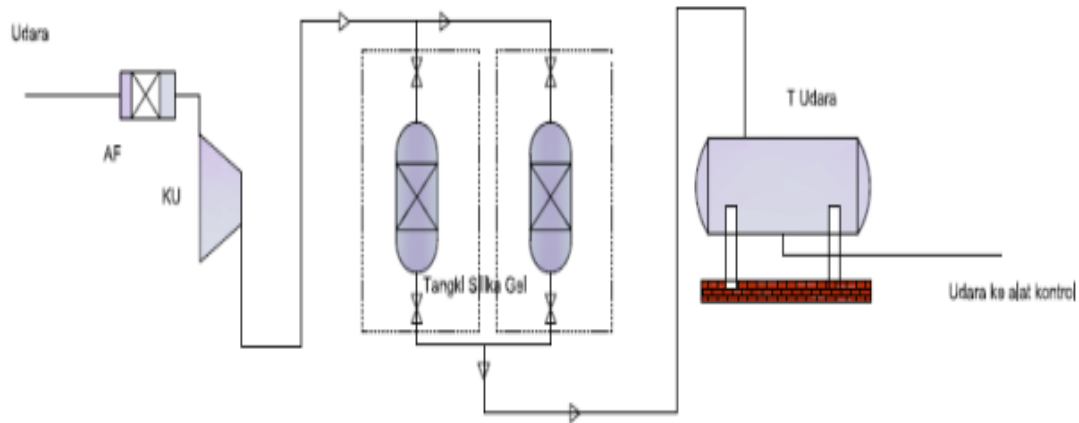
Siklus HITEC



Siklus Dowtherm A



Gambar 4.3 Siklus Pendingin Pabrik Diphenylamine



Gambar 4.4 Diagram Alir Penyediaan Udara Tekan



BAB V

MANAJEMEN PERUSAHAAN

V.1 Bentuk Badan Usaha

Bentuk Badan Usaha Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yaitu perusahaan yang terdiri dari pemegang saham dan berbentuk badan hukum. Dasar pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas adalah sebagai berikut:

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

Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh direksi yang terdiri dari seorang direktur utama dan dibantu oleh manajer-manajer. Direktur dipilih oleh rapat umum anggota, yang dipilih menjadi direktur tidak selalu orang yang memiliki saham, dapat juga orang lain. Pekerjaan direksi sehari-hari diawasi oleh rapat umum para pemilik saham. Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu akuntan pabrik apabila perusahaan tidak berjalan



sebagaimana mestinya. Direksi dan komisaris dipilih kembali oleh rapat umum pemilik saham setelah masa jabatan habis. Kekuasaan tertinggi dalam perseroan terbatas adalah rapat umum para pemilik saham yang biasanya dilakukan satu tahun sekali.

V.2. Struktur Organisasi Perusahaan

Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu sistem staff and line organization (sistem garis). Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas kerja, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi dan kemudian ke kepala bagian, ke kepala seksi, diteruskan ke karyawan-karyawan dibawahnya dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberi saran kepada direktur. Kelebihan pada sistem organisasi ini adalah sebagai berikut :

- Adanya kesatuan dalam pimpinan dari perintah karena adanya pembagian kewenangan dan kekuasaan yang jelas.
- Pimpinan dapat lebih cepat mengambil keputusan dan lebih cepat dalam pemberian perintah, sebab perintah tersebut dapat diberikan secara langsung kepada bawahan yang bersangkutan.
- Mengingat biaya, sebab pimpinan berbagai kegiatan hanya dipegang oleh satu orang saja.

V.3. Rencana kerja karyawan

Pabrik ini direncanakan memiliki pekerja sebanyak 193 orang dan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja 330 hari selama setahun, sisa hari yang lain digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu :

- a. Karyawan NonShift



Karyawan non shift merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi, yang termasuk kelompok ini adalah kepala seksi ke atas dan semua karyawan bagian umum.

Jam kerja yang berlaku untuk karyawan non produksi dalam seminggu adalah 5 hari dengan jumlah kerja maksimum 45 jam selama seminggu dan selebihnya dihitung sebagai lembur. Dimana lembur untuk hari-hari biasa adalah 1,5 kali jam kerja sedangkan pada hari-hari besar (hari libur) adalah 2 kali jam kerja. Adapun jam kerja untuk karyawan non produksi dapat diatur dengan perincian sebagai berikut:

Hari Senin- Jumat : jam 08.00 –17.00 WIB

Hari Sabtu : Libur

Sedangkan untuk jam istirahat diatur sebagai berikut:

Selain hari Jumat : jam 12.00 – 13.00 WIB

Hari Jumat : jam 11.30 – 13.00 WIB

Hari Minggu dan hari libur hari besar semua karyawan non shift libur.

b. Karyawan Shift

Merupakan karyawan yang secara langsung menangani dan terlibat dalam proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan pabrik serta kelancaran produksi.

Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian shift dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus. Pembagian shift dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran shift sedangkan 1



regu libur. Adapun jam kerja shift dalam 1 hari diatur dalam 3 shift sebagai

Regu Hari	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III	
B	II	II	II	III			I	I	II	II	III	III			I
C	III	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II
D			I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III

berikut:

Shift I : Pukul 07:30 – 15:30

Shift II : Pukul 15:30 – 23:30


Shift III : Pukul 23:30 – 07:30

Tabel 5.1. Jadwal Kerja Karyawan Shift

Regu Hari	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A		I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III
B	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III		
C	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I	I
D	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II	II

Keterangan :

A,B,C,D = Kelompok kerja shift

 = Libur

5.4 Karyawan dan Tingkat Pendidikan

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Diambil dari Tabel 21 Peter, M.S., K.D., Timmerhaus,



*Prarancangan Pabrik Kimia
Diphenylamine dari Anilin
Kapasitas 80.000 Ton/Tahun*

and R.E. West., “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Ed. 4th, 2003. Jumlah tenaga kerja yang direncanakan untuk pabrik ini adalah:

Rincian jumlah karyawan:

Tabel 5.2. Rincian Jumlah Karyawan

No	Jabatan	Jumlah (orang)
A. Direktur Utama		
1	Sekretaris Direktur Utama	1
B. Direktur		
1	Direktur Produksi dan Teknik	1
2	Staff Direktur Produksi dan Teknik	1
3	Direktur Umum dan Administrasi	1
4	Staff Direktur Umum dan Administrasi	1
D. Kepala Bagian (Kabag)		
1	Kabag Produksi & Utilitas	1
2	Kabag Teknik	1
3	Kabag Administrasi	1
4	Kabag Umum	1
5	Kabag Keuangan & Pemasaran	1



*Prarancangan Pabrik Kimia
Diphenylamine dari Anilin
Kapasitas 80.000 Ton/Tahun*

6	Kabag R & D	1
7	Kabag HRD	1
E. Kepala Seksi (Kasi)		
1	Kasi Produksi & Utilitas	2
2	Kasi Bengkel, Pemeliharaan, dan Instrumentasi	2
3	Kasi Quality Qontrol dan Laboratorium	2
4	Kasi Tata Usaha	1
5	Kasi Humas	1
6	Kasi Logistik dan Gudang	2
7	Kasi Keuangan	1
8	Kasi Pemasaran & penjualan	2
9	Kasi HRD	1
10	Kasi K3LH	2
11	Kasi Keamanan	2
12	Kasi R & D	1
F. Staff		
1	Staff untuk setiap Seksi	29
G. Operator		
1	Operator Proses dan Utilitas	58
H. Kesehatan, Driver dan Satpam		
1	Keamanan	24
2	Supervisor	9



3	Laboratorium dan QC	8
4	K3LH	15
5	HSE & Damkar	12
5	Dokter	2
6	Perawat	4
Total		193

V.4. Sistem Penggajian Karyawan

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

1. Jabatan atau Golongan
2. Tingkat Pendidikan
3. Pengalaman Kerja
4. Keahlian

V.5 Fasilitas dan Jaminan Sosial.

Untuk meningkatkan kesejahteraan para karyawan maka perusahaan selain memberikan gaji bulanan juga memberikan fasilitas dan jaminan berikut:

- a. Tunjangan istri/suami sebesar 15% dari gaji pokok
- b. Tunjangan anak sebesar 2 % dari gaji pokok
- c. Cuti selama 12 hari tiap tahun dan mendapat uang cuti sebesar 1 bulan gaji.

Fasilitas dinas yang diberikan pada karyawan atau pimpinan perusahaan sesuai dengan kemajuan dan keuntungan dari perusahaan.

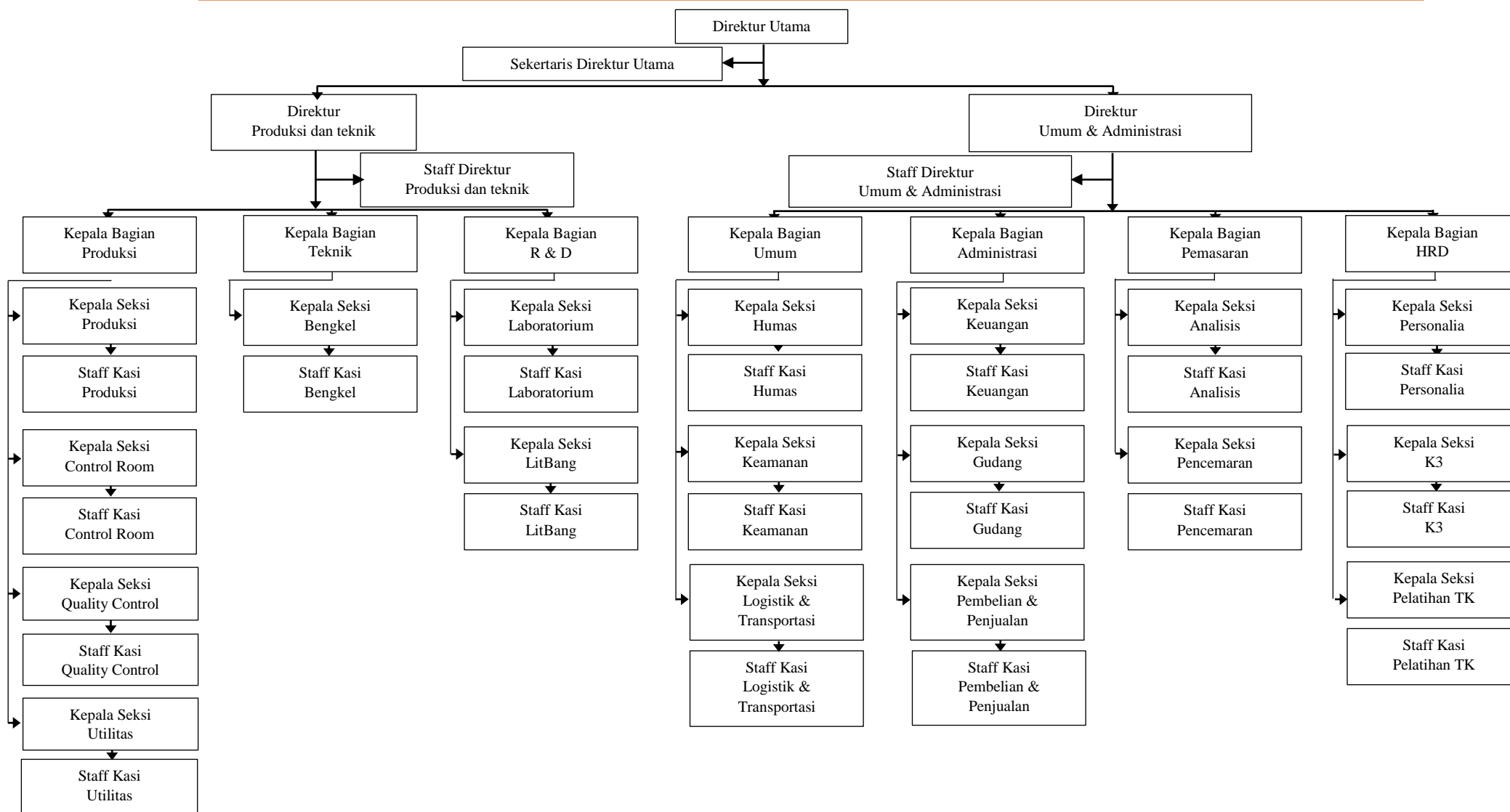


*Prarancangan Pabrik Kimia
Diphenylamine dari Anilin
Kapasitas 80.000 Ton/Tahun*

- a. Fasilitas air bersih
- b. Fasilitas kesehatan bagi karyawan, istri atau suami dan anak
- c. Memberikan pakaian kerja 2 buah lengkap dengan alat-alat untuk perlindungan terhadap keselamatan kerja sebanyak 1 kali dalam setahun
- d. Fasilitas transportasi berupa bus pegawai bagi karyawan yang rumahnya jauh dari lokasi
- e. Fasilitas peribadatan berupa masjid di lingkungan perusahaan
- f. Memberikan uang bonus tiap tahun yang besarnya disesuaikan dengan keuntungan perusahaan dan memberikan uang tunjangan hari raya
- g. Memberikan asuransi kepada karyawan berupa asuransi kesehatan, asuransi kecelakaan, dan asuransi hari tua.



Prarancangan Pabrik Kimia
Diphenylamine dari Anilin
Kapasitas 80.000 Ton/Tahun





BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi digunakan sebagai dasar pengambilan keputusan apakah pabrik layak didirikan atau tidak. 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.

VI.1 Modal Investasi

1. *Fixed Capital Investment (FCI)*

Fixed Capital Investment adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi serta pembuatannya. Fixed Capital Investment yang diperlukan sebesar US\$ 49.935.280 atau Rp. 711.705.069.401

2. *Working Capital*

Working Capital adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha / modal dari suatu pabrik selama waktu tertentu. Working Capital yang diperlukan sebesar US\$ 55.483.644 atau Rp. 790.783.410.445

VI.2 Biaya Produksi

1. *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah biaya yang berhubungan secara langsung dengan proses produksi. Total manufacturing cost yang diperlukan sebesar US\$ 186.795.958 atau Rp. 2.662.318.724.820

2. *General Expenses*

General expenses adalah pengeluaran umum pabrik yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi, seperti biaya administrasi, laboratorium, dan riset. General expenses sebesar US \$18.855.289 atau Rp. 268.735.947.067

VI.3 Penjualan

Harga jual produk ditentukan dari harga pasaran yang ada. Harga produk Diphenylamine adalah Rp39.936 per kg atau US\$ 2,80 per kg



VI.4 Analisis Kelayakan

VI.4.1 Return on Investment (ROI)

Return on Investment adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan kecepatan pengembalian modal yang diinvestasikan.

Dengan:

ROI sebelum pajak : 39,13%

ROI sesudah pajak : 37,96%

VI.4.2 Pay Out Time (POT)

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

POT sebelum pajak : 2,09 Tahun

POT sesudah pajak : 2,15 Tahun

VI.4.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah kondisi dimana 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. Break Even Point terjadi pada 41,49%

VI.4.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah kondisi dimana 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. Shut Down Point terjadi pada 19,7%.

VI.4.5 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 (10 tahun umur pabrik) secara future to present dari modal yang ditanamkan.



*Prarancangan Pabrik Kimia
Diphenylamine dari Anilin
Kapasitas 80.000 Ton/Tahun*

DCFR adalah piranti untuk mengukur apakah sebuah investasi menarik atau tidak. Investasi ke pabrik menarik apabila DCFR lebih besar dari bunga bank. Dari hasil analisis, DCFR yang diperoleh sebesar 21,17%. Analisis Discounted Cash Flow:

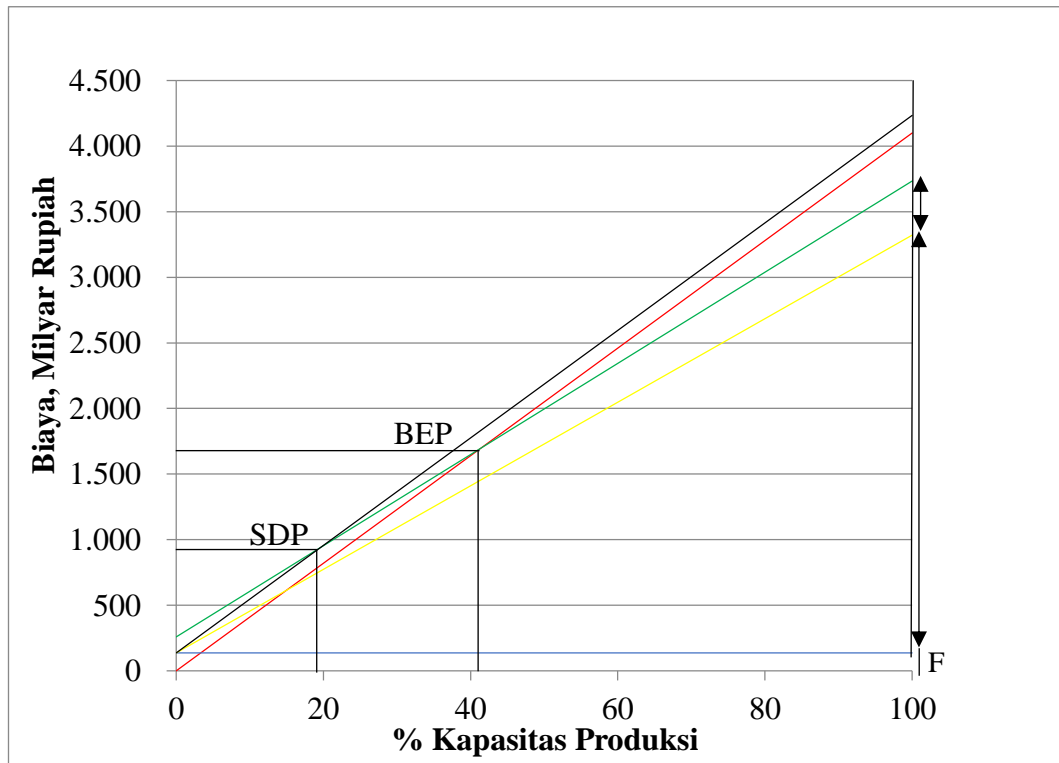
Umur pabrik = 10 tahun

Salvage value = Rp.49.479.701.425,26

Cash flow = Annual profit + Depresiasi + Finance
= Rp.441.494.497.532,40

Tabel 6.1 Analisa Kelayakan Ekonomi

Analisis		Tolak Ukur	Hasil evaluasi	Keterangan
ROI	Sebelum Pajak	ROI > 11 % (<i>Low Risk</i>)	39,13%	Layak (<i>Low Risk</i>)
	Sesudah Pajak	ROI > 44% (<i>High Risk</i>)	37,96%	
POT	Sebelum Pajak	POT < 5 tahun (<i>Low Risk</i>)	2,15 Tahun	Layak (<i>Low Risk</i>)
	Sesudah Pajak	POT < 2 tahun (<i>High Risk</i>)	2,09 Tahun	
BEP		40 % - 60 %	41,49%	Layak
SDP		-	19,75%	-
DCF		10%	21,17%	Layak



Gambar 6.1 Grafik Evaluasi Ekonomi

Keterangan Grafik:

Fa : Fixed Cost

Sa : Sales

Ra : Regulated Cost

Va : Variabel Cost



BAB VII

KESIMPULAN

Berdasarkan Perancangan Pabrik Kimia Diphenylamine dari Anilin dengan Kapasitas 80.000 Ton/Tahun dapat disimpulkan bahwa:

1. Ditinjau dari teknik yang meliputi pengadaan alat-alat produksi, penerapan teknologi, bahan baku, proses produksi, hasil produksi dan tenaga kerja maka Pabrik Diphenylamine dengan kapasitas produksi 80.000 ton/tahun menarik untuk dikaji lebih lanjut.
2. Ditinjau dari segi ekonomi, pabrik Diphenylamine ini membutuhkan Fixed Capital Investment (FCI) US\$ 49.935.280 atau Rp. 711.705.069.401 . dan Working Capital (WC) sebesar US\$ 55.483.644 atau Rp. 790.783.410.445, Analisis ekonomi Pabrik Diphenylamine ini menunjukkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 39,13% dan ROI sesudah pajak sebesar 37,96%; nilai POT sebelum pajak adalah 2,15 tahun dan POT sesudah pajak adalah 2,09 tahun, BEP sebesar 41,49% kapasitas produksi dan SDP sebesar 19,75% kapasitas produksi, dan DCF sebesar 21,17%. Berdasarkan data evaluasi ekonomi tersebut, maka Pabrik Diphenylamine layak untuk dikaji lebih lanjut.

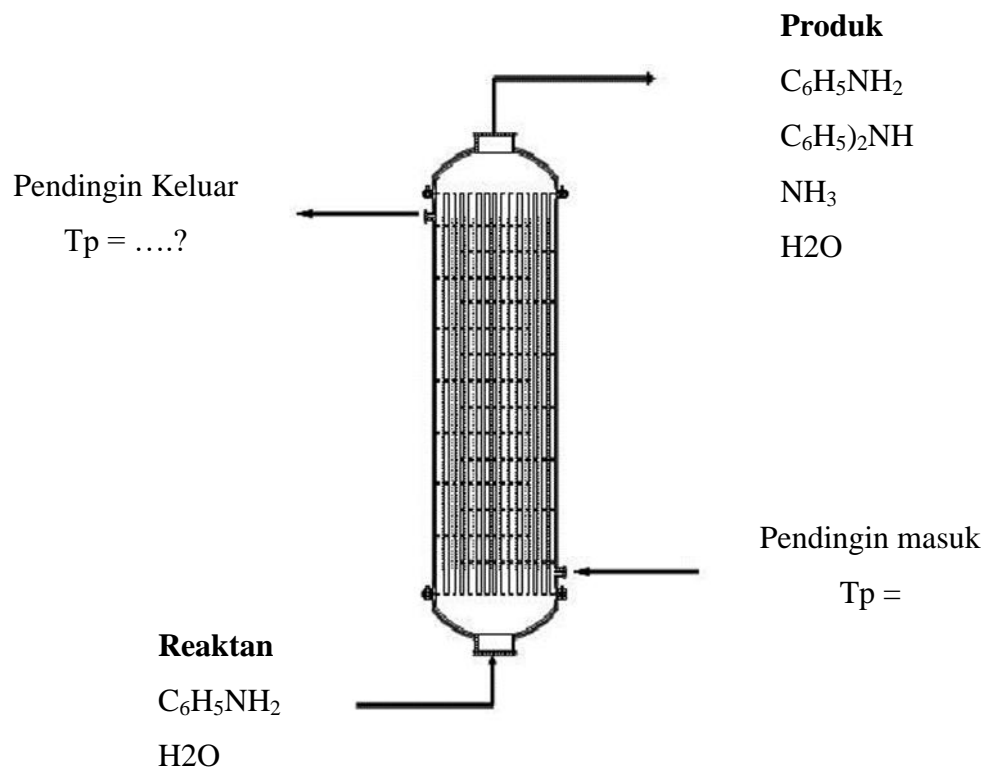


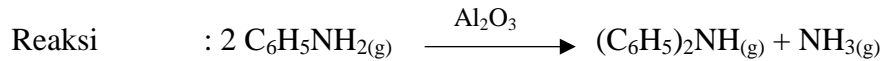
*Prarancangan Pabrik Kimia
Diphenylamine dari Anilin
Kapasitas 80.000 Ton/Tahun*

LAMPIRAN

REAKTOR (R-01)

- Jenis** : *Fixed Bed Multitube Reactor*
- Fungsi** : Reaksi katalitik Anilin ($C_6H_5NH_{2(g)}$) menjadi Diphenylamine
- Kondisi Operasi** : - Suhu : 450 °C
- Tekanan : 6,8 atm
- Konversi : 92% (0,92)
- Reaksi : Eksotermis (Non Adiabatis)
- Fase : gas
- Katalisator** : Al_2O_3 (Alumunium oxide)
- Pendingin** : HITEC





1. Kondisi Umpan

Tabel 1. Stoikiometri :

Komponen	Mula-mula	Reaksi	Sisa
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2(\text{g})$ (A)	F_{A0}	$- F_{A0} \cdot X_A$	$F_{A0} (1 - X_A) = F_A$
$(\text{C}_6\text{H}_5)_2\text{NH}$ (B)	F_{B0}	$0,5 F_{A0} \cdot X_A$	$F_{B0} + 0,5 F_{A0} \cdot X_A = F_B$
NH_3 (C)	F_{C0}	$0,5 F_{A0} \cdot X_A$	$F_{C0} + 0,5 F_{A0} \cdot X_A = F_C$
H_2O (D)	F_{D0}	—	F_{D0}
Total	F_{T0}	—	F_T

Data komponen direaktor:

Tabel 2 masing-masing komponen yang masuk reactor.

Komponen	Berat Molekul	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2(\text{g})$ (A)	93	129,9332	12083,7913
$(\text{C}_6\text{H}_5)_2\text{NH}$ (B)	169	0,2400	40,5663
NH_3 (C)	17	0	0
H_2O (D)	18	3,3735	60,7226
Total		133,4866	12185,0802

Tabel 3 masing-masing komponen yang keluar reactor.

Komponen	Berat Molekul	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	93	10,3947	966,7033
H_2O	18	3,3735	60,7226
$(\text{C}_6\text{H}_5)_2\text{NH}$	169	60,0093	10141,5764
NH_3	17	59,7693	1016,0779
Total		133,5468	12185,0802

2. Viskositas fase gas

$$\mu = \frac{\sum y_i \mu_i M_i^{0,5}}{\sum y_i M_i^{0,5}}$$

Dimana:

μ : Viskositas (micropoise)

A, B, C : Konstanta

T : Suhu Operasi (K)

Tabel 4. Konstanta Viskositas Komponen

Komponen	μ_{gas}		
	A	B	C
C6H5NH2	-6,916	2,5935E-01	-3,4348E-05
H2O	-36,826	4,29E-01	-1.62E-05
(C6H5)2NH	-3,913	2,0782E-01	-2,0583E-05
NH3	-7,874	3,6700E-01	-4,4700E-06

3. Kapasitas Panas

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

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

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Tabel 5. Data kapasitas Panas

Komponen	A	B	C	D	E
C ₆ H ₅ NH ₂	-22,062	5.731E-01	-4.565E-04	1,841E-07	-2,987E-011
(C ₆ H ₅) ₂ NH	-119,401	1,3060	-1,22E-03	5,876E-07	-1,145E-10
NH ₃	33,573	-1,26E-02	8,89E-05	-7,18E-08	1,86E-11
H2O	33,933	8,418E-03	2,99E-05	-1,78 E-08	3,69E-12

4. Viskositas

Tabel Konstanta Viskositas Komponen

Komponen	$\mu_{gas} = A+BT+CT^2$			μ_{gas}
	A	B	C	micropoise
C6H5NH2	-6,916	2,59E-01	-3,43E-05	1,69E+02
H2O	-36,826	4,29E-01	-1,62E-05	2,77E+02
(C6H5)2NH	-3,913	2,08E-01	-2,06E-05	1,41E+02
NH3	-7,874	3,67E-01	-4,47E-06	2,66E+02
Total				7,63E+02

(Yaws,1999)

Persamaan Konduktivitas Termal (Yaws,1999)

$$k_{th} = A + BT + CT^2$$

Dengan :

k_{th} = Konduktivitas termal (W/m/K)

A,B, dan C = Konstanta

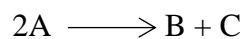
T = Suhu gas (K)

5. Asumsi-asumsi dalam sistem reaktor:

- Reaktor bekerja dalam keadaan steady state
- Reaksi berlangsung searah aksial dalam pipa
- Perpindahan kalor berlangsung dari luar ke arah dalam dalam pipa ke arah luar pipa
- Kecepatan umpan masuk reaktor konstan
- Tidak ada gradien suhu dan konsentrasi ke arah radial menggunakan pendistribusi orifice.

6. Penentuan Konstanta Kecepatan Reaksi

Dimisalkan :



Limiting reactant = Anilin (A)

Laju reaksi

$$r_a = \frac{k_1 \cdot K a^2 P a^2}{(1 + K a P a)^2} \quad (\text{Indian Institute of Technology, Volume 64, 1986})$$

Dengan harga konstanta kecepatan reaksi (k):

k_1 = konstanta laju reaksi permukaan (kmol/ detik.kg katalis)

$$= 0.4248 \times 10^{-7} \text{ pada } 370^{\circ}\text{C} ; 0.9956 \times 10^{-7} \text{ pada } 383^{\circ}\text{C} ; 3.583 \times 10^{-7} \text{ pada } 450^{\circ}\text{C}$$

K_a = konstanta laju reaksi permukaan (kmol/ detik.kg katalis.kPa)

$$= 0.7853 \times 10^{-9} \text{ pada } 370^{\circ}\text{C} ; 1.5894 \times 10^{-9} \text{ pada } 383^{\circ}\text{C} ; 5.207 \times 10^{-9} \text{ pada } 450^{\circ}\text{C}$$

P_a = Tekanan parsial anilin (kPa)

E_{a1} = Energi Aktivasi (9220 kJ/kmol)

E_{aa} = Energi Aktivasi (6800 kJ/kmol)

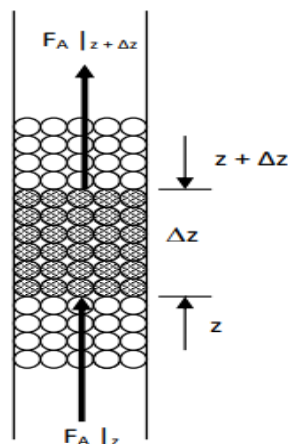
r_A = kecepatan reaksi, kmol/ detik.kg katalis

LANGKAH PENYUSUNAN REAKTOR

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

I. PENYUSUNAN MODEL MATEMATIS PADA ELEMEN VOLUME

1. NERACA MASSA PADA ELEMEN VOLUME



Gambar 1. Neraca Massa pada Elemen Tinggi Tumpukan Katalis

Masuk – keluar + terbentuk karena reaksi = akumulasi

$$F_A|_Z - [F_A|_{Z+\Delta Z} + (-r_A) \Delta V] = \text{Acc}$$

$$F_A|_Z - [F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A) \Delta V \rho_B] = 0$$

$$F_{AZ} - [F_{AZ+\Delta Z} - r_A \left(\frac{\pi}{4} ID^2 \Delta Z N_t \right) \rho_B] = 0$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \left(\frac{F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} \right) - r_A \left(\frac{\pi}{4} ID^2 N_t \right) \rho_B = 0$$

$$- \frac{dF_A}{dz} = r_A \frac{\pi}{4} ID^2 N_t \rho_B$$

$$-F_{A0} \frac{d(1-X_A)}{dz} = r_A \frac{\pi}{4} ID^2 N_t \rho_B$$

$$F_{A0} \frac{dX_A}{dz} = r_A \frac{\pi}{4} ID^2 N_t \rho_B$$

$$\frac{dX_A}{dz} = r_A \frac{\pi ID^2 N_t \rho_B}{4F_{A0}} \dots\dots\dots (1)$$

Dimana :

$\frac{dX_A}{dz}$ = Perubahan konversi persatuan panjang

ID = Diameter dalam (m)

F_{A0} = Laju A masuk reaktor (kmol/jam)

X_A = Konversi A

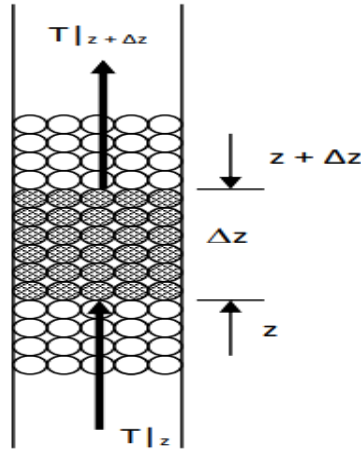
Z = Panjang reaktor (m)

k = Konstanta kecepatan reaksi

Nt = Jumlah tube

ρ_B = densitas bulk katalis

2. NERACA PANAS PADA ELEMEN VOLUME



Gambar 2. Neraca Panas pada Elemen Tinggi Tumpukan Katalis

$$R_{in} - R_{out} + R_{gen} = R_{acc}$$

$$Q - (Q + dQ) + dQ_c + \Delta HR r_A \Delta V \rho_B = 0$$

$$-dQ + dQ_c + \Delta HR r_A \Delta V \rho_B = 0$$

$$-\sum F_i C_{pi} dT + UD dA (T_c - T) + \Delta HR r_A \Delta V \rho_B = 0$$

$$-\sum F_i C_{pi} dT + UD (\pi ID) (T_c - T) + \Delta HR r_A \left(\frac{\pi}{4} ID^2 dz Nt\right) \rho_B = 0$$

$$UD (\pi ID) (T_c - T) + \Delta HR r_A \left(\frac{\pi}{4} ID^2 Nt\right) \rho_B = \sum F_i C_{pi} \frac{dT}{dz}$$

$$UD (\pi ID) (T_c - T) + \Delta HR F_{A0} \frac{dX_A}{dz} = \sum F_i C_{pi} \frac{dT}{dz}$$

$\frac{dT}{dz} = \frac{-UD (\pi ID Nt) (T_c - T) + \Delta HR F_{A0} \frac{dX_A}{dz}}{\sum F_i C_{pi}} \dots\dots\dots (2)$
--

Keterangan :

T = suhu cairan (K)

T_c = suhu pendingin (K)

F_i = laju masing-masing komponen (kmol/jam)

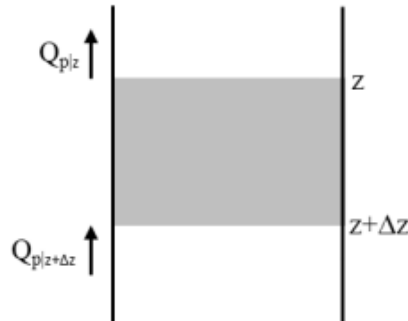
C_{pi} = kapasitas panas masing-masing komponen (J/(kmol.K))

ΔHR = panas reaksi (J/kmol)

UD = koefisien transfer massa overall (J/(m² .jam.K))

Σm.C_p = kapasitas panas

3. NERACA PANAS UNTUK PEMANAS PADA ELEMEN VOLUME



Gambar 3. Neraca Panas Media Pemanas pada Elemen Tinggi Tumpukan

Katalis Panas masuk – Panas keluar + Generasi Panas = Akumulasi

$$[Q_c|_z + UD \cdot \pi \cdot OD \cdot Nt \cdot (T_c - T)] - Q_c|_{z+\Delta z} = 0$$

$$\frac{Q_c|_{z+\Delta z} - Q_c|_z}{\Delta z} + UD \cdot \pi \cdot OD \cdot Nt \cdot (T_c - T) = 0$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{dQ_c}{dz} = UD \cdot \pi \cdot OD \cdot Nt \cdot (T - T_c)$$

$$m_c \cdot c_p \cdot \frac{dT_c}{dz} = UD \cdot \pi \cdot OD \cdot Nt \cdot (T - T_c)$$

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta z} = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m \cdot C_p)_p}$$

$$\frac{dT_s}{dz} = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{m_c \cdot c_{p_c}} \dots\dots\dots (3)$$

Keterangan:

T = suhu cairan (K)

C_{pi} = kapasitas panas masing-masing komponen (J/kmol.K)

ΔHR = panas reaksi, (J/kmol)

UD = koefisien transfer panas overall (J/m² .jam.K)

m_c = massa pendingin (kg/jam)

c_{pc} = kapasitas panas pendingin (J/kg.K)

T_c = suhu pendingin (K)

Untuk menghitung nilai UD, digunakan persamaan sebagai berikut (Kern, 1965)

$$UD = \frac{U_c}{1 + U_c \cdot R_d}$$

Dimana $U_c = \frac{h_{i0} \cdot h_o}{h_{i0} + h_o}$ dan $h_{i0} = \frac{h_i \cdot ID}{OD}$

Keterangan:

U_c = koefisien transfer panas overall clean (J/m² .jam.K)

R_d = dirt factor (J/m² .jam.K)

h_{i0} = koefisien transfer panas pada bagian luar tube (J/m² .jam.K)

h_i = koefisien transfer panas fluida (J/m² .jam.K)

$$= \frac{k_r}{ID \cdot 0,027 \cdot Re_{tube}^{0,8} \cdot Pr_{tube}^{0,33}}$$

k_r = konduktivitas panas campuran gas (J/m.s.K)

Re_{tube} = bilangan Reynolds pada tube

Pr_{tube} = bilangan Prandtl pada tube

OD = diameter luar tube (m)

h_o = koefisien transfer panas luar fluida (J/m² .jam.K)

$$= 0,36 \frac{k_c}{D_c} \cdot (Re_{shell})^{0,55} \left(\frac{cp_c \cdot \mu_c}{k_c}\right)^{1/3}$$

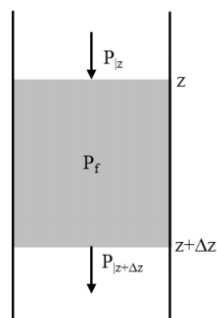
k_c = konduktivitas panas pendingin (J/m.s.K)

D_c = diameter ekivalen (m)

Re_{shell} = bilangan Reynolds pada shell

μ_c = viskositas pendingin (kg/m.jam)

4. Neraca Tekanan pada Elemen Tinggi Tumpukan Katalis (Δz)



Gambar 4. Neraca Tekanan pada Elemen Tinggi Tumpukan Katalis (Δz)

$$\frac{dP}{dz} = \frac{G}{\rho g \cdot g_c \cdot D_p} \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \left(\frac{150 (1-\varepsilon) \mu m}{D_p} + 1,75G \right) \dots\dots\dots (4)$$

Dimana:

- P = Tekanan (N/m²)
- g_c = 4,17 x 10⁸ (lbm.ft/jam² .lbf)
- G = fluks massa gas dalam pipa, (kg/m². Jam)
- ρ_g = densitas gas (kg/m³)
- D_p = diameter partikel katalisator (m)
- ε = porositas tumpukan katalisator
- μ = viskositas gas (kg/m.jam)

5. Persamaan-persamaan untuk perancangan reactor fixed bed multitube:

Diperoleh 4 persamaan differensial simultan sebagai berikut :

$$1) \frac{dX_A}{dz} = r_A \frac{\pi ID^2 N_t \rho_B}{4F_{AO}}$$

$$2) \frac{dT}{dz} = \frac{-UD (\pi ID N_t) (T_c - T) + \Delta HR FA_0 \frac{dX_A}{dz}}{\sum F_i C_{pi}}$$

$$3) \frac{dT_s}{dz} = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{m_c \cdot c_{pc}}$$

$$4) \frac{dP}{dz} = \frac{G}{\rho g \cdot g_c \cdot D_p} \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \left(\frac{150 (1-\varepsilon) \mu m}{D_p} + 1,75G \right)$$

II. Penjabaran Persamaan Pendukung

1. Ukuran Tube

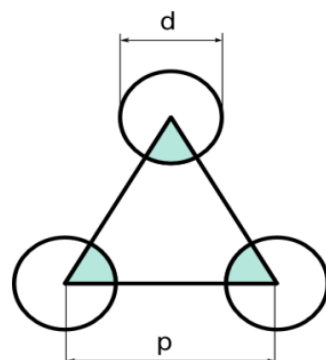
Dipilih berdasarkan Rase,H.F., “*Chemical Reactor Design for Process Plant*”, (1977), John Wiley and Son,Inc.,N.Y,vol.I, hal.535 Ukuran pipa (diameter dalam dan luar pipa) yang digunakan berkisar antara 0.5 - 2 inchi.

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

Schedule number	= 40
Nominal pipe size, IPS	= 1 in
Diameter dalam, ID	= 1.049 in
Diameter luar, OD	= 1.32 in
Luas aliran per pipa, at	= 0.864 in ²
Berat per panjang pipa	= 1.68 lb baja/ft

2. Susuan Pipa

Susunan triangular dipilih untuk menyusun pipa dalam reaktor supaya turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam shell menjadi besar, sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi.



Gambar 5. Susunan pipa triangular

3. Jumlah Pipa

Jumlah tube yang diperlukan dihitung berdasarkan bilangan reynold yang digunakan:

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

Keterangan:

G_t = Fluks massa aliran dalam pipa (kg/m-s²)

ID_t = Diameter dalam pipa (m)

Re_t = Bilangan Reynold

μ_L = Viskositas campuran (kg/m-s)

Fluks massa dihitung dengan persamaan:

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

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

nt = Jumlah pipa

at = Luas aliran pada pipa (m²)

Disubstitusikan ke persamaan reynold diperoleh:

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

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

$$nt = \frac{1,049 \text{ in} \times 12014,52546 \text{ kg/jam}}{0,001472 \times 28408,68 \times 0,846 \text{ in}^2}$$

$nt = 1500$ buah

4. Pitch

Jarak antar pusat pipa (Pitch) untuk susunan pipa triangular dapat dihitung dengan persamaan

$$Pitch = 1,25 Od$$

$$Pitch = (1,25)(1,32 \text{ in})$$

$$Pitch = 1,65 \text{ in}$$

dengan:

Pitch = Jarak antar pusat pipa (m)

Od = Diameter luar pipa (m)

5. Diameter dalam Shell

Hubungan antara jumlah pipa (N_{pipa}) dan diameter dalam shell (ID_s) dapat dirumuskan sebagai berikut.

Berdasarkan buku Applied Process Design Vol. 3 (Ludwig) halaman 36, diameter shell (ID_s) untuk triangular pitch ditentukan menggunakan persamaan 10-2 :

$$N_t = \frac{\left[\frac{K_1 (ID_s - K_1)^2 \pi}{4} + K_2 \right] - Pitch (ID_s - K_1) [K_3 (tube\ pass) + K_4]}{1,223\ Pitch^2}$$

Nilai K_1 , K_2 , K_3 , dan K_4 merupakan konstanta berdasarkan ukuran dan susunan pipa. Untuk susunan triangular pitch memiliki nilai K sebagai berikut :

$$K_1 = 1,080$$

$$K_2 = -0,9$$

$$K_3 = 0,690$$

$$K_4 = -0,8$$

Dengan memasukkan data-data yang sudah ada, didapat nilai diameter shell (ID_s) :

$$ID_s = 80,7358\text{ in}$$

6. Clearance

Jarak antar pipa atau clearance (C') dapat dihitung dengan persamaan

$$C' = Pitch - Od$$

$$C' = 1.65 - 1.32$$

$$C' = 0.33\text{ in}$$

dengan:

$$C' = \text{Clearance (in)}$$

$$\text{Pitch} = \text{Jarak antar pusat pipa (in)}$$

$$Od = \text{Diameter luar pipa (in)}$$

Reaktor (R-01)

Variabel tetap:

$z_0 = 0$ (tinggi tumpukan katalis, m)

$X_0 = 0$ (konversi C_2H_5OH pada z_0)

$T_0 = 723$ (suhu gas masuk reaktor, K)

$T_{p0} = 618$ (suhu pemanas masuk reaktor, K)

$P_0 = 5.5$ (tekanan gas umpan reaktor, atm)

$F_{p_{mass}} = 3500$ (laju alir massa media pemanas, kg/jam)

$I_d = 0.0266$ (diameter dalam pipa, m)

$O_d = 0.0335$ (diameter luar pipa, m)

$N_{pipa} = 1500$ (jumlah pipa)

$I_{ds} = 1.2157$ (diameter dalam shell, m)

$\varepsilon = 0,7$ (porositas katalis)

Persamaan matematis diselesaikan secara simultan dengan scilab dimana pengerjaan sebagai berikut :

```
clear;clc;
// Initial Condition
dz = 0.1;
phi= 3.14
z = (0:dz:10)'; // Panjang reaktor, meter
n = length(z);

Y(1,1) = 0; // Konversi
Y(1,2) = 450 + 273.15; // Temperatur Reaktor, Kelvin
Y(1,3) = 207 + 273.15; // Temperatur Pendingin, Kelvin
Y(1,4) = 6.8; // Pressure Drop, atm

function D=F(z, xA, T, Tc, P)
// Data Neraca Massa Masuk (kg/h)
mA0 = 12083.7913 ; //massa anilin
mB0 = 60.7226; //massa air
mC0 = 40,5663; //massa diphenylamine
mD0 = 0; //massa ammonia
mT0 = mA0 + mB0 + mC0 + mD0;

// Data Berat Molekul (kg/kmol)
BMA = 93; // anilin
BMB = 18; // air
BMC = 169; // Diphenylamine
BMD = 17; // Ammonia

// Data Neraca Mol Masuk (kmol/h)
FA0 = mA0/BMA;
FB0 = mB0/BMB;
FC0 = mC0/BMC;
FD0 = mD0/BMD;
FT0 = FA0 + FB0 + FC0 + FD0

// Data Neraca mol keluar (kmol/h)
FA = FA0*(1-xA); // Anilin
FB = FB0;
FC = 0.5*FA0*xA;
FD = 0.5*FA0*xA;
FT = FA + FB + FC + FD; // Mol total keluar

// Data fraksi Mol Keluar
yA = FA/FT;
yB = FB/FT;
yC = FC/FT;
yD = FD/FT;
```

Reaktor (R-01)

// BM Campuran (kg/kmol)

$$BMT = yA*BMA + yB*BMB + yC*BMC + yD*BMD;$$

// Data Neraca Massa Keluar (kg/h)

$$mA = FA*BMA; // Anilin$$

$$mB = FB*BMB; // Air$$

$$mC = FC*BMC; // Diphenylamine$$

$$mD = FD*BMD; // Ammonia$$

$$mT = mA + mB + mC + mD; // Massa total setelah reaksi$$

// Data Fraksi Massa keluar

$$ymA = mA/mT;$$

$$ymB = mB/mT;$$

$$ymC = mC/mT;$$

$$ymD = mD/mT;$$

// Mol pendingin yang dibutuhkan

$$FP = 20000; // kgram/h$$

$$Ud = 63,9; // W/m^2/K$$

//Memilih tube (IPS = 1 in, Table 11. Kern)

$$ODt = 1.32*0.0254; // m$$

$$IDt = 1.049*0.0254; // m$$

$$at = 0.864*0.0254^2; // m^2, luas tube$$

$$//at0 = 0.3925; ft^2/ft$$

$$//L = 13; ft/batang$$

nt = 1500; // Jumlah tube, Trial dalam range FBCR nt = 3000 - 20000

$$IDs = 80,3785*0.0254; // m$$

$$Pt = 1.65*0.0254; // m$$

// Data Ukuran Katalis

$$eps = 0.7; // Porositas$$

$$Dp = 0.000259; // m, diameter katalis$$

$$rhoK = 650; // kgkat./m^3$$

// Data kapasitas panas ($C_p = A + B*T + C*T^2 + D*T^3$, kJ/kmol/K)

$$CpA = \text{abs}(-22.062 + 5.7313e-1*T - 4.5651e-4*T^2 + 1.841e-7*T^3 - 2.9867e-11*T^4); //Aniline$$

$$CpB = \text{abs}(33.933 - 8.4186e-3*T + 2.9906e-5*T^2 - 1.7825e-8*T^3 + 3.6934e-12*T^4); // Air$$

$$CpC = \text{abs}(-119.4 + 1.306*T - 1.22e-5*T^2 + 5.876e-7*T^3 - 1.1447e-10*T^4); //BenzDiphenylamine$$

$$CpD = \text{abs}(33.573 - 1.2581e-2*T + 8.8906e-5*T^2 - 7.1783e-8*T^3 + 1.8569e-11*T^4); //Ammonia$$

// Data Neraca Panas Reaksi Utama

Reaktor (R-01)

```
sigA = -22.062 + 33.933 - 119.4 + 33.573;
sigB = 5.7313e-1 - 8.4186e-3 + 1.306 - 1.2581e-2;
sigC = -4.5651e-4 + 2.9906e-5 - 1.22e-5 + 8.8906e-5;
sigD = 1.841e-7 - 1.7825e-8 + 5.876e-7 - 7.1783e-8;
sigE = -2.9867e-11 + 3.6934e-12 - 1.1447e-10 + 1.8569e-11;
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) + sigE/5*(T^5-298.15^5); // kJ/kmol

dHr0 = -1786; // kJ/kmol
dHr1 = dHr0 + sigCpdT; // kJ/kmol

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

// Cp pendingin ( kJ/kg/K)
CpP =(976.78+(1.0634*Tc))/1000 ; // hitec

// Data Densitas (rho = A*B^(-(1-T/Tc)^n), kg/L) Carl Yaws Handbook
rhoA = P*yA*BMA/(0.082*T); // Anilin
rhoB = P*yB*BMB/(0.082*T); // Air
rhoC = P*yC*BMC/(0.082*T); // Diphenylamine
rhoD = P*yD*BMD/(0.082*T); // Ammonia
rhoT = ymA*rhoA + ymB*rhoB + ymC*rhoC + ymD*rhoD; // Densitas
campuran

// Data Viskositas (log(miu) = A + B/T + C*T + D*T^2), kg/m/s
miuA = (-6.916 + 2.59e-1*T - 3.436e-5*T^2)*10^-7; // Aniline
miuB = (-36.826 + 4.29e-1*T - 1.62e-5*T^2)*10^-7; // air
miuC = (-3.913 + 2.08e-1*T - 2.06e-5*T^2)*10^-7; // Diphenylamine
miuD = (-7.874 + 3.67e-1*T - 4.47e-6*T^2)*10^-7; // Ammonia
atas =
yA*miuA*(BMA^2)+yB*miuB*(BMB^2)+yC*miuC*(BMC^2)+yD*miuD*
(BMD^2)
bawah =
miuA*(BMA^0.5)+miuB*(BMB^0.5)+miuC*(BMC^0.5)+miuD*(BMD^0.5)
;
miuT = (atas/bawah)*10^-7; //Viskositas gas campuran (kg/m.s)

R= 8.314472;
Eaa= 6.8*1000;
Ea1= 9.22*1000;
ka= 0.004736*exp(-Eaa/(R*T));
k1= 15000.3671*exp(-Ea1/(R*T));
PA = P*yA; // Konsentrasi Anilin, kmol/L
rA = ((k1*ka^2*PA^2)/(1+(ka*PA))^2); // kmol/gkat.h

// Fluks massa per tube (kg/s/m^2)
G = mT/(nt*at); //kg/m2.jam
```

```

//Bilangan Reynold
Nre = G*Dp/((miuT)*(1-eps));

// Faktor friksi
f = 150/Nre+1.75;
// Persamaan Differensial
dxAdz = rA*phi/4*(IDt^2)*nt*rhoK/FA0;
dTdz = (-Ud*phi*IDt*nt*(Tc-T)+at*rhoK*dHr1*(-rA))/FiCpi;
dTcdz = (Ud*phi*ODt*nt*(T-Tc))/(FP*CpP);
dPdz = (-f*G*(1-eps))/((rhoT*Dp*eps^3)*101325*3600);
D = [dxAdz,dTdZ,dTcdz,dPdz];
endfunction

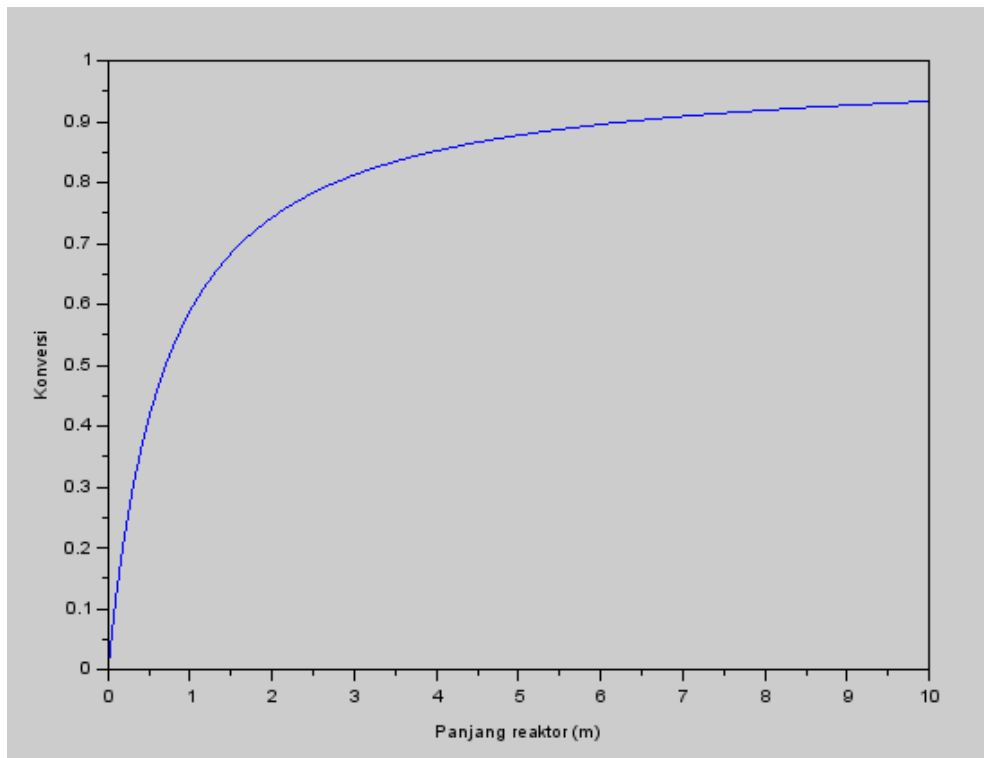
// Metode RK-4
function k=K(z, xA, T, Tc, P)
k1 = F(z,xA,T,Tc,P);
k2 = F(z+dz/2,xA+k1(1)*dz/2,T+k1(2)*dz/2,Tc+k1(3)*dz/2,P+k1(4)*dz/2);
k3 = F(z+dz/2,xA+k2(1)*dz/2,T+k2(2)*dz/2,Tc+k2(3)*dz/2,P+k2(4)*dz/2);
k4 = F(z+dz,xA+k3(1)*dz,T+k3(2)*dz,Tc+k3(3)*dz,P+k3(4)*dz);
k = k1 + 2*(k2 + k3) + k4;
endfunction

for i=1:n-1
Y(i+1,1:4) = Y(i,1:4) + K(z(i),Y(i,1),Y(i,2),Y(i,3),Y(i,4))*dz/6;
end

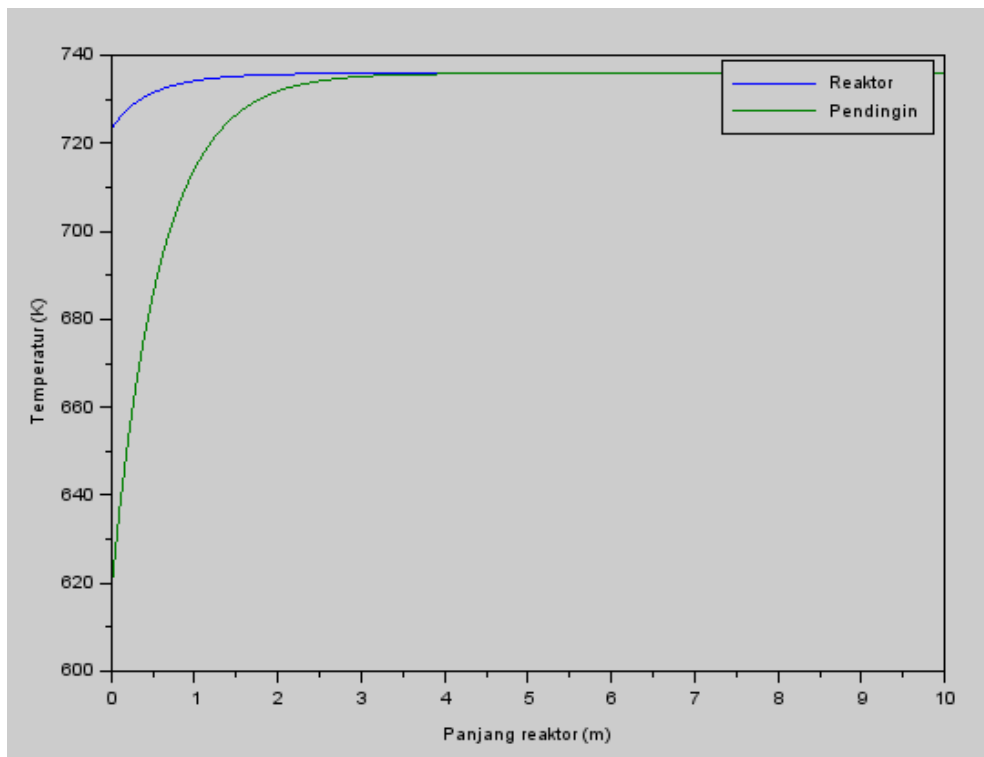
disp(' z xA T Tc P')
printf('%10.2f %15.5f %15.5f %15.5f %15.5f \n',z,Y)

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

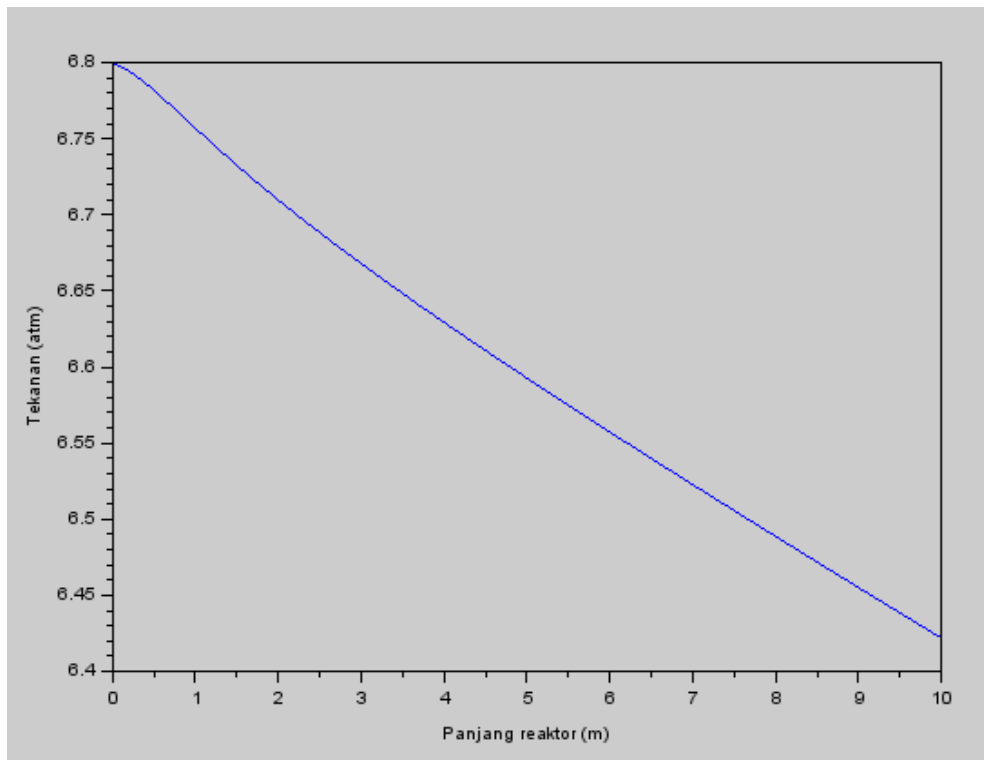
```



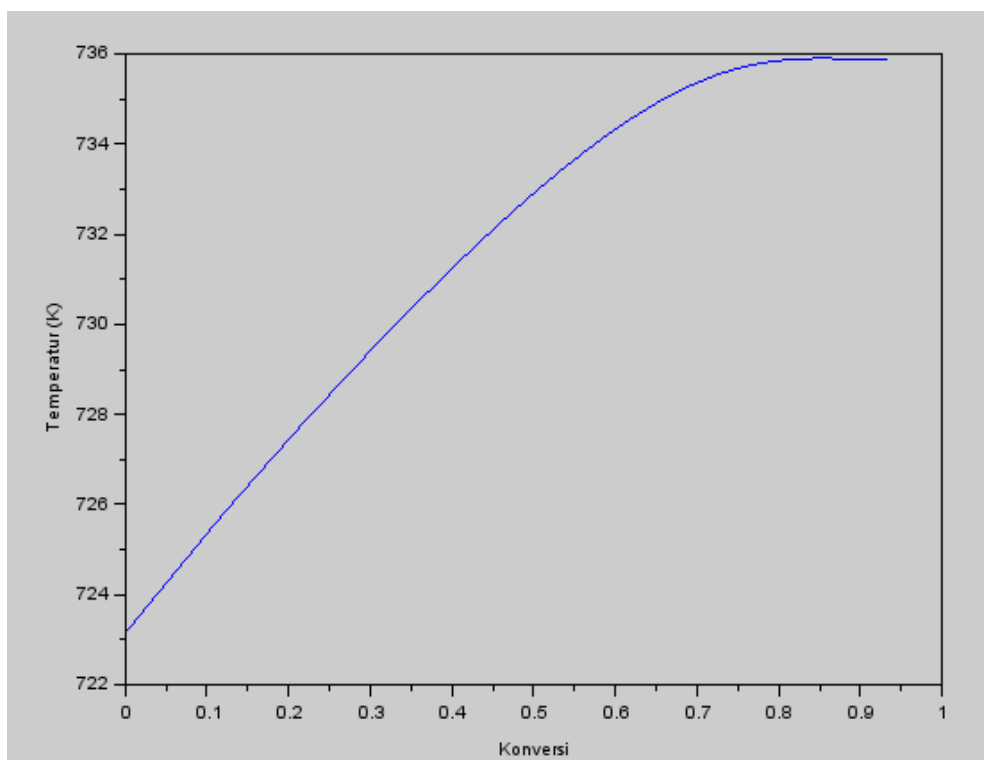
Gambar 6. Profil Konversi Sepanjang Reaktor



Gambar 7. Profil Suhu Sepanjang Reaktor



Gambar 8. Profil Tekanan Sepanjang Reaktor



Gambar 9. Profil konversi vs T (K)

Reaktor (R-01)

z	x _A	T	T _c	P
0.00	0.00000	723.15000	480.0000	6.80000
0.10	0.12070	725.80727	504.75144	6.79741
0.20	0.21652	727.77302	619.39610	6.79419
0.30	0.29418	729.28248	665.42614	6.79041
0.40	0.35825	730.46906	676.41672	6.78617
0.50	0.41191	731.41663	685.66115	6.78158
0.60	0.45746	732.18180	693.44553	6.77673
0.70	0.49657	732.80472	700.00686	6.77174
0.80	0.53049	733.31492	705.54191	6.76667
0.90	0.56016	733.73473	710.21447	6.76157
1.00	0.58634	734.08140	714.16123	6.75648
1.10	0.60958	734.36847	717.49652	6.75142
1.20	0.63036	734.60668	720.31617	6.74641
1.30	0.64904	734.80467	722.70063	6.74146
1.40	0.66592	734.96943	724.71754	6.73658
1.50	0.68125	735.10666	726.42385	6.73177
1.60	0.69522	735.22102	727.86759	6.72702
1.70	0.70801	735.31634	729.08925	6.72234
1.80	0.71977	735.39581	730.12303	6.71772
1.90	0.73060	735.46203	730.99783	6.71316
2.00	0.74063	735.51719	731.73807	6.70866
2.10	0.74992	735.56310	732.36441	6.70422
2.20	0.75857	735.60128	732.89432	6.69983
2.30	0.76663	735.63298	733.34259	6.69548
2.40	0.77416	735.65926	733.72175	6.69119
2.50	0.78121	735.68100	734.04239	6.68694
2.60	0.78783	735.69893	734.31348	6.68273
2.70	0.79406	735.71369	734.54262	6.67857
2.80	0.79992	735.72578	734.73625	6.67444
2.90	0.80545	735.73564	734.89981	6.67034

Reaktor (R-01)

3.00	0.81068	735.74364	735.03793	6.66628
3.10	0.81563	735.75008	735.15452	6.66225
3.20	0.82033	735.75522	735.25287	6.65825
3.30	0.82478	735.75928	735.33581	6.65428
3.40	0.82902	735.76243	735.40569	6.65034
3.50	0.83305	735.76483	735.46454	6.64642
3.60	0.83689	735.76661	735.51406	6.64253
3.70	0.84056	735.76787	735.55568	6.63866
3.80	0.84406	735.76870	735.59063	6.63481
3.90	0.84741	735.76919	735.61994	6.63099
4.00	0.85061	735.76938	735.64449	6.62718
4.10	0.85368	735.76934	735.66502	6.62339
4.20	0.85662	735.76911	735.68214	6.61963
4.30	0.85944	735.76872	735.69640	6.61587
4.40	0.86215	735.76820	735.70825	6.61214
4.50	0.86475	735.76759	735.71805	6.60842
4.60	0.86726	735.76691	735.72613	6.60472
4.70	0.86967	735.76616	735.73277	6.60103
4.80	0.87200	735.76537	735.73819	6.59735
4.90	0.87424	735.76454	735.74259	6.59369
5.00	0.87640	735.76369	735.74613	6.59004
5.10	0.87848	735.76283	735.74894	6.58640
5.20	0.88050	735.76196	735.75115	6.58278
5.30	0.88244	735.76109	735.75285	6.57916
5.40	0.88432	735.76023	735.75413	6.57556
5.50	0.88614	735.75936	735.75506	6.57197
5.60	0.88791	735.75851	735.75570	6.56839
5.70	0.88961	735.75767	735.75609	6.56482
5.80	0.89127	735.75684	735.75628	6.56125
5.90	0.89287	735.75603	735.75630	6.55770
6.00	0.89443	735.75523	735.75619	6.55415

Reaktor (R-01)

6.10	0.89594	735.75444	735.75596	6.55062
6.20	0.89740	735.75368	735.75565	6.54709
6.30	0.89882	735.75293	735.75526	6.54356
6.40	0.90021	735.75219	735.75481	6.54005
6.50	0.90155	735.75148	735.75432	6.53654
6.60	0.90286	735.75078	735.75380	6.53304
6.70	0.90413	735.75009	735.75324	6.52955
6.80	0.90537	735.74943	735.75267	6.52606
6.90	0.90657	735.74877	735.75208	6.52258
7.00	0.90774	735.74814	735.75148	6.51911
7.10	0.90889	735.74752	735.75088	6.51564
7.20	0.91000	735.74691	735.75028	6.51218
7.30	0.91108	735.74632	735.74967	6.50872
7.40	0.91214	735.74575	735.74907	6.50527
7.50	0.91318	735.74519	735.74848	6.50182
7.60	0.91418	735.74464	735.74789	6.49838
7.70	0.91517	735.74410	735.74731	6.49494
7.80	0.91613	735.74358	735.74674	6.49151
7.90	0.91706	735.74307	735.74618	6.48808
8.00	0.91798	735.74257	735.74562	6.48466
8.10	0.91888	735.74208	735.74508	6.48124
8.20	0.91975	735.74160	735.74455	6.47782
8.30	0.92061	735.74114	735.74402	6.47441
8.40	0.92144	735.74068	735.74351	6.47100
8.50	0.92226	735.74024	735.74301	6.46760
8.60	0.92306	735.73980	735.74251	6.46420
8.70	0.92384	735.73937	735.74203	6.46080
8.80	0.92461	735.73896	735.74156	6.45740
8.90	0.92536	735.73855	735.74110	6.45401
9.00	0.92610	735.73815	735.74065	6.45063
9.10	0.92682	735.73776	735.74020	6.44724

Reaktor (R-01)

9.20	0.92752	735.73738	735.73977	6.44386
9.30	0.92821	735.73700	735.73934	6.44048
9.40	0.92889	735.73664	735.73893	6.43710
9.50	0.92956	735.73628	735.73852	6.43373
9.60	0.93021	735.73592	735.73812	6.43036
9.70	0.93085	735.73558	735.73773	6.42699
9.80	0.93147	735.73524	735.73735	6.42362
9.90	0.93209	735.73491	735.73697	6.42026
10.00	0.93269	735.73458	735.73661	6.41690

Ringkasan Perancangan reaktor fixed bed multitube non-adiabatis dan non-isotermal

Umpan A masuk reaktor (FA0)	= 129,9332 kmol/jam
Umpan B masuk reaktor (FB0)	= 0,2400 kmol/jam
Umpan C masuk reaktor (FC0)	= 3,3735 kmol/jam
Umpan D masuk reaktor (FD0)	= 0 kmol/jam
Umpan total masuk reaktor	= 133,5468 kmol/jam

Suhu umpan masuk reaktor	= 450°C
Tekanan umpan masuk reactor	= 6,8 atm
Suhu pendingin masuk reaktor	= 207°C
Konversi akhir	= 0.91888
Massa jenis katalis	= 650 kg/m ³
Diameter katalis	= 0.000259 m

Diameter dalam pipa	= 1,049 in
Diameter luar pipa	= 1,32 in
Jumlah pipa (Nt)	= 1500
Internal diameter shell	= 80,7358 in
Massa pendingin	= 20000 kg/jam

Reaktor (R-01)

Komponen A keluar reaktor (FA)	= 10,3947kmol/jam
Komponen B keluar reaktor (FB)	= 60,00935kmol/jam
Komponen C keluar reaktor (FC)	= 3,3735kmol/jam
Komponen I keluar reaktor (FD)	= 59,7693 kmol/jam
Umpan total keluar reaktor	= 133,5468 kmol/jam

Suhu fluida keluar reaktor	= 735,87507 K
Tekanan keluar reaktor	= 6.48862 atm
Suhu pendingin keluar reaktor	= 735,8780 K
Tinggi reaktor	= 8 meter

Mechanical Design Reaktor

1. PIPA (TUBES)

Bahan: Stainless Steel SA-213 Grade TP304 (Brownell & young table 13.1 hal. 342) Susunan tube: Triangular Pitch

Spesifikasi ukuran tube:

a. Diameter luar (OD)	= 1.32 in
b. Diameter dalam (ID)	= 1.049 in
c. Luas penampang	= 0.864 in ²
d. Luas permukaan luar per panjang	= 0.344 ft ² /ft
e. Luas permukaan dalam per panjang	= 0.274 ft ² /ft
f. Berat pipa per satuan panjang	= 1.68 lb/ft
g. Pitch (Pt)	= 1.65 in
h. Clearance (C')	= 0.33 in
i. Jumlah tube (Nt)	= 1500 buah

2. SHELL

Bahan: stainless steel SA-167 Grade 11 type 316 pada suhu 950°F (Brownell & Young hal 342)

Dengan spesifikasi sebagai berikut:

Tekanan yang diizinkan (f)	= 15100 psi
Efisiensi pengelasan (E)	= 0.85
Faktor korosi (C) = 2 mm	= 0.0787 in
Diameter dalam shell (IDs)	= 80,7358 in
Jari-jari dalam shell (ri)	= IDs/2 = 40,3679 in
Tekanan operasi (P)	= 6,8 atm = 100 psi
Faktor keamanan	= 20%
Tekanan rancangan (P _{design})	= 1.5 × Tekanan operasi
	= 1.5 × 100 psi = 150 psi

Untuk menghitung tebal shell, dihitung dengan persamaan 13-1 Brownell & Young:

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

$$t_s = \frac{150 \text{ psi} \times 40,3679 \text{ in}}{15100 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 150 \text{ psi}} + 0,0787$$

Tebas shell (t_s) = 0,5538 in

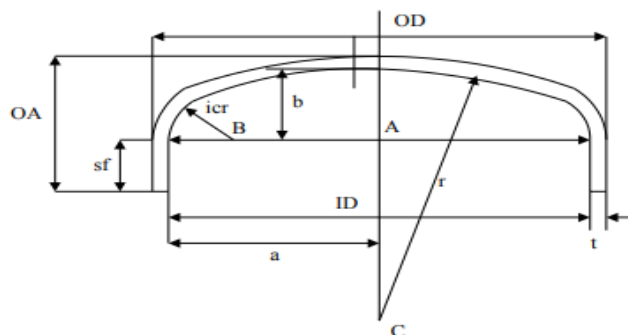
Diambil tebal standar = 5/8 in = 0.625 in (Brownell & Young, 1979)

Diameter luar shell = IDs + 2 t_s = 80,7358 + 2 (0.625) = 81,9858 in = 2,0824m

Baffle spacing (B) = 0.5 × IDs = 40,3679 in

3. HEAD

Untuk tekanan operasi antara 15 – 200 psig, digunakan torispherical head (flange and dished head). Bahan head diambil sama dengan shell, sehingga nilai f dan C sama (Brownell & Young, 1979).



Gambar 1. Design Head Reaktor

Keterangan :

- icr = Jari-jari sudut internal (m)
- rc = Jari-jari kelengkungan (m)
- sf = Flange lurus (m)
- th = Tebal penutup (m)
- OA = Tinggi penutup (m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$OA = sf + B + th$$

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

$$BC = r - icr$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr$$

Ukuran head:

- a. Tebal head, dihitung dengan persamaan Untuk menghitung tebal head reaktor, digunakan persamaan 13.46 Chemical Engineering Design : Principles, Practices, and Economics of Plant and Process Design (Gavin, 2008) hal. 990 seperti berikut:

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

$$t_h = \frac{0,885 \times 150 \text{ psi} \times 40,3679 \text{ in}}{15100 \text{ psi} \times 0,85 - 0,1 \times 150 \text{ psi}} + 0,0787 \text{ in}$$

$$t_h = 0,4038 \text{ in}$$

Diambil tebal standar = 1/2 in = 0,5 in

- b. Tinggi head (OA) = $t_h + B + sf$

Nilai sf diperoleh dari table 5.6 Brownell dan Young, "Process Equipment Design" (1959), John Willey and Son, New York. Nilai sf berkisar antara 1 1/2 in sampai 2 1/2 in. Maka dipilih sf dengan nilai

$$sf = 2$$

$$ODs = 84 \text{ in}$$

$$IDs = 80,7358 \text{ in}$$

Dipilih ODs = 84 in dengan r = 80,7358 in dan t = 1/2 in maka didapat icr = 3 in (tabel 5.7 hal. 90 Brownell and Young)

Reaktor (R-01)

OD	78		84		90		96		102		108		114	
t	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r
3/16														
1/4														
3/8	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108
1/2	↑	78	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
5/8	↑	78	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
3/4	↑	72	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
1	↑		↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
1 1/8	↑		↑	84	↑	↑	↑	↑	↑	96	↑	102	↑	↑
1 1/4	↑		↑	78	↑	↑	↑	↑	↑	90	↑	96	↑	↑
1 3/8	↑		↑	↑	↑	↑	↑	90	↑	84	↑	↑	↑	↑
1 1/2	4 3/4		↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
1 5/8	4 7/8		5 1/8	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
1 3/4	5 1/4		5 1/4	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
1 5/8	5 5/8		5 5/8	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
2	6				5 5/8	↑	5 7/8	6	6 1/8	6 1/2	6 3/4	6 7/8	7 1/2	8 1/4
2 1/4	6 3/4													
2 1/2	7 1/2													
2 3/4	8 1/4													
3	9	72	9	78	9	84	9	84	9	90	9	96	9	102

icr = 5/8 in

diambil sf = 2 in a
 = 1/2 IDs
 = 40,3679 in

AB = a - icr
 = 40,3679 in - 5/8 in
 = 39,7429 in

r = IDs
 = 80,7358 in

BC = r - icr
 = 80,7358 in - 5/8 in
 = 80,1108 in

b = $r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$
 = 11,1783 in

sehingga, tinggi head = (0.5 + 11,1783 + 2) in
 = 13,6783 in
 = 0,3474m

Tinggi Total = Tinggi bed katalis + (2 × Tinggi Ballast) +
 (2 × Tinggi Head)

Tinggi ballast = 2,5 in (Rase, H.F., "Chemical Reactor Design", 1977)
 = 0,0635 m Tinggi total
 = 8 m + (2×0,0635 m) + (2×0,3474 m)
 = 8,8218 m

1. Neraca Panas

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

$$\sum ni \int_{298.15}^{723.15} Cp dT |_{in} - \sum ni \int_{298.15}^{735.87507} Cp dT |_{out} + \Delta H_R + Q_{cooler} = 0$$

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

$$Cp = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Tabel 5. Data kapasitas Panas

Komponen	A	B	C	D	E
C ₆ H ₅ NH ₂	-22,062	5.731E-01	-4.565E-04	1,841E-07	-2,987E-011
(C ₆ H ₅) ₂ NH	-119,401	1,3060	-1,22E-03	5,876E-07	-1,145E-10
NH ₃	33,573	-1,26E-02	8,89E-05	-7,18E-08	1,86E-11
H ₂ O	33,933	8,418E-03	2,99E-05	-1,78 E-08	3,69E-12

Yaws, "Chemical Properties Hndbook", Mc Graw Hill, New York (1999)

T_{in} = 450°C = 723,15 K

T_{out} = 462,7250°C = 735.87507 K

T_{ref} = 25°C = 298,15 K

Persamaan entalpi dihitung dengan persamaan:

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

$$Q = \sum ni \int_{T_r}^T A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 dT$$

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

Persamaan entalpi dapat disederhanakan menjadi:

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

Komponen		F _{in} (kmol/jam)	F _{out} (kmol/jam)
C ₆ H ₅ NH ₂	Anilin	129,9332	10,3947
H ₂ O	Air	3,3735	3,3735
(C ₆ H ₅) ₂ NH	Diphenylamine	0,2400	60,0093
NH ₃	Ammonia	0	59,7693
Total		133,5468	133,5468

Dengan menggunakan persamaan entalpi diatas, diperoleh hasil berikut:

Komponen	Q _{in}	Q _{out}
	kJ/jam	kJ/jam
C ₆ H ₅ NH ₂	-1,8853 E+07	1,5083 E+06
H ₂ O	-5,0808 E+04	5,0808 E+04
(C ₆ H ₅) ₂ NH	-2,9817 E+04	7,4543 E+0
NH ₃	-	1,0708 E+06
Qreaksi	1,9152 E+07	-
Qpemanas	9,8661 E+06	-
Total	1,0084 E+07	1,0084 E+07

Menghitung panas reaksi (ΔH_R):

Komponen		ΔH_F 25°C (kJ/mol)
C ₆ H ₅ NH ₂	Anilin	86,86
(C ₆ H ₅) ₂ NH	Diphenylamine	202
NH ₃	Ammonia	-45,90

$$\Delta H_R = \Delta H_F \text{ produk} - \Delta H_F \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_R = (\Delta H^{\circ}f_{(C_6H_5)_2NH} + \Delta H^{\circ}f_{NH_3}) - \Delta H^{\circ}f_{C_6H_5NH_2}$$

$$\Delta H_R = [202 + (-45,90)] - [2 \times 86,86]$$

$$\Delta H_R = -17,62 \text{ kJ/mol} \times 1.000 \text{ mol/kmol} \times 119,5386 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_R = -2,1035E+06 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_1 = 1,42E+08 + 1,29E+08 = 2,70E+08$$

$$\Delta H_2 = -2,97E+08$$

$$Q_R = 2,70E+08 - 2,1035E+06 - 2,97E+08$$

$$Q_R = -2,47E+07 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung beban pemanas reaktor:

$$Q_{in} - Q_{out} + Q_R + Q_{cooler} = 0$$

$$Q_{cooler} = Q_{out} - Q_{in} - Q_R$$

$$Q_{cooler} = -1,70E+10 - 4,84E+10 - (-2,47E+07)$$

$$Q_{cooler} = -6,53 E+10 \text{ kJ/jam}$$

(Beban pemanas bernilai negatif menandakan reaktor melepas panas)

Menghitung panas pada pendingin Hitec (Sodium Nitrate-Sodium Nitrite-Potassium Nitrate)

$$\text{Massa Pendingin} = 20000 \text{ kg/h}$$

$$T_{cin} = 480.15 \text{ K}$$

$$T_{cout} = 735.8750 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 298.15$$

$$C_p = (5806 - 10.833 \cdot T + 7.2413 \cdot T^2) \text{ KJ/Kg K Qc}$$

$$\text{hitech sepanjang reaktor} = M \times C_p \times (T_{cin} - T_{cout})$$

$$= 2916.797544 \text{ KJ/h}$$

Reaktor (R-01)

$$\begin{aligned} Q_c \text{ hitech in} &= M \times C_p \times (T_{cin} - T_{ref}) \\ &= 4609.738 \text{ KJ/h} \\ Q_c \text{ hitech out} &= M \times C_p \times (T_{cout} - T_{ref}) \\ &= 5111.670456 \text{ KJ/h} \\ \text{Mengitung panas reaksi} \\ \Delta H_{r0} &= -17860 \text{ KJ/Kmol} \\ T_{in} &= 723.15 \text{ K} \\ T_{out} &= 735.87507 \text{ K} \\ \Delta H_r &= -17860 \text{ J/mol} + \\ &\int_{298}^{T_{avg}} -41,703 + 0,720289 T - 2,1807E - \\ &04 T^2 + 1,47617E - 07 T^3 - 3,617E - 11 T^4 \\ T_{avg} &= (T_{in} + T_{out})/2 = 729,5125 \text{ K} \\ \Delta H_r &= 112820.3542 \text{ KJ/Kmol} \times n_{bereaksi} \\ &= 112820.3542 \text{ KJ/Kmol} \times 29.6914 \text{ Kmol/h} \\ &= 3349386.409 \text{ KJ/h} \\ Q_{loss} &= Q_{in} - Q_{out} + Q_c \text{ sepanjang reactor} + \Delta H_r \\ &= 3081818.151 \text{ KJ/h} \end{aligned}$$

2. Menghitung Tebal Isolator

Asumsi – asumsi yang digunakan :

1. Suhu dinding dalam shell sama dengan suhu media pendingin
2. Perpindahan panas terjadi dalam keadaan steady state
3. Suhu permukaan luar isolator = 50°C

Perpindahan kalor yang terjadi :

1. Perpindahan panas secara konduksi dari dinding dalam shell ke dinding luar shell
2. Perpindahan panas secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator
3. Perpindahan panas secara konveksi dari dinding luar isolator ke lingkungan

Isolator yang digunakan adalah Diatomaceous Earth Powder dengan sifat-sifat seperti berikut (Kern, 1999) :

$$k_i = 0,082 \text{ BTU/jam.ft.}$$

$$F = 0.141825 \text{ W/m.K}$$

$$\rho_i = 20 \text{ lb/ft}^3$$

Bahan dinding reaktor yang digunakan Stainless Steel Type 304 dengan sifat-sifat seperti berikut (Holman, 1988) :

$$k_c = 31.8246 \text{ W/m.K}$$

$$\rho_c = 8.06 \text{ kg/m}^3$$

- a. Perpindahan panas secara konduksi dari dinding dalam shell ke dinding luar shell dihitung menggunakan persamaan :

$$q_k = \frac{2 \pi k_c L (T_1 - T_2)}{\ln \frac{R_2}{R_1}}$$

Dimana :

k_c = Konduktivitas termal Carbon Steel [W/m.K]

t_s = Tebal Shell [m]

R_1 = Jari-jari dalam shell [m]

R_2 = Jari jari luar shell [m]

L = Tinggi bed [m]

- b. Perpindahan panas secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator dihitung menggunakan persamaan :

$$q_i = \frac{2 \pi k_i L (T_2 - T_3)}{\ln \frac{R_3}{R_2}}$$

Dimana :

k_i = Konduktivitas termal asbestos [W/m.K]

t_i = Tebal isolator [m]

R_3 = Jari jari luar isolator [m]

- c. Perpindahan panas secara konveksi dari dinding luar isolator ke lingkungan dihitung menggunakan persamaan :

$$q_c = hc 2\pi R_3 L (T_3 - T_U)$$

Dimana :

hc = Koefisien perpindahan panas konveksi [W/m².K]

Menentukan koefisien perpindahan panas konveksi fiberglass-udara

$$T_f = \frac{T_3 + T_U}{2} = \frac{50 + 30}{2} = 40^\circ\text{C}$$

Sifat-sifat udara pada suhu 40°C menurut Holman, 1998 adalah seperti berikut :

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

$$\beta = 1/(40 + 273) = 3,1948 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

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

$$Pr = 0,7051$$

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

$$L = 8 \text{ m}$$

Untuk mengetahui sifat aliran udara dapat diketahui dari nilai bilangan Rayleigh mengikuti persamaan :

$$Ra = Gr \times Pr$$

$$Ra = \frac{g \beta (T_3 - T_U) L^3}{v^2} \times 0,7051$$

Dimana :

g = Percepatan gravitasi [9,8 m/s²]

$$Ra = \frac{9,8 \times 3,1948 \times 10^{-3} \times (50-30) \times 8^3}{(1,7061 \times 10^{-5})^2} \times 0,7051$$

$$Ra = 1,101 \times 10^{12}$$

Didapat nilai $Ra > 10^9$, maka berdasarkan tabel 7.2. Holman (1988), nilai koefisien perpindahan panas konveksi (h) mengikuti persamaan :

$$hc = 1,31(\Delta T)^{1/3}$$

$$hc = 3,5558 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Menentukan panas total Perpindahan panas konduksi shell

$$q_k = \frac{2 \pi k c L (T_1 - T_2)}{\ln \frac{R_2}{R_1}}$$

$$q_k = \frac{2 \pi 31,8246 \times 8 (746,3873 - T_2)K}{\ln \frac{0,614519}{0,607875}}$$

Perpindahan panas konduksi isolator

$$q_i = \frac{2 \pi k i L (T_2 - T_3)}{\ln \frac{R_3}{R_2}}$$

$$q_i = \frac{2 \pi 0,141825 \times 8 (T_2 - 323)K}{\ln \frac{R_3}{0,614519}}$$

Perpindahan panas konveksi isolator-udara

$$q_c = hc 2\pi R_3 L (T_3 - T_U)$$

$$q_c = 3,5558 \text{ W m}^2 \cdot \text{K} \times 2\pi \times R_3 \times 4,7 \text{ m} \times (323 - 303) \text{ K}$$

$$q_c = 2099,1112 R_3$$

Untuk menghitung tebal isolator, maka

$$q_c = q_k$$

$$2099,1112 R_3 = \frac{2 \pi 31,8246 \frac{W}{m \cdot K} \times 8 (735,87507 - T_2)K}{\ln \frac{0,614519}{0,607875}}$$

$$22,82075 R_3 = 1599,6788 (735,87507 - T_2)$$

$$T_2 = 735,87507 - 0,0142 R_3$$

$$q_c = q_i$$

$$2099,1112 R_3 = \frac{2 \pi 0,141825 \frac{W}{m \cdot K} \times 8 (412,87507 - 0,0142 R_3)K}{\ln \frac{R_3}{0,607875}}$$

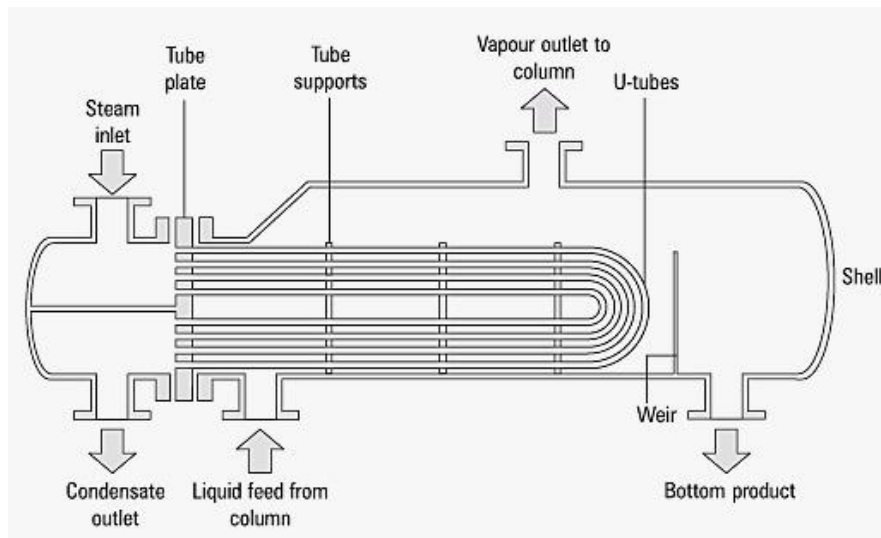
$$R_3 = 1,5432$$

$$\text{Tebal isolator} = R_3 - R_2$$

Reaktor (R-01)

$$= (1,5432 - 0.614519) \text{ m} = 0,928681 \text{ m}$$

VAPORIZER (VP-01)



Tugas : menguapkan anilin dan pengotor sebagai umpan reaktor

Jenis : Shell and Tube

Kondisi Operasi : 6,8 atm

Dari neraca massa fluida dingin, diketahui :

Fluida dingin

$T_{masuk} = 312,0361 \text{ K}$

$T_{keluar} = 550,9576 \text{ K}$

Pada suhu tersebut didapat nilai sebagai Berikut :

$C_p = 0,6210 \text{ kJ/mK}$

$\mu = 0,0018 \text{ kg/ms}$

Rapat massa, $= 992,7897 \text{ kg/m}^3$

Konduktivitas Termal $= 0,000746 \text{ kW/mK}$

Vaporizer (V-01)

Input

Komponen	BM	F (kmol/jam)	Umpan Masuk	
			FF (kg/jam)	recycle
C ₆ H ₅ NH ₂	93	119,9748	11157,6543	926,1370
H ₂ O	18	3,1171	56,1077	4,6149
(C ₆ H ₅) ₂ NH	169	0	0	40,5663
Total		123,0919	12185,0802	

Komponen	BM	Umpan Masuk		Fraksi	
		kg/jam	kmol/jam	masa	mol
C ₆ H ₅ NH ₂	93	12083,7913	129,9332	0,9917	0,9729
H ₂ O	18	60,7226	3,3735	0,0050	0,0253
(C ₆ H ₅) ₂ NH	169	40,5663	0,2400	0,0033	0,0018
Total		12185,0802	133,5468	1	1

NERACA PANAS DI VAPORIZER

Kapasitas Panas Cairan

Kapasitas panas untuk cairan masing-masing komponen dinyatakan dengan persamaan :

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

Dimana : C_p = kapasitas panas Cairan pada suhu T (kJ/kmol K)

A, B, C, D = konstanta kapasitas panas

T = suhu (K)

Komponen	$C_{p\text{liq}} = A + BT + CT^2 + DT^3$ ($C_p = \text{J/mol K}$; $T = \text{K}$)			
	A	B	C	D
C ₆ H ₅ NH ₂	63,288	9,90E-01	-2,3583E-03	2,3296E-06
H ₂ O	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07
(C ₆ H ₅) ₂ NH	72,447	1,4612	-2,9564E-03	2,4383E-06

Panas Penguapan

Untuk mencari panas penguapan pada suhu tertentu digunakan persamaan

$$Hv = A (1 - T/Tc)^n$$

Dimana :

Tc = suhu kritis masing-masing komponen (K)

Hv1 = panas penguapan pada titik didihnya (kJ/kmol)

Td = titik didih masing-masing komponen (K)

Komponen	A	Tc	n
C6H5NH2	72,038	699	0,459
H2O	52,053	647,13	0,321
(C6H5)2NH	83,711	817	0,346

Tekanan Uap

Data dihitung dengan persamaan antoine masing-masing komponen sebagai berikut : P (mmHg)

$$\log P = A + (B/T) + C \log T + D T + E T^2$$

Dengan hubungan :

Puap : tekanan uap [mmHg]

A , B , C , D , E : konstanta

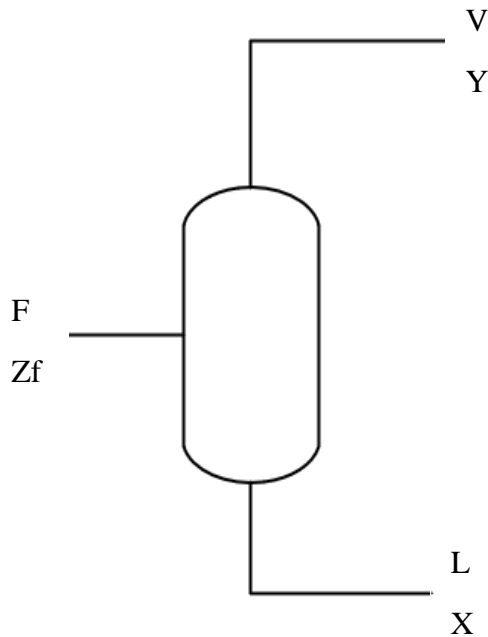
T : suhu operasi [K]

Persamaan dan data konstanta diperoleh dari Yaws

Komponen	A	B	C	D	E
C ₆ H ₅ NH ₂	124,38	-7167,6	-42,763	0,017336	5,7138E-15
(C ₆ H ₅) ₂ NH	9,7736	-3900,8	0,9121	-5,8980E-03	2,3012E-06
NH ₃	37,1575	-2,0277E+03	-1,1601E+01	7,4625E-03	-9,5811E-12
H ₂ O	29,8605	-3,1522E+03	-7,3037E+00	2,4247E-09	1,8090E-06

Vaporizer (V-01)

Menentukan Fraksi (X) pada output Vaporizer



Neraca Massa Total:

$$F = V + L$$

Neraca Massa Komponen

$$F \cdot Z_f = V \cdot Y + L \cdot X$$

Misal $F = 1$, ketentuan Vaporizer

80% uap 20% cair

Maka :

$$F \cdot Z_f = V \cdot Y + L \cdot X$$

$$Z_f = 0,8Y + 0,2X$$

$$Z_f/X = 0,8 Y/X + 0,2$$

dimana $y/x = k$

$$Z_f/X = 0,8 k + 0,2$$

$$X = \frac{Z_f}{0,8k + 0,2}$$

1. Beban Panas

Menentukan Suhu Operasi Vaporizer

Trial suhu sehingga $\Sigma x = 1$ dan $\Sigma y = 1$

$P = 6,8 \text{ atm} = 5168 \text{ mmHg}$

$T = 550,9576 \text{ K} = 277,9576 \text{ }^\circ\text{C}$, maka didapat :

Komponen	x	Po	K = Po/Pt	x	y
C6H5NH2	0,9734	5053,76237	0,977895195	0,990903651	1,013302505
H2O	0,0253	46560,19938	9,009326505	0,003411699	0,000378685
(C6H5)2NH	0,0013	439,2669173	0,084997469	0,005027303	0,059146508
Total	1			1	1

Vaporizer (V-01)

Mencari Suhu Campuran

Kapasitas panas Cair

Komponen	$C_{p \text{ liq}} = A + BT + CT^2 + DT^3$			
	A	B	C	D
C6H5NH2	63,288	0,9896	-2,36E-03	2,33E-06
H2O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
(C6H5)2NH	72,447	1,46E+00	-2,96E-03	2,44E-06

Neraca Panas pada umpan masuk

$$T_1 = 308,7153 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

Komponen	Laju alir mol	Cpcair dT	n . Cpcair dT
C6H5NH2	129,9332	-2266,26	-294463,24
H2O	3,3735	-808,38	-2727,06
(C6H5)2NH	0,2400	-3340,05	-801,73
Total	133,4866		-297992,04

Neraca Panas pada recycle SP-01

$$T_2 = 550,96 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

Komponen	Laju alir mol	Cpcair dT	n . Cpcair dT
C6H5NH2	20,2370	6,07E+04	1227804,74
H2O	0,5254	20355,59	10695,13
(C6H5)2NH	0,0374	87848,87	3284,27
Total	20,7998		1241784,15

Neraca Panas Campuran

$$T_3(\text{Trial}) = 327,11 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

Vaporizer (V-01)

Komponen	Laju alir mol	Cp cair dT	n Cp dT
C6H5NH2	150,1702	6,21E+03	932702,65
H2O	3,8989	2192,22	8547,25
(C6H5)2NH	0,2774	9163,64	2542,20
Total	154,3465		943792,10

Neraca energi

$$Q1 + Q2 = Q3$$

$$-297992,04 + 1241784,15 = 943792,10$$

Sehingga didapat Suhu Campuran adalah 327,11 K

Menghitung beban panas untuk *feed stream*

Input *Vaporizer* berupa cairan. Output dari *Vaporizer* berupa gas.

$$T_{input} = 327,11 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

Komponen	Laju alir mol	Cpcair dT	n. Cpcair dT
C6H5NH2	129,9332	-5599,1369	-727514,0026
H2O	3,3735	-1979,3420	-6677,2630
(C6H5)2NH	0,2400	-8259,7567	-1982,6498
Total	133,5468		-736173,9153

$$T_{output} = 550,9576 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

Komponen	Laju alir mol	Cp cair dT	nCp dT
C6H5NH2	129,9332	38125,1490	4953724,1432
H2O	3,3735	8743,3565	29495,5040
(C6H5)2NH	0,2400	64046,3910	15373,5235
Total	133,5468		4998593,1707

Vaporizer (V-01)

Panas penguapan

Komponen	Laju Alir mol	λ (kJ/mol)	$n.\lambda$
C6H5NH2	129,9332	45864,3410	5959302,4401
H2O	3,3735	36243,0440	122265,0424
(C6H5)2NH	0,2400	64196,8508	15409,6395
Total	133,5468		6096977,1219

$$Q_s = 4181986,63 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_v = 6081842,60 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Beban Panas Total} &= 4181986,63 \text{ kJ/jam} + 6081842,60 \text{ kJ/jam} \\ &= 10263829,23 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

2. Media Pemanas

Sebagai media pemanas digunakan Hitech

$$\text{Suhu masuk (T1)} = 758,59 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar (T2)} = 480,96 \text{ K}$$

$$\text{Suhu campuran} = 619,78 \text{ K}$$

$$C_p \text{ Hitech} = 1,6359 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\mu \text{ Hitech} = 2,5719 \text{ cP}$$

$$\rho \text{ Hitech} = 1828,95 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{konduktivitas termal} = 0,000309089$$

Kecepatan massa pendingin yang dibutuhkan, dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$M_{\text{hitec}} = \frac{Q_{\text{total}}}{\int c_{p\text{hitec}} dT}$$

$$M_{\text{hitec}} = \frac{10263829,23 \text{ kJ/jam}}{1,6359 (758,59 - 480,96)}$$

$$W_p = 20000 \text{ kg/jam}$$

3. Menghitung ΔT_{LMTD}

Suhu masuk, t_1 = 758,59 K

Suhu keluar, t_2 = 480,96 K

Suhu umpan masuk, T_1 = 327,11K

Suhu keluar, T_2 = 550,96 K

a. Zona Pemanasan

$$LMTD_p = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

Δt_1 = 431,48

Δt_2 = 69,99

ΔT_{LMTD} = 198,74 K

b. Zona Penguapan

$\Delta T_v = 550,96 \text{ K} - 480,96 \text{ K}$

$\Delta T_v = 69,98$

c. Beda Suhu rerata

- UA pemanasan

$$UA_1 = \frac{Q_s}{\Delta T_{lmtd}}$$

$$UA_1 = \frac{4181986,63 \text{ kJ/jam}}{198,74 \text{ K}}$$

$$UA_1 = 29259,8262 \text{ kJ/jam.K}$$

- UA penguapan

$$UA_2 = \frac{Q_v}{\Delta T_{lmtd}}$$

$$UA_2 = \frac{6081842,60 \text{ kJ/jam}}{198,74 \text{ K}}$$

$$UA_2 = 86896,6339 \text{ kJ/jam.K}$$

$$\Delta t = \frac{Q_t}{UA_1 \cdot UA_2}$$

$$\Delta t = \frac{10263829,23 \text{ kJ/jam}}{29259,8262 \text{ kJ/jam.K} \cdot 86896,6339 \text{ kJ/jam.K}}$$

$$\Delta t = 88,36 \text{ K}$$

4. Koefisien Perpindahan Panas

Diprediksi berdasarkan kern halaman 841

Hot Fluid = Heavy organic

Cold Fluid = Light organic

Range Ud = 30-60

Dipilih Ud = 293,62 J/m.s.K

$$= 0,2936 \text{ KJ/m}^2\text{sK}$$

5. Menentukan Luas Daerah Perpindahan Kalor

a. Luas perpidahan panas yang diperlukan dihitung dengan persamaan :

$$A = \frac{Q_t}{Ud \cdot \Delta t}$$

$$A = \frac{10263829,23 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \cdot \frac{1}{3600}}{0,2936 \frac{\text{KJ}}{\text{m}^2\text{sK}} \cdot 88,36 \text{ K}}$$

$$A = 109,88 \text{ m}^2 = 1161,28 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$ maka digunakan jenis Shell & tube exchanger, Kern (1965), halaman 103

b. Ukuran Tabung

Dipilih 3/4" OD, 14 BWG

Dari table 10 kern, D.Q, diperoleh:

Diameter luar tabung, Oout = 0,75 in = 0,01905 m

Diameter dalam tabung Oin = 0,584 in = 0,01483 m

Luas permukaan, $a_0 = 0,05984734 \text{ m}^2/\text{m}$

Panjang tabung :

Panjang tabung standart, 6 ft, 8 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler dan Sinnott, Chemical Engineering Design Principles, Mc Graw Hill New York, 2008, halaman 805)

dipilih panjang tabung $L = 12 \text{ ft} \times 0,3048 \text{ /ft} = 3,6576 \text{ m}$

APPENDIX OF CALCULATION DATA

843

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thick-ness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/2	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.433
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
3/4	10	0.035	0.430	0.145	0.1963	0.1125	0.190
	11	0.134	0.482	0.182		0.1263	0.965
	12	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	13	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
1	13	0.095	0.560	0.247	0.2618	0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
	8	0.165	0.670	0.355		0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1813	1.47
1 1/4	10	0.134	0.732	0.421	0.3271	0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
	17	0.058	0.884	0.613		0.2314	0.639
1 1/2	18	0.049	0.902	0.639	0.3925	0.2361	0.545
	8	0.165	0.920	0.665		0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714		0.2498	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.58
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
1 3/4	15	0.072	1.11	0.960	0.2896	0.991	
	16	0.065	1.12	0.985	0.2932	0.900	
	17	0.058	1.13	1.01	0.2969	0.808	
	18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.688	
	8	0.165	1.17	1.075	0.3063	2.57	
	9	0.148	1.20	1.14	0.3152	2.34	
	10	0.134	1.23	1.19	0.3225	2.14	
	11	0.120	1.26	1.25	0.3299	1.98	
2	12	0.109	1.28	1.29	0.3356	1.77	
	13	0.095	1.31	1.35	0.3430	1.56	
	14	0.083	1.33	1.40	0.3492	1.37	
	15	0.072	1.36	1.44	0.3555	1.20	
	16	0.065	1.37	1.47	0.3587	1.09	
	17	0.058	1.38	1.50	0.3623	0.978	
	18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.831	

c. Jumlah Tabung yang Diperlukan

$$nt = \frac{\text{luas perpindahan panas}}{(\text{luas permukaan} \times \text{panjang tabung})}$$

$$nt = \frac{107,88 \text{ m}^2}{(0,05984734 \frac{\text{m}^2}{\text{m}} \times 3,6576 \text{ m})}$$

$$nt = 502$$

d. Alat Penukar Panas Standart

Dipilih dari tabel 10, Kern, halaman 841

Table 10-10A
Full Circle Tube Layouts Floating Head Exchanger $3/4$ -in.
O.D. Tubes on $15/16$ -in. Triangular Pitch

Size (In.)	Number of Passes					Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
	1	2	4	6	8		
8	42	40	32	32	24	3.75	13
10	73	68	56	54	52	4.63	17
12	109	106	88	86	80	4.00	21
14	130	124	110	108	104	4.50	25
16	187	176	162	152	144	5.00	29
18	241	232	214	216	204	5.88	33
20	308	302	282	274	264	6.50	37
22	384	372	352	348	336	7.13	41
24	472	458	432	420	406	7.75	45
26	555	538	510	510	502	8.63	48
28	649	636	610	606	580	8.13	53
30	764	744	716	708	700	8.75	57
32	868	850	822	812	796	9.38	63
34	994	970	930	928	912	9.75	65
36	1131	1108	1066	1058	1028	10.50	71
38	1268	1246	1204	1190	1172	11.25	75
40	1414	1390	1360	1338	1316	12.06	79
42	1558	1544	1502	1482	1464	11.50	83

Dipilih :

Shell	Tube
- Diameter selongsong: lds = 26 in = 0,6604 m	- OD; BWG = 0,75 in
- Number off passes = 8	- Susunan : $3/4$ " pada $15/16$ Triangular Pitch
	- Pitch = $15/16$ in <i>triangular pitch</i> = 0,0238125 m
	- Panjang = 12 ft
	- Jumlah tabung = 502
	- Pass = 8

Diameter ekivalent

$$De = 0,55 \text{ in} = 0,01397 \text{ m} \quad (\text{Fig 28 , Kern, D.Q})$$

Luas perpindahan Panas Standart

$$A = nt \times a'' \times L = 502 \times 0,05984734 \text{ m}^2/\text{m} \times 3,6576 \text{ m} = 109,8866 \text{ m}^2$$

e. Koefisien Perpindahan Panas Standart

$$Ud = \frac{Qt}{\text{delta } t \times A}$$

$$Ud = \frac{10263829,23 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \cdot \frac{1}{3600}}{88,36 \text{ K} \times 109,88 \text{ m}^2}$$

$$Ud = 0,2936$$

6. Router Fluida

Fluida panas dialirkan di selongsong dan fluida dingin dialirkan dalam tabung

a. Tabung side, cold fluid :

Luas per pipa (at)

$$at' = \frac{\pi d^2}{4}$$

$$at' = \frac{\pi 0,01483 \text{ m}^2}{4}$$

$$at' = 0,000172816 \text{ m}^2$$

$$at = (nt \times at')/\text{pass}$$

$$at = (502 \times 0,000172816 \text{ m}^2)/8$$

$$at = 0,0108 \text{ m}^2$$

flux massa fluida panas (Gt)

$$Gt = \frac{\text{massa total}}{at}$$

$$Gt = \frac{12185,0802 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{0,0108 \text{ m}^2}$$

$$Gt = 1123653,003 \frac{\text{kg}}{\text{jam.m}^2} = 312,12 \frac{\text{kg}}{\text{s.m}^2}$$

Kecepatan linier umpan

$$Vlin = Gt / \rho \text{ umpan}$$

$$Vlin = \frac{312,1249 \text{ kg/s.m}^2}{992,78 \text{ kg/m}^3}$$

$$Vlin = 0,3144 \text{ m/s}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Gt \times ds}{\mu}$$

Vaporizer (V-01)

$$Re = \frac{312,1249 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot \text{m}^2 \times 0,01483 \text{ m}}{0,0018 \text{ kg/ms}}$$

$$Re = 2542,47$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{c_{pav} \times \mu_{av}}{k_{thav}}$$

$$Pr = \frac{(0,6107 \frac{\text{kJ}}{\text{mK}} \times 0,0018 \frac{\text{kg}}{\text{ms}})}{0,000746 \text{ kW/mK}}$$

$$Pr = 1,4916 \text{ kJ/mK}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

$$hi = \frac{0,027 \text{ kth} Pr^{1/3} Re^{0,8}}{Id^0}$$

$$hi = \frac{0,027 \times 0,000746 \times (1,4916 \frac{\text{kJ}}{\text{mK}})^{1/3} \times (2542,47)^{0,8}}{0,01483 \text{ m}}$$

$$hi = 0,3576 \text{ kJ/m}^2 \text{ s K}$$

$$hio = \frac{0,3576 \text{ kJ/m}^2 \text{ s K}}{0,01483 \text{ m}/0,01905 \text{ m}}$$

$$hio = 0,2784 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \text{ s K}}$$

b. Shell side, cold fluid

Menghitung luas aliran

$$As = \frac{IDs \times C' \times B}{pitch}$$

Jarak baffle (B)

Jarak antar baffle berkisar antara ids 1/5 sampai ids, dipilih $B = 0,7ids$

$$B = 0,6604 \times 0,7$$

$$B = 0,4623$$

$$Pitch = 0,0238125 \text{ m}$$

$$Clearance = 0,0238 - 0,01905 = 0,0048 \text{ m}$$

Luas flow area (as) = $(0,60901219 \times B \times clearance)/pitch$

$$As = (0,6604 \times 0,4623 \times 0,0048) / 0,023 \text{ m}$$

Vaporizer (V-01)

$$A_s = 0,0611 \text{ m}^2$$

$$\text{Flux massa hitec (Gs)} = \frac{(Wp/3600)}{A_s}$$

$$Gs = \frac{(20000/3600 \text{ kg/s})}{0,0611 \text{ m}^2}$$

$$Gs = 102,81 \frac{\text{kg}}{\text{s.m}^2}$$

Bilangan Reynold

$$Res = \frac{De \times Gs}{\mu}$$

$$Res = \frac{(0,013397 \text{ m} \times 102,81 \frac{\text{kg}}{\text{s.m}^2})}{0,0019}$$

$$Res = 788,74$$

Koefisien perpindahan kalor

$$ho = 0,36 \times \frac{k_{thav}}{De} \times Re^{0,8} \times Pr^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{\mu}{\mu_{av}}\right)^{0,14}$$

$$ho = 0,36 \times \frac{0,000309089}{0,013397} \times (788,74)^{0,8} \times 13,61^{1/3} \times 1$$

$$ho = 7,5082$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{(Cp \text{ hitec} \times (\mu \text{ hitec}/1000))}{k_{thav}}$$

$$Pr = \frac{(1,6359 \times (2,5719/1000))}{0,000309089}$$

$$Pr = 13,61$$

$$Uc = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$Uc = \frac{0,2784 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \text{ s K}} \times 7,5082}{0,2784 \text{ kJ/m}^2 \text{ s K} + 7,5082}$$

$$U_c = 0,2685 \frac{kJ}{m^2 s K}$$

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

$$R_d = \frac{1}{0,2936 \frac{kJ}{m^2 s K}} - \frac{1}{0,2685}$$

$$R_d = 0,31 \frac{m^2 s K}{kJ}$$

$$R_d \text{ min fluida} = 0,005 \frac{ft^2 \cdot s \cdot F}{BTU} \text{ atau } 0,0024 \frac{m^2 s K}{kJ}$$

Jadi R_d hitung $>$ R_d min, sehingga bisa digunakan

7. Penurunan Tekanan

a. Shell, cold fluid

Penurunan tekanan dihitung dengan persamaan

$$\Delta P_s = \frac{f \times (N + 1) \times G s^2 \times l d s}{2 \times p f \times D e} \text{ Kern D. Q, halaman 273}$$

$$\text{Jumlah baffle } (N + 1) = \frac{L}{B}$$

$$(N+1) = \frac{3,6576 \text{ m}}{0,4623}$$

$$(N+1) = 7,9121$$

Faktor friksi

Dari hal. 53, Kern, D, Q diperoleh nilai f

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}}$$

$$f = 0,0035 + (0,264) / (788,74)^{0,42}$$

$$f = 0,0195$$

$$\Delta P_t = \frac{4 f G a^2 L n p i p a}{2 \rho s D e}$$

$$\Delta P_s = \frac{4 \times 0,0195 \times (102,81 \frac{kg}{s} m^2)^2 \times 0,6604 \times 8}{2 \times 1828,95 \frac{kg}{m^3} \times 0,01397 m}$$

Vaporizer (V-01)

$$\Delta P_s = 85,37 \text{ pa} = 0,0123 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{s_{maksimum}} = 5 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s < \Delta P_{s_{maksimum}}$$

b. Tube, Hot fluid

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}}$$

$$f = 0,0035 + (0,264) / (2542,47)^{0,42}$$

$$f = 0,0133$$

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho_{umpam} I d}$$

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0133 \times (312,1258 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \text{m}^2)^2 \times 3,6576 \times 8}{2 \times 992,78 \times 0,01483 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 5150,49 \text{ pa} = 0,7470 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{t_{maksimum}} = 10 \text{ psi}$$

$$\Delta P_t < \Delta P_{t_{maksimum}}$$

KESIMPULAN

Tugas : Menguapkan Umpan Anilin
Jenis : Shell and Tube
Beban panas : 10263829,24 kJ/jam
Luas transfer Panas : 109,886 m²
Kecepatan fluida panas : 20000 kg/jam
Kecepatan Fluida dingin : 12185,0802 kg/jam

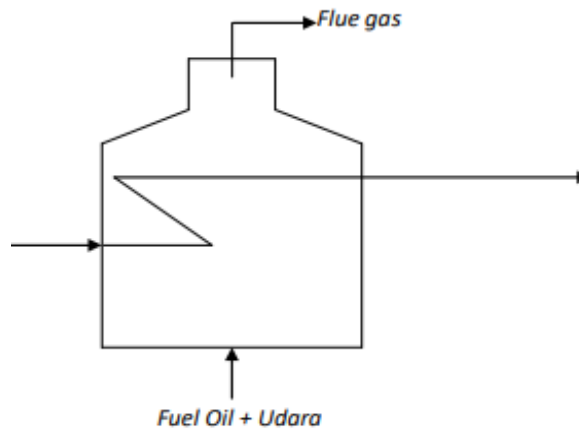
Shell

Id Shell : 26 in
Pass : 8

Tube

OD Tube : 0,75 in
BWG : 14
ID Tube : 0,584 in
Pass : 8
Jumlah Pipa : 502
Susunan : Triangular Pitch
Jumlah : 1
Bahan : Carbon Steel

FURNACE



tugas : Memanaskan umpan masuk reaktor sampai suhu 450 °C

Suhu masuk 277,8076 C = 550,96 K = 532,0537 F

Suhu keluar 450 C = 723,15 K = 1333,67 F

suhu ref 25 C = 298,15 K = 568,67 F

Komponen	Cp = A + BT + CT ² + DT ³ + ET ⁴ (J/mol K)				
	A	B	C	D	E
C ₆ H ₅ NH ₂	-22,062	5,73E-01	-4,57E-04	1,84E-07	-2,99E-11
(C ₆ H ₅) ₂ NH	-119,401	1,306	-1,22E-03	5,88E-07	-1,14E-10
NH ₃	33,573	-1,26E-02	8,89E-05	-7,18E-08	1,86E-11
H ₂ O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

Menghitung beban panas untuk feed stream

Komponen	kmol	Cp gas dT	n cP dT
C ₆ H ₅ NH ₂	129,93324	3,44E+04	4475210,1
H ₂ O	3,3734761	6,32E+03	21329,41
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0,2400373	6,02E+04	14450,06
Total	133,54675	-	4510989,5

Furnace (F-01)

Beban panas furnace = 4510989,5 kJ/jam
4275515,9 Btu/jam

Menghitung kebutuhan bahan bakar

Sebagai bahan bakar digunakan solar, bahan yang terkandung dalam solar
Dianggap C₁₆H₃₄



H_c = -9981100,0 kJ/mol (yaws,1999)

Eff = 0,8

n_{fuel} = 0,5649 kmol/jam

M_{fuel} = n x BM 127,6768 kg/jam

Menghitung kebutuhan udara

Mol O₂ stoikiometri = 13,841065 kmol/jam

udara berlebih = 25 % 0,25

Mol O₂ = 17,3013 kmol/jam

O₂ berasal dari udara yang terdiri dari 79% N₂ dan 21% O₂

Mol N₂ = 65,0860 kmol/jam

Udara Basis Kering

Komponen	kmol/jam	BM	kg/jam
N ₂	65,0860	28	1822,4069
O ₂	17,3013	32	553,64
Total	82,3873		2376,05

Kapasitas panas gas

Komponen	A	B	C	D	E
C ₁₆ H ₃₄	131,75	0,67397	8,78E-04	-1,24E-06	3,98E-10
CO ₂	27,437	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13
N ₂	29,342	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
O ₂	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
H ₂ O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

Furnace (F-01)

menghitung delta H1

$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

$$T_1 = 303 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	cpdt	m xcpdt
C16H34	0,56	1915,25	1082,00
CO2	0,00	192,42	0
N2	65,09	145,38	9462,01
O2	17,30	147,40	2550,19
H2O	2,40	168,25	403,97
Total	85,35		13498,17

Menghitung delta Hs

$$\text{delta Hs} = -5638736,9 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung delta H2

$$T_1 = 298 \text{ K}$$

$$T_2 = 723 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	cpdt	m xcpdt
C16H34	0	238227,87	0
CO2	9,0390629	18803,039	169961,85
N2	65,0860	12614,346	821016,82
O2	17,3013	13269,439	229578,95
H2O	12,005005	15066,556	180874,09
Total	103,43136		1401431,7

$$\text{Entalpi} = 4223807,03 \text{ kJ/jam}$$

Ukuran Pipa dan Jumlah Pipa

Dipilih berdasarkan table 11 Kern, D.Q

Dipilih 2 1/2" NPS, Sch 40

$$\text{Diameter dalam, } I_d = 2,469 \text{ in} = 0,0627 \text{ meter} \quad a' = 6,5144 \text{ in}^2$$

$$\text{Diameter luar, } O_d = 2,88 \text{ in} = 0,0732 \text{ meter} \quad a'' = 0,7540 \text{ ft}^2/\text{in.ft}$$

$$\text{Surface per lin ft} = 0,753 \text{ out side}$$

$$0,657 \text{ in side}$$

Furnace (F-01)

Luas permukaan = 0,22981 meter = 0,7540 ft
dipilih pipa dengan panjang 6 ft = 1,8287 meter
pitch 6 in 0,5 ft

Menghitung Jumlah tube seksi radiasi

Suhu dinding rata2 = 1460,5918 F

Flux radiant 12000 BTU/jamft²

$$\frac{Q}{a.A_{CP}} = 2 \times \text{flux panas} = 24000 \text{ BTU/jamft}^2$$

Exchange factor = 0,7410

Suhu Masuk Radiant Section

Tin Trial 577,244 F = 302,9131 C = 575,9131 K

Tin Furnace 532,058 F = 277,8100 C = 550,8100 K

Komponen	Kmol/jam	Cp dT	m Cp dT
C6H5NH2	129,93	8060,33	1047305,2
H2O	3,37	1568,51	5291,3352
(C6H5)2NH	0,24	13978,11	3355,2685
Total			1055951,8

Net Heating Value

n total = 0,4143012 kmol

Komponen	Fraksi mol	BM	kmol	kg	NHV (Mj/kg)	Q (Mj)
C16H34	1	226,41	0,4143	93,8019	45,029	4223,807

4223807

*NHV didapat dr jurnal Geo resources hal 222

Mean tube wall : the stream entering the radiant section has absorb

0,25 of the total heat

1055951,8 kJ/jam

Cek trial suhu Q NHV = Q1 = 1055951,8

Furnace (F-01)

$$\text{Suhu Gas keluar} = 723,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu trial} = 575,9131 \text{ K}$$

$$\text{Suhu rata2} = 1011,1065 \text{ K}$$

$$1360,5918 \text{ F}$$

Suhu dinding pipa diperkirakan nilainya sama dengan menambah 100 °F pada suhu fluida rata-rata. (Evans, 1974)

$$\text{Suhu dinding pipa rata2} = \mathbf{1460,5918 \text{ F}}$$

$$Q = 4223807,03 \text{ kJ/jam}$$

$$= 4003324,3 \text{ BTU/jam}$$

$$= 4223,807 \text{ Mj/jam}$$

Panas netto yg dibutuhkan :

$$Q_n = 5279,7588 \text{ Mj/jam}$$

$$5279758,8 \text{ kJ/jam} = 5004245,1 \text{ BTU/jam}$$

$$\text{HV solar} = 45,029 \text{ Mj/kg}$$

Diinginkan bagian radiasi memberikan panas 75% dari kebutuhan panas total

$$Q_r = 3959819,1 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Suhu fluida rata2} = 1011,1065 \text{ K}$$

Menghitung Luas Bagian Radiasi, A_{RT} =

$$\frac{Q_r}{\text{max radiant heat flux}} = 329,9849 \text{ ft}^2$$

Total panjang tube "exposed" =

$$\frac{A_{RT}}{\text{Surface}} = 502,26016 \text{ ft}$$

Menghitung jumlah tube bagian radiasi =

$$\text{panjang tube} = 16 \text{ ft} = 4,8768 \text{ m}$$

$$\text{Panjang tekeskpose} = 14,5 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah Tube} = 46$$

Jadi jumlah tube yang dibutuhkan adalah 46 buah

Furnace (F-01)

Tube spacing center to center, (syarat 1,5 - 2,5 kali OD) di ambil = 1,8 OD

diambil = 5,184 in

shield tubes / tubes per row = 4

distance wall-tubes = 4

jumlah tube / baris horizontal = 23 buah

Tinggi bagian radiasi = 116,928 in = 9,744 ft

Jumlah tube / baris horizontal = 23

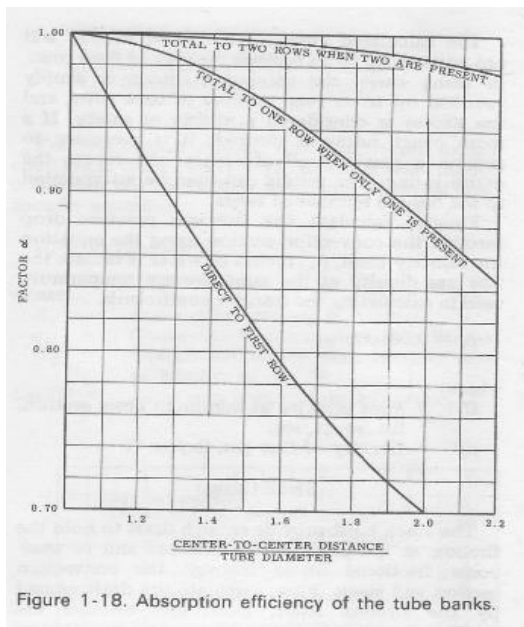
Lebar bagian radiasi = 178,88 in = 14,9067 ft

Luas permukaan pipa = panjang pipa * surface per li ft = 10,9327 ft²

Luas permukaan total pipa= Jmlh tube*Luas permukaan pipa= 502,9062 ft²

$$\text{Spacing ratio} = \frac{\text{Jarak spacing}}{\text{OD}} = 1,8$$

Dengan menggunakan fig 1.18 (Evans, 1974) diperoleh faktor pembanding antara tube bank dan plane



didapat $\theta = 0,92$

Furnace (F-01)

Cold plate area wall tube

$$A_{cpw} = \text{Panjang tube} * (\text{Jumlah tube} - \text{shield tube}) * \text{jarak center} = 290,3040 \text{ ft}^2$$

Cold plate area shield tube

$$A_{cps} = \text{Panjang tube} * \text{Jumlah shield} * \text{jarak center} = 27,6480 \text{ ft}$$

$$\alpha A_{cp} = A_{cps} + \theta * A_{cpw} = 294,7277 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas envelope} &= 2 * (\text{Lebar} * \text{Tinggi}) + 2 * (\text{Lebar} + \text{Tinggi}) * \text{Panjang Tube} \\ &= 1079,3225 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Luas daerah radiasi, } A_r = \text{Luas envelope} - \alpha A_{cp} = 784,5948 \text{ ft}^2$$

$$\frac{A_r}{\alpha A_{cp}} = 2,6621$$

Volume furnace = Panjang tube * Lebar * Tinggi

$$= 2324,009 \text{ ft}^3$$

Mean beam length, $L = (2/3) * (\text{Volume furnace})^{1/3}$

$$= 8,8306 \text{ ft}$$

tekanan parsial $\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$, $P^o = 0,288 - 0,299X + 0,090X^2$

$$= 0,2189 \text{ atm}$$

sehingga, $PL = 1,9328 \text{ atm*ft}$

Dalam perancangan alat ini tidak ada udara preheat ataupun fuel preheat. Sehingga kecepatan panas untuk udara, Q_a dan fuel, Q_f adalah sama dengan nol, sedangkan panas hilang diperkirakan 2 % dari panas netto (Evans, 1974)

Menentukan suhu fire box

$$\emptyset = a + b(PL) + c(PL^2)$$

$$F = a + b(\emptyset) + c(\emptyset^2)$$

$$z = (T_g + 460)/1000$$

$$z = A_r/\alpha A_{cp}$$

$$a = 0,47916 - 0,19847z + 0,022569(z^2)$$

$$a = 0,00064 + 0,0591z + 0,00101(z^2)$$

$$b = 0,047029 + 0,0699z - 0,01528(z^2)$$

$$b = 1,0258 + 0,4908z - 0,058(z^2)$$

$$c = 0,000803 - 0,00726z + 0,001597(z^2)$$

$$c = 0,144 - 0,552z + 0,04(z^2)$$

Furnace (F-01)

$$Q_g/Q_n = (a + b \cdot ((T/1000) - 0,1)) \cdot ((T/1000) - 0,1)$$

z = fraction excess air

$$a = 0,22048 - 0,35027z + 0,92344(z^2)$$

$$b = 0,016086 + 0,29393z - 0,48139(z^2)$$

$$\text{Trial } T_g = 1659,7662 \text{ F}$$

Menentukan emisivitas gas

$$z = 2,1198$$

$$a = 0,1593$$

$$b = 0,1265$$

$$c = -0,0073$$

$$\emptyset = 0,3767$$

Menentukan exchange factor

$$z = 2,6621$$

$$a = 0,1651$$

$$b = 1,9213$$

$$c = -1,0420$$

$$F = 0,7410 \quad \text{exchange factor}$$

$$\alpha \cdot A_{cp} \cdot f = 218,3875 \text{ ft}^2$$

$$\frac{Q_n}{\alpha \cdot A_{cp} \cdot f} = 22914,526 \text{ BTU/ft}^2\text{jam}$$

Untuk furnace jenis fire box, dianggap bahwa suhu gas sama di seluruh box, $T_g =$

$$\text{Menentukan } Q_g/Q_n \quad 1659,7662 \text{ F}$$

$$z = 0,25 \quad 2116,1979 \text{ R}$$

$$a = 0,1906$$

$$b = 0,0595$$

$$Q_g/Q_n = 0,4420$$

Dengan menggunakan neraca panas diperoleh persamaan berikut :

$$\frac{Q_R}{\alpha \cdot A_{cp} \cdot f} = \left(1 + \frac{Q_a}{Q_n} + \frac{Q_f}{Q_n} - \frac{Q_L}{Q_n} - \frac{Q_g}{Q_n} \right) \times \frac{Q_n}{\alpha \cdot A_{cp} \cdot f} = 12785,26 \text{ BTU/ft}^2\text{jam}$$

$$1730 \left(\left(\frac{T_g + 460}{1000} \right)^4 - \left(\frac{T_t + 460}{1000} \right)^4 \right) + 7(T_g - T_t) = 12785,264$$

$$\frac{Q_R}{\alpha * A_{cp} * f} = \left(1 + \frac{Q_a}{Q_n} + \frac{Q_f}{Q_n} - \frac{Q_L}{Q_n} - \frac{Q_g}{Q_n} \right) \times \frac{Q_n}{\alpha * A_{cp} * f} = 2692056,5$$

$$T_g = 1659,7662$$

$$Q_R = 2692056,5$$

$$\frac{Q_R}{A_{RT}} = 8158,1195 \text{ Btu/ft}^2\text{Jam}$$

Karena $Q_R/A_{RT} < 12000 \text{ Btu/ft}^2\text{jam}$ (Evans, 1974) maka asumsi suhu furnace benar

Menghitung Jumlah tube seksi Konveksi

Beban panas untuk bagian konveksi :

$$Q_c = Q_d - Q_R$$

$$Q_c = 1311267,8407 \text{ Btu/jam} = 3309884,975 \text{ kjoule/jam}$$

Panas melalui stack :

$$\boxed{\text{Stack heat content/rel ease} = q_s/q_n = 1 + \left(\frac{q_a}{q_n} \right) + \left(\frac{q_f}{q_n} \right) - \left(\frac{q_c + q_r}{q_n} \right)} = 0,2000143$$

Menentukan suhu stack

$$Q_s/Q_n = (a + b * ((T/1000) - 0,1)) * ((T/1000) - 0,1)$$

z = fraction excess air

$$a = 0,22048 - 0,35027z + 0,92344(z^2)$$

$$b = 0,016086 + 0,29393z - 0,48139(z^2)$$

$$\text{Trial Suhu Stack} = 933,59 \text{ } ^\circ\text{F} = 500,8831 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned}z &= 25\% \\a &= 0,1906 \\b &= 0,0595 \\Q_s/Q_n &= 0,2002 \\Trial &= 0,0002\end{aligned}$$

Menentukan delta T LMTD

$$LMTD = \frac{\text{Bagian panas} - \text{Bagian dingin}}{\ln \frac{\text{Bagian panas}}{\text{Bagian dingin}}} =$$

$$\begin{aligned}T_{in \text{ radian}} &= 577,2435 \text{ F} & T_{in} &= 532,058 \\T_g &= 1659,7662 \text{ F} & T_s &= 933,5896 \\delta T_2 &= 1127,7082 & \delta T_1 &= 356,3461\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}LMTD &= 669,56174 \text{ F} \\T_f &= 889,43162 \text{ F}\end{aligned}$$

Lay out convection section:

$$\begin{aligned}\text{Gross width} &= 28,88 \text{ in} \\ \text{Free width} &= 17,36 \text{ in} = 1,4467 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\text{Area aliran gas seksi konveksi} = 20,9767 \text{ ft}^2$$

the flue gas rate from eq(11) :

$$\begin{aligned}G_f &= 4213,5744 \text{ lbm/jam} \\G &= 0,0558 \text{ lb/sec.ft}^2 \\ \text{jika} \\G &= 0,0558 \\U_c &= 2,2399 \text{ Btu/jam.ft}^2.F\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}z &= 0,8894 & b &= 12,1314 \\a &= 3,0714 & c &= -6,2700\end{aligned}$$

maka

$$A_{\text{conv}} = 658,1849 \text{ ft}^2$$

$$N_{\text{tube conv.}} = 61$$

$$\text{Jumlah baris tube shield} = 16$$

$$\text{tinggi baris tube konveksi di stack} = 7,74 \text{ ft}$$

Dimensi Stack

Teoritik Draft sebesar 1 in H₂O

(Fuel, Combustion and Furnace, John Griswold, 1946)

Theoretical Draft =

$$\text{Suhu Udara} = 536,67 \text{ R}$$

$$H = 94,6069 \text{ ft}$$

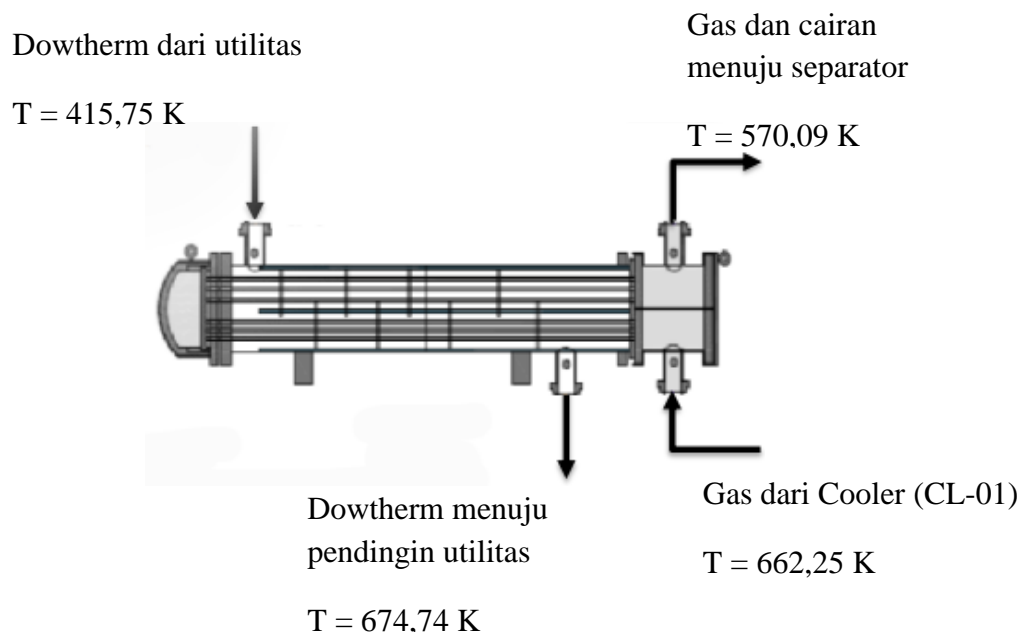
$$A = \frac{22}{7} \times \frac{D^2}{4} \times H$$
$$D^2 = 8,8544 \text{ ft}$$
$$\text{Diameter} = 2,9756 \text{ ft}$$

CONDENSOR PARTIAL

(CDP-01)

Tugas : Mengembunkan sebagian gas Anilin, H₂O, dan diphenilamin keluar Reaktor (R-01)

Jenis alat : Penukar kalor selongsong dan tabung (*shell and tube*)



Kondisi Operasi

P = 6,2422 atm

T = 662,25 K

ALGORITMA PERANCANGAN CONDENSOR PARTIAL

1. Menentukan suhu keluar fluida panas
2. Menghitung beban panas
3. Menghitung massa media pendingin
4. Menghitung beda suhu rata-rata
5. Menghitung koefisien transfer panas over all (Ud)
6. Alat penukar kalor standard
7. Koefisien perpindahan kalor dalam tabung, selongsong dan gabungan
8. Menghitung faktor pengotor (Rd)
9. Menghitung Pressure Drop

Data campuran keluaran Reaktor (R-01)

Suhu, $T_t = 662,2530 \text{ K}$

Tekanan, $P_t = 6,2422 \text{ atm} = 4744,04 \text{ mmHg}$

Komposisi fluida Panas

Komponen	kmol/jam	kg/jam	fraksi massa	fraksi mol	keterangan
C ₆ H ₅ NH ₂	10,3947	966,7033	0,0793	0,0778	condensable
H ₂ O	3,3735	60,7226	0,0050	0,0253	condensable
(C ₆ H ₅) ₂ NH	60,0093	10141,5764	0,8323	0,4494	condensable
NH ₃	59,7693	1016,0779	0,0834	0,4476	non condensable
Total	133,5468	12185,0802	1	1	

1. Menentukan suhu keluar fluida panas

Kondensasi dapat terjadi bila suhu operasi berkisar antara suhu embun dan suhu didih dalam perhitungan ini bahan masuk kondensor dapat dibagi menjadi 2 kelompok :

- a. Kelompok ke 1, merupakan bahan yang tak dapat terembunkan. Terdiri dari NH₃
- b. Kelompok ke 2, merupakan bahan yang dapat terembunkan. Terdiri dari H₂O, C₆H₅NH₂ , dan (C₆H₅)₂NH

Tekanan parsial bahan yang dapat terembunkan

$$P_{\text{cond}} = P_t \times \Sigma y_{\text{cond}}$$

$$P_{\text{cond}} = 4348,4496 \text{ mmHg}$$

Tinjauan bahan yang dapat terembunkan

Komponen	kmol/jam	kg/jam	fraksi massa	zf
C ₆ H ₅ NH ₂	10,3947	966,7033	0,0866	0,1409
H ₂ O	3,3735	60,7226	0,0054	0,0457
(C ₆ H ₅) ₂ NH	60,0093	10141,5764	0,9080	0,8134
total	73,7775	11169,0023	1,0000	1,0000

a. Dew Point

Suhu embun dihitung dengan cara iterasi sampai diperoleh $\sum z f_i / K_i = 1$

Dengan hubungan:

K_i : Konstanta kesetimbangan = P_{uap}/P_{cond}

P_{cond} : tekanan parsial bahan yang dapat mengembun [mmHg]

P_{uap} : tekanan uap masing2 komponen [mmHg]

Untuk $P_{cond} = 4348,4496$ mmHg

$T_{dew} = 662,25$ K

Komponen	zf	Puap	K=Puap/Pcond	xi
C6H5NH2	0,1409	25253,2491	5,8074	0,0243
H2O	0,0457	195059,0262	44,8571	0,0010
(C6H5)2NH	0,8134	3628,6871	0,8345	0,9747
total	1,0000			1,00

b. Bubble Point

K_i : Konstanta kesetimbangan = P_{uap}/P_{cond}

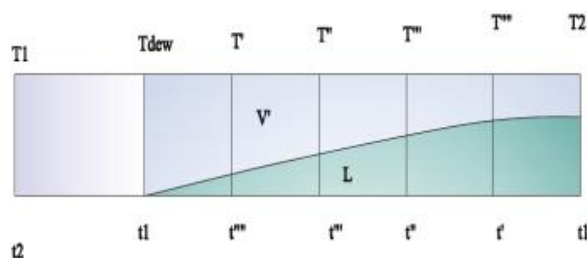
P_{cond} : tekanan parsial bahan yang dapat mengembun [mmHg]

P_{uap} : tekanan uap masing2 komponen [mmHg]

Untuk $P_{cond} = 4348,4496$ mmHg

$T_{bubble} = 570,09$ K

Komponen	zf	Puap	K=Puap/Pcond	yi
C6H5NH2	0,1409	6885,5782	1,5835	0,2231
H2O	0,0457	61739,5314	14,1981	0,6492
(C6H5)2NH	0,8134	676,7076	0,1556	0,1266
total	1			1,00



Gambar 1 Pembagian zone dalam kondensor parsial

Tinjauan pada zone kondensasi

Pada zona kondensasi dalam perhitungan ini dibagi menjadi 2 subzone, semakin banyak subzone akan meningkatkan ketelitian perhitungan

$$T_{dew} = 662,25 \text{ K}$$

$$T_2 = 570,09 \text{ K}$$

Jumlah Subzone = 2

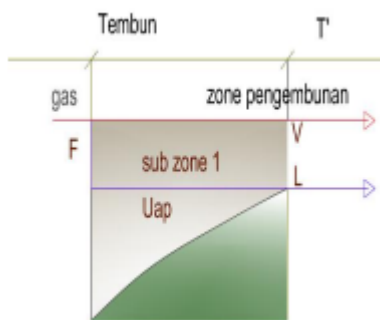
$$\text{Range suhu untuk setiap subzone} = \frac{662,25 + 570,09}{2} = 46,08 \text{ K}$$

$$\text{Suhu fluida panas keluar subzone 1} = 662,25 \text{ K} - 46,08 \text{ K} = 616,17 \text{ K}$$

$$\text{Suhu fluida panas keluar subzone 2} = 616,17 \text{ K} - 46,08 \text{ K} = 570,09 \text{ K}$$

Menentukan komposisi gas dan cair yang keluar dari subzone dihitung dengan cara membuat neraca massa dan kesetimbangan pada subzone

Subzone ke-1



F = kecepatan mol umpan masuk zone (kondensabel), [kmol /jam]

L =kecepatan mol fase cair keluar zone [kmol /jam]

V = kecepatan mol fase cair keluar zone [kmol /jam]

xi =fraksi mol komponen pada fase cair

yi = fraksi mol pada fase uap

zi = fraksi mol komponen pada umpan

Neraca massa bahan kondensabel

Kecepatan massa masuk - kecepatan massa keluar = akumulasi

$$F - L - V = 0 \dots\dots\dots (1)$$

Neraca massa komponen

$$F z_f - L x_i - V y_i = 0 \dots\dots\dots (2)$$

Kesetimbangan :

$$y_i = K_i x_i \dots\dots\dots (3)$$

Definisikan $R = V/F$, maka $L/F = (1 - R)$

Persamaan (2) dibagi F dan substitusi $y_i = K_i x_i$, diperoleh :

$$z_f = L/F \times x_i + V/F \times K_i \times x_i$$

$$z_f = (1-R) \times x_i + R \times x_i \times K_i$$

$$z_f = [(1-R) + R \times K_i] x_i$$

$$x_i = z_f / [(1-R) + R \times K_i]$$

Pada suhu yang tertentu dan tekanan tertentu V/F dihitung secara iterasi sampai diperoleh $\sum x_i = 1$

Subzona 1

$$P_{cond} = 4348,44 \text{ mmHg} = 5,72 \text{ atm}$$

$$T = 616,17 \text{ K}$$

$$R = 0,1088$$

Komponen	z_f	Puap	$K = \text{Puap}/P_{cond}$	x_i
C ₆ H ₅ NH ₂	0,1409	13597,9240	3,1271	0,1144
H ₂ O	0,0457	113867,6897	26,1858	0,0122
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0,8134	1686,1818	0,3878	0,8714
Total	1,0000			1,00

$$V/F = 0,1088, \text{ maka } V = 0,1088 \times 73,77 = 8,0259 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{kecepatan mol fase cair} = (73,77 - 8,0259) \text{ kmol/jam} = 65,7515 \text{ kmol/jam}$$

Komposisi Cair, terdiri dari :

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	x_i
NH ₃	17	0	0	0
C ₆ H ₅ NH ₂	93	7,5231	699,6457	0,1144
(C ₆ H ₅) ₂ NH	169	57,2973	9683,2451	0,8714
H ₂ O	18	0,8039	14,4703	0,0122
Total		65,6243	10397,3611	1

Komposisi fase gas dihitung dari $V_i = F_i - L_i$

F_i : kecepatan mol masing masing komponen pada umpan [kmol /jam]

L_i : kecepatan mol masing masing komponen pada fase cair [kmol /jam]

V_i : kecepatan mol masing masing komponen pada fase gas [kmol /jam]

Komposisi gas terdiri dari :

Komponen	BM	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam	fraksi massa
NH3	17	59,7693	0,8800	1016,0779	0,5684
C ₆ H ₅ NH ₂	93	2,8716	0,0423	267,0576	0,1494
(C ₆ H ₅) ₂ NH	169	2,7120	0,0399	458,3313	0,2564
H ₂ O	18	2,5696	0,0378	46,2522	0,0259
Total		67,9225	1	1787,7192	1

Pengembunan yang terjadi

pengembunan = cairan keluar zone 1 - cairan masuk zone 1

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	xi
NH3	17	0	0	0
C ₆ H ₅ NH ₂	93	7,5231	699,6457	0,1144
(C ₆ H ₅) ₂ NH	169	57,2973	9683,2451	0,8714
H ₂ O	18	0,8039	14,4703	0,0122
Total		65,6243	10397,3611	1

Sub zone 2

$P_{cond} = 4348,4496$ mmHg

$T = 570,09$ K

$R = 0,0077$

Komponen	zf	P uap	K=Puap/Pcond	xi
C ₆ H ₅ NH ₂	0,1409	6885,5782	1,5835	0,1403
H ₂ O	0,0457	61739,5314	14,1981	0,0415
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0,8134	676,7076	0,1556	0,8187
Total				1,0005

$V/F = 0,0077$, maka $V = 0,0077 \times 73,77 = 0,5687$ kmol/jam

kecepatan mol fase cair = $73,77 - 0,5687 = 73,2088$ kmol/jam

Komposisi cair , terdiri dari :

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	xi
NH3	17	0	0	0
C6H5NH2	93	10,2684	954,9568	0,1403
H2O	18	3,0384	54,6906	0,0415
(C6H5)2NH	169	59,9369	10129,3312	0,8187
Total		73,2436	11138,9785	1,0005

Komposisi fase gas dihitung dari $V_i = F_i - L$

F_i = kecepatan mol masing masing komponen pada umpan [kmol/jam]

L_i = kecepatan mol masing masing komponen pada fase cair [kmol/jam]

V_i = kecepatan mol masing masing komponen pada fase gas [kmol/jam]

Hasil perhitungan disajikan dalam bentuk tabel berikut

Komposisi gas, terdiri dari :

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	xi
NH3	17	59,7693	1016,0779	0,9911
C6H5NH2	93	0,1263	11,7465	0,0021
H2O	18	0,3351	6,0320	0,0056
(C6H5)2NH	169	0,0725	12,2452	0,0012
Total		60,3032	1046,1017	1

Pengembunan yang terjadi, dihitung dari persamaan

pengembunan = cairan keluar zone 2 - cairan masuk zone 2

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	xi
NH3	17	0	0	0
C6H5NH2	93	2,7453	255,3111	0,3603
H2O	18	2,2345	40,2202	0,2933
(C6H5)2NH	169	2,6396	446,0860	0,3464
Total		7,6193	741,6174	1

2. Beban Panas

Dihitung dengan persamaan:

$$Q_t = Q_{\text{subzone1}} + Q_{\text{subzone2}}$$

Dengan hubungan :

Q_{subzone1} : Beban panas pada subzone ke 1 [kJ/jam]

Q_{subzone2} : Beban panas pada subzone ke 2 [kJ/jam]

Beban panas pada subzone ke 1

Dihitung dengan persamaan

$$Q_{\text{subzone1}} = Q_{\text{sg}} + Q_{\text{v}} + Q_{\text{sl}}$$

Dengan hubungan:

Q_{sg} = Beban panas untuk menurunkan suhu gas dari T_{dew} sampai T' , (kJ/jam)

Q_{sl} = Beban panas untuk menurunkan suhu embunan [kJ/jam]

Q_{v} = Beban panas untuk pengembunan [kJ/jam]

$$Q_{\text{sg}} = \sum m_i c_{\text{pgi}} (T_{\text{dew}} - T')$$

Dengan hubungan :

c_{pgi} = Kapasitas panas masing masing komponen pada fase gas [kJ/kmol.K]

T_{dew} = Suhu Fluida panas masuk subzone 1 [K]

T' = Suhu fluida panas keluar subzone 1 [K]

Q_{sg} = Beban panas untuk menurunkan [kJ/jam]

m_i = Kecepatan massa masing masing komponen pada fase gas [kmol/jam]

Suhu masuk T_{dew} = 662,25 K

Suhu keluar zone, T' = 616,17 K

Suhu rerata = 639,21 K

Komponen	BM	kmol/jam	C_{pg} (KJ/kmol.K)	$mC_{\text{p}} (T-T_{\text{dew}})$
NH3	17	59,7693	46,2094	127268,3539
C6H5NH2	93	2,8716	200,8599	26578,3198
(C6H5)2NH	169	2,7120	351,2861	43900,1547
H2O	18	2,5696	29,4103	3482,3497
Total		67,9225	627,7656	201229,1781

$$Q_{\text{sg}} = 201229,1781 \text{ kJ/jam}$$

Persamaan dan data Panas Latent diperoleh dari Yaws, C ,L,, “Chemical Properties Handbook” (1999), Mc Graw Hill, New York,.

$$\lambda = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Dimana :

λ = Panas Penguapan (kJ/mol)

T = Temperatur (K)

T_c = Temperatur kritis (K)

A,n = Konstanta

Komponen	Konstanta		
	A	T _c	n
Ammonia	31,523	405,65	0,364
Anilin	72,038	699	0,459
Diphenylamine	83,711	817	0,346
Air	52,053	647,13	0,321

$$Q_v = \sum m_i \cdot \lambda_i$$

Dengan hubungan

Q_v = Beban panas untuk pengembunan (kJ/jam)

m_i = Kecepatan massa masing-masing komponen pada fasa cair (kmol/jam)

λ_i = Panas laten pengembunan [kJ/mol]

Panas latent pengembunan dievaluasi pada suhu rata-rata zone

$$\text{Suhu masuk } (T_{\text{dew}} + T_{\text{subzone 1}}) / 2 = 639,21 \text{ K}$$

Komponen	BM	kmol/jam	lamda (kJ/kmol)	m.lamda
NH ₃	17	0	0	0
C ₆ H ₅ NH ₂	93	7,5231	23302,8598	175309,0865
(C ₆ H ₅) ₂ NH	169	57,2973	49387,7366	2829784,3614
H ₂ O	18	0,8039	12663,5640	10180,3233
Total		65,6243	85354,1604	3015273,7711

$$Q_v = 3015273,7711 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{sl} = \sum L_i c_{pli} (T_{\text{dew}} - T')$$

Dengan hubungan

c_{pli} = kapasitas panas komponen pada fase cair [kJ/kmol.K]

T' = Suhu fluida panaskeluar subzone 1 [K]

T_{dew} = Suhu Fluida panas masuk subzone 1 [K]

Q_{sl} = Beban panas untuk menurunkan [suhu embunan kJ/jam]

L_i = kecepatan massa masing masing komponen pada fase cair [kg/jam]

Suhu masuk T_{dew} = 662,25 K

Suhu keluar zone, T' = 616,17 K

Suhu rerata = 639,21 K

Komponen	BM	kmol/jam	C_p (kJ/kmol.K)	$mCP(T' - T_{dew})$
NH3	17	0	1,4043E+03	0
C6H5NH2	93	7,5231	3,2437E+02	112446,4647
(C6H5)2NH	169	57,2973	4,3733E+02	1154671,1312
H2O	18	0,8039	1,1994E+02	4442,9987
Total		65,6243	2,2859E+03	1271560,5946

Q_{sl} = 1271560,5946 kJ/jam

$Q_{sub\ zone\ 1}$ = 4488063,5438 kJ/jam

Beban panas pada subzone ke 2

Dihitung dengan persamaan

$$Q_{subzone2} = Q_{sg} + Q_v + Q_{sl}$$

Dengan hubungan:

Q_{sg} = Beban panas untuk menurunkan suhu gas dari T' sampai T'' [kJ/jam]

Q_{sl} = Beban panas untuk menurunkan suhu embunan [kJ/jam]

Q_v = Beban panas untuk pengembunan [kJ/jam]

$$Q_{sg} = \sum m_i c_{pgi} (T_{dew} - T')$$

Dengan hubungan :

c_{pgi} = Kapasitas panas masing masing komponen pada fase gas [kJ/kmol.K]

T_{dew} = Suhu Fluida panas masuk subzone 2 [K]

T' = Suhu fluida panas keluar subzone 2 [K]

Q_{sg} = Beban panas untuk menurunkan [kJ/jam]

V_i = Kecepatan massa masing masing komponen pada fase gas [kmol/jam]

Suhu masuk T' = 616,17 K

Suhu keluar zone, T'' = 570,09 K

Suhu rerata = 593,13 K

Komponen	BM	kmol/jam	C _{pg} (KJ/kmol.K)	mC _p (T-T _{dew})
NH ₃	17	59,7693	4,47E+01	123133,1758
C ₆ H ₅ NH ₂	93	0,1263	1,92E+02	1117,4595
H ₂ O	18	0,3351	2,94E+01	453,5871
(C ₆ H ₅) ₂ NH	169	0,0725	3,34E+02	1116,7456
Total		60,3032	6,01E+02	125820,9680

Q_{sg} = 125820,9680 kJ/jam

Persamaan dan data Panas Latent diperoleh dari Yaws, C ,L,, “Chemical Properties Handbook” (1999), Mc Graw Hill, New York,.

$$\lambda = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

$$Q_v = \sum m_i \cdot \lambda_i$$

Dengan hubungan

Q_v = Beban panas untuk pengembunan (kJ/jam)

m_i = Kecepatan massa masing-masing komponen pada fasa cair (kmol/jam)

λ_i = Panas laten pengembunan [kJ/mol]

Panas latent pengembunan dievaluasi pada suhu rata-rata zone

Suhu masuk ($T_{dew} + T_{subzone 2}$)/2 = 616,17 K

Condensor Partial (CDP-01)

Komponen	BM	kmol/jam	lamda (kJ/kmol)	m.lamda
NH3	17	0	0	0
C6H5NH2	93	2,7453	30290,8708	83156,9414
H2O	18	2,2345	23453,5267	52405,9279
(C6H5)2NH	169	2,6396	53487,2503	141182,9475
Total		7,6193	1,0723,E+05	2,7675,E+05

$$Q_v = 2,76, E+05$$

$$Q_{sl} = \sum L_i c_{pli} (T_{dew} - T')$$

Dengan hubungan

c_{pli} = kapasitas panas komponen pada fase cair [kJ/kmol.K]

T' = Suhu fluida panaskeluar subzone 1 [K]

T_{dew} = Suhu Fluida panas masuk subzone 1 [K]

Q_{sl} = Beban panas untuk menurunkan [suhu embunan kJ/jam]

L_i = kecepatan massa masing masing komponen pada fase cair [kg/jam]

$$\text{Suhu masuk } T' = 616,17 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar zone, } T'' = 570,09 \text{ K}$$

$$\text{Suhu rerata} = 593,13 \text{ K}$$

Komponen	BM	kmol/jam	C_p (kJ/kmol.K)	$mC_P(T' - T'')$
NH3	17	0	9,9730E+02	0
C6H5NH2	93	2,7453	2,9036E+02	137388,3138
H2O	18	2,2345	1,0569E+02	14796,9444
(C6H5)2NH	169	2,6396	4,1034E+02	1133327,2249
Total		7,6193	1,8037E+03	1285512,4831

$$Q_{sl} = 1285512,4831 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{sub zone 2}} = 1,68, E+06 \text{ kJ/jam}$$

Beban panas total

$$Q_t = Q_{\text{sub zone 1}} + Q_{\text{sub zone 2}}$$

$$= 4,49, E+06 + 1,68, E+06$$

$$= 6.176.142,8117 \text{ kJ/jam}$$

3. Media Pendingin

Sebagai media pendingin digunakan Dowterm A

$$\text{Suhu masuk, } T_1 = 416,3803 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar, } T_2 = 675,1175 \text{ K}$$

$$\text{Suhu rerata, } T_{av} = 545,7489 \text{ K}$$

$$\text{Kapasitas panas, } c_p = 2,1700 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{Viskositas, } \mu = 0,00025 \text{ kg/ms}$$

$$\text{Rapat massa, } \rho_l = 834,1745 \text{ kg/m}^3$$

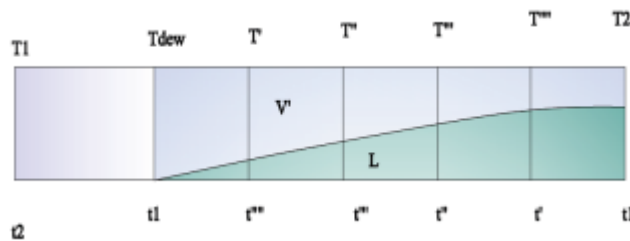
$$K_{th} = 0,0000983 \text{ kJ/msK}$$

Kecepatan massa pendingin yang diperlukan, dihitung dengan persamaan

$$m_{\text{dowtherm}} (\text{m}) = \frac{Q_t}{c_p (t_2 - t_1)}$$

$$m_{\text{dowtherm}} (\text{m}) = 11000 \text{ kg/jam}$$

4. Beda Suhu Rerata



Menentukan distribusi suhu media pendingin

Dihitung dengan cara membuat neraca massa media pendingin disetiap zone

Suhu dowtherm masuk pada subzone 1

$$t'' = T_2 - \frac{Q_{\text{subzona 1}}}{m_{\text{dowtherm}} \times c_p \text{ dowtherm}}$$

$$t'' = 675,1175 \text{ K} - \frac{4,49 \times 10^6}{11000 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 2,1679 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}}}$$

$$t'' = 487,0990 \text{ K}$$

Suhu dowtherm masuk pada subzone 2

$$t' = t'' - \frac{Q_{subzona\ 2}}{m_{dowtherm} \times C_p\ dowtherm}$$

$$t' = 487,0990\ K - \frac{1,68,E+06}{11000 \frac{kg}{jam} \times 2,1679 \frac{kJ}{kg \cdot K}}$$

$$t' = 416,3803\ K$$

Beda suhu rerata log pada setiap zone

Zona Pengembunan

Subzona 1

	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)
Fluida Panas	662,2529	616,1729
Fluida Dingin	674,7482	486,5422
ΔT	12,4952	129,6308

$$\Delta LMTD\ ds = 50,3963\ K$$

Subzona 2

	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)
Fluida Panas	616,1729	570,0930
Fluida Dingin	487,0990	416,3803
ΔT	129,0740	153,7127

$$\Delta LMTD\ ds = 141,6264\ K$$

Beda suhu rerata

dihitung dengan persamaan :

$$\Delta T = \frac{QT}{\sum_{\Delta LMTDi} Qi}$$

$$\Delta T = 61,1350\ K$$

5. Koefisien Perpindahan Kalor

Diprediksi berdasarkan tabel 10 -18, Ludwig, E.E., "Applied Process Design for Chemical and Petro Chemical Plant", Ed III, Gulf Publishing company, Houston, Texas (1998), halaman 94

Table 10-18
Approximate Overall Heat Transfer Coefficient, U

Condensation		
Process Side (Hot)	Condensing Fluid (Cold)	
Hydrocarbons (light)	Water	100-160
Hydrocarbons w/ inerts (traces)	Water	30-75
Organic vapors	Water	70-160
Water vapor	Water	150-340
Water vapor	Hydrocarbons	60-150
Exhaust steam	Water	280-450
Hydrocarbons (light)	Refrigerant	45-110
Organics (light)	Cooling brine	50-120
Gasoline	Water	65-130
Ammonia	Water	135-260
Hydrocarbons (heavy)	Water	40-75
Dowtherm vapor	Liquid organic	75-115

Karena fluida panas merupakan campuran senyawa organik maka nilai Ud berkisar antara 70 Btu/jam ft².F sampai 160 Btu/jam ft².F, atau dari 397,47 J/m².s.K sampai 908 J/m².s.K

$$\begin{aligned} \text{Dipilih } U_d &= 451,63 \text{ J/m}^2.\text{s.K} \\ &= 0,4516 \text{ kJ/m}^2.\text{s.K} \end{aligned}$$

6. Alat Penukar Kalor Standar

- a. Luas perpindahan kalor yang diperlukan

$$A = \frac{Q_t}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dengan hubungan :

A = Luas perpindahan kalor yang diperlukan (m²)

Q_t = Beban panas total (kJ/s)

U_d = Koefisien perpindahan kalor gabungan (kJ/m² .s.K)

ΔT = beda suhu rerata (K)

$$A = 62,1348 \text{ m}^2$$

Luas perpindahan kalor lebih dari > 10 m², maka alat penukar kalor jenis shell and tube sesuai untuk digunakan.

b. Ukuran tabung

Dipilih 3/4" OD, 14 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

Diameter luar , Od = 0,75 in = 0,0191 m

Diameter dalam, Id = 0,584 in = 0,0148 m

Luas laju aliran , at = 0,00017 m²

Luas selimut (m) : a" = 0,0598 m²/m

Panjang tabung :

Panjang tabung standar, 6 ft, 8 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler dan Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", McGraw Hill New York, 2008, halaman 805)

Dipilih , L = 16 ft = 4,8768 m

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a'' \times L}$$

$$nt = \frac{62,1348 \text{ m}^2}{0,0598 \frac{\text{m}^2}{\text{m}} \times 4,8768 \text{ m}} = 213 \text{ pipa}$$

(digunakan untuk mencari ids pada tabel dengan jumlah pipa yg mendekati)

d. Alat penukar kalor standard

Table 10-10A
Full Circle Tube Layouts Floating Head Exchanger 3/4-in.
O.D. Tubes on 15/16-in. Triangular Pitch

Size (In.)	Number of Passes					Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
	1	2	4	6	8		
8	42	40	32	32	24	3.75	13
10	73	68	56	54	52	4.63	17
12	109	106	88	86	80	4.00	21
14	130	124	110	108	104	4.50	25
16	187	176	162	152	144	5.00	29
18	241	232	214	216	204	5.88	33
20	308	302	282	274	264	6.50	37
22	384	372	352	348	336	7.13	41
24	472	458	432	420	406	7.75	45
26	555	538	510	510	502	8.63	48
28	649	636	610	606	580	8.13	53
30	764	744	716	708	700	8.75	57
32	868	850	822	812	796	9.38	63
34	994	970	930	928	912	9.75	65
36	1131	1108	1066	1058	1028	10.50	71
38	1268	1246	1204	1190	1172	11.25	75
40	1414	1390	1360	1338	1316	12.06	79
42	1558	1544	1502	1482	1464	11.50	83

Dipilih dari tabel 10-10A, Ludwig. E.E., vol III halaman 49., Dipilih :

Diameter selongsong = 18 in = 0,4572 m

Jumlah tabung, nt = 214

n pass = 4

Susunan : $\frac{3}{4}$ " pada 15/16-in triangular pitch

pitch = 0,9375 in = 0,0238 m

Diameter ekuivalen = 0,55 in = 0,0139 m

Sumber: Kern D.Q,1983,"Process Heat Transfer", Case Institute of Technology, London, Hal 838

Luas perpindahan kalor standar (terkoreksi)

$$A = nt \times a'' \times L$$

$$A = 214 \times 0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \times 4,8768 \text{ m}$$

$$A = 62,4588 \text{ m}^2$$

e. Koefisien perpindahan kalor standar (terkoreksi)

$$U_d = \frac{Qt}{A \Delta t}$$
$$= \frac{6.176.142,8117 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \times \frac{\text{jam}}{3600 \text{ detik}}}{62,4588 \text{ m}^2 \times 60,8179 \text{ K}}$$

f. Route fluida

Fluida dingin dialirkan dalam selongsong (shell) dan fluida panas dialirkan dalam tabung (tube)

7. Koefisien perpindahan kalor dalam tabung, selongsong dan gabungan

Selongsong (shell) = fluida dingin

Luas aliran Dihitung dengan persamaan :

$$as = \frac{Ids B C'}{Pitch}$$

Keterangan :

As = Luas aliran [m²]

B = Jarak antar baffle [m]

C ' = clearance [m]

Pitch = Pitch [m]

Jarak antar baffle :

Jarak antar baffle berkisar antara $Ids/5$ sampai Ids

Dipilih : $B = Ids/5$

$$B = 0,0914 \text{ m}$$

$$\text{Pitch} = 0,0238 \text{ m}$$

$$C' = 0,0048 \text{ m}^2$$

$$as = 0,0084 \text{ m}^2$$

Tabung (tube) = fluida panas

Luasan perpipa

$$At = \frac{nt \ at}{np} = 0,0092$$

$$\text{Flux massa, } Gt = \frac{\text{Kecepatan massa umpan}}{At}$$

$$Gt = \frac{11169,0023 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{\text{jam}}{3600 \text{ detik}}}{0,0092} = 335,5637 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

Kecepatan linier:

$$V_{lin} = \frac{Gt}{\rho \ dotherm} = \frac{335,5637 \text{ kg/m}^2\text{s}}{834,7311 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,4022 \text{ m/s}$$

Zona Pengembunan

Subzone 1

Selongsong (shell) = Fluida dingin

Suhu masuk, T_{dew} = 486,5422 K

Suhu keluar, T' = 675,1175 K

Suhu rerata, T_{av} = 581,1082 K

Tabung (tube) = Fluida Panas

Suhu air masuk, T'' = 662,2530 K

Condensor Partial (CDP-01)

Suhu air keluar zona, $T''' = 616,1730 \text{ K}$

Suhu rerata, $T_{av} = 639,2130 \text{ K}$

Dengan melakukan perhitungan yang sama seperti pada zona desuperheater, maka didapatkan data sebagai berikut :

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	y	μ (kg/m.s)	kthg (W/m.K)
NH3	17	59,7693	1016,0779	0,8800	2,04,E-05	6,80,E-05
C6H5NH2	93	2,8716	267,0576	0,0423	1,32,E-05	3,13,E-05
(C6H5)2NH	169	2,7120	458,3313	0,0399	1,10,E-05	2,60,E-05
H2O	18	2,5696	46,2522	0,0378	2,07,E-05	4,46,E-05
Total		67,9225	1787,7192	1	6,52,E-05	1,70,E-04

cpg (kJ/kmol.K)	y. $BM^{0,5}$	μ . $BM^{0,5}$	y. $BM^{1/3}$	kthg.y. $BM^{1/3}$	y.cpg (kJ/kmol.K)
8,3363	3,6282	8,40E-05	2,2626	1,54,E-04	7,3357
35,5477	0,4077	1,27,E-04	0,1915	5,99,E-06	1,5029
61,7982	0,5191	1,43,E-04	0,2208	5,74,E-06	2,4675
6,7898	0,1605	8,77E-05	0,0991	4,42,E-06	0,2569
112,4721	4,7155	4,42,E-04	2,7741	1,70,E-04	11,5629

Viskositas = 9,37E-05 kg/ms

Konduktivitas thermal = 1,70,E-04 kJ/msK

Massa molekular gas = 26,3200 kg/kmol

kapasitas panas = 4,2733 kJ/kg.K

Flux massa

Gs = 59,3915 kg/m²s

Res = 8846,7490

Pr = 2,3532

Koefisien perpindahan kalor

$$hi = \frac{4,2 (1,35 + 0,02 tav) vlin^{0,8}}{Id^{0,2}}$$

$$h_i = 61,0417 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

$$h_{io} = 47,5312 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

$$h_o = 0,8645 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan pada subzone 1

Dihitung dengan persamaan

$$h_o (T_g - T_k) + K_g M_v \lambda (P_{\text{cond}} - P_k) = h_{io} (T_k - t_w) = U_c (T_g - t_w)$$

Dengan hubungan :

h_{io} = Koefisien perpindahan kalor secara konveksi dalam tabung pada permukaan luar [kJ /m² s K]

h_o = Koefisien perpindahan kalor konveksi dalam selongsong [kJ/m² sK]

K_g = Koefisien transfer massa bahan dari gas ke embun [m/atm.s]

M_v = Massa molekul embunan [kg/kmol]

P_{cond} = Tekanan parsial bahan yang dapat mengembun [atm]

P_k = Tekanan uap embunan [atm]

T_g = Suhu gas [K]

T_k = Suhu embunan [K]

T_w = Suhu media pendingin [K]

λ = Panas laten pengembunan [kJ /kg]

Koefisien transfer massa K_g

Dihitung dengan persamaan :

$$K_g = \frac{h_o \times (Pr)^{\frac{1}{3}}}{c_{pl} \times P_{gf} \times M_w \times \left(\frac{\mu l}{\rho l \times D_{ab}} \right)^{\frac{1}{3}}}$$

(Kern, D.Q., *Process Heat Transfer*, halaman 343)

Dengan hubungan :

C_{pgav} = Kapasitas panas fase gas [kJ/kg K]

C_{ppl} = Kapasitas panas embunan [kJ /kg K]

D_{ab} = Diffusivitas bahan kondensabel [m^2 / s]

h_o = Koefisien perpindahan kalor pada selongsong [kJ/m² s K]

k_{thav} = Konduktivitas thermal gas [kJ /m s K]

M_w = Massa molekul uap [kg /kmol]

P_{gf} = Beda tekanan uap rerata [bar]

μ_{av} = Viskositas rerata fase gas [kg / m s]

μ_l = Viskositas embunan [kg / m s]

ρ_l = Rapat massa embunan [kg / m³]

Diffusivitas :

Dihitung dengan persamaan :

$$D_{ab} = 0.0166 \frac{T^{\frac{3}{2}}}{P_t \times \left(v_a^{\frac{1}{3}} + v_b^{\frac{1}{3}} \right)^2} \times \left[\frac{1}{M_a \frac{kg}{kmol}} + \frac{1}{M_b \frac{kg}{kmol}} \right]^{0.5}$$

(Kern, D.Q., *Process Heat Transfer*, halaman 292)

Dengan hubungan :

D_{ab} = diffusifitas [ft² /jam]

M_a = Massa molekul bahan yang mendifusi [kg /kmol]

M_b = Massa molekul bahan bahan inert [kg /kmol]

P_t = Tekanan operasi [atm]

v_a = Volume molekular bahan yang mendifusi

v_b = Volume molekular bahan inert

T = Suhu rerata (K)

Untuk perhitungan ini, bahan yang mendiffusi diwakili oleh NH₃ dan H₂O

V molekular NH₃, $v_a = 26,7$

V molekular H₂O, $v_b = 14,8$

TABLE 13.3. ATOMIC VOLUMES

Bromine.....	27.0
Sulfur.....	25.6
Oxygen.....	7.4
In methyl esters.....	9.1
In higher esters and ethers.....	11.0
In acids.....	12.0
Carbon.....	14.8
Chlorine.....	24.6
Hydrogen.....	3.7
Nitrogen.....	15.6
In primary amines.....	10.5
In secondary amines.....	12.0
For benzene ring formation deduct.....	15
For naphthaline deduct.....	30
For the hydrogen molecule use.....	$v = 14.3$
For air use.....	$v = 29.9$

BM bahan yang mendiffusi, $M_a = 17$ kg/kmol

BM bahan yang inert, $M_b = 18$ kg/kmol

Tekanan operasi = 6,2422 atm

Dicoba : Suhu kondensast, $T_k = 525,24$ K

Tekanan uap air, $P_k = P_{uap} = 4,2442$ atm

$p_{g'} = P_t - P_{uap} = 1,9979$ atm

$p_{g''} = P_t - P_{cond} = 0,5205$ atm

$pgf = \frac{P_{g'} - P_{g''}}{\ln(P'/P'')} = 1,0984$ atm

Pada $T_k = 525,24$ K

Panas laten pengembunan, $h_{vap} = 408,8782$ kJ/kg

Viskositas kondensat, $\mu_l = 2,3 \cdot 10^{-4}$ kg/ms

Rapat massa kondensat, $\rho_l = 285,2268$ kg/m³

Kapasitas panas kondensat, $c_{pl} = 2,9035$

$M_r = 93$ kg/kmol

Bila dimasukkan ke persamaan diffusivitas diperoleh :

$$D_{ab} = 0,0166 \frac{(639,21K)^{3/2}}{6,2422 \text{ atm} \times \left((26,7)^{1/2} + (14,8)^{1/2} \right)^2} \times \left[\frac{1}{17 \text{ kg/kmol}} + \frac{1}{18 \text{ kg/kmol}} \right]^{0,5} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}$$

$$D_{ab} = 4,48, E-04 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$kg = \frac{h_o \times (Pr)^{1/3}}{c_{pl} \times P_{gf} \times M_w \times \left(\frac{\mu}{pl \times D_{ab}} \right)^{1/3}}$$

$$kg = \frac{0,8640 \frac{kJ}{m^2 \cdot s \cdot K} \times (2,35)^{1/3}}{2,9035 \frac{kJ}{kg \cdot K} \times 1,0984 \text{ atm} \times 93 \frac{kg}{kmol} \times \left(\frac{2,3, E - 04 \frac{kg}{ms}}{285,22 \frac{kg}{m^3} \times 4,48, E - 04 \frac{m^2}{s}} \right)^{1/3}}$$

$$kg = 0,0317 \text{ kmol.kJ/m}^2 \cdot \text{atm}$$

Ruas kiri

$$R1 = h_o (T_g - T_k) + K_g M_v \lambda (P_{cond} - P_k)$$

$$R1 = 1882,51 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s}$$

Ruas tengah

$$h_{io} (T_k - T_w) = 47,4719 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} (525,24 \text{ K} - 486,54 \text{ K})$$

$$R2 = 1813,93 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$R1-2 = 69,77 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s}$$

Ruas Kanan

$$U_c (T_g - T_w) = 1837,16 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$U_c \text{ Subzone 1} = 11,91 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s}$$

Subzone 2

- Selongsong (shell) =
 Suhu masuk, T' = 415,7529 K
 Suhu keluar, T'' = 486,5422 K
 Suhu rerata, t_{av} = 451,1476 K
 Tabung (tube)
 Suhu air masuk, T' = 616,1730 K
 Suhu keluar zona, T'' = 570,0930 K
 Suhu rerata, T_{av} = 593,1330 K

Dengan melakukan perhitungan yang sama seperti pada zona desuperheater, maka didapatkan data sebagai berikut :

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	y	μ (kg/m.s)	kthg (W/m.K)
NH3	17	59,7693	1016,0779	0,9911	1,568E-05	4,51976E-05
C6H5NH2	93	0,1263	11,7465	0,0021	1,031E-05	2,02703E-05
H2O	18	0,3351	6,0320	0,0056	1,534E-05	3,18612E-05
(C6H5)2NH	169	0,0725	12,2452	0,0012	8,566E-06	1,73294E-05
Total		60,3032	1046,1017	1,0000	4,990E-05	0,000114659

cpg (kJ/kmol.K)	y. BM ^{0.5}	μ . BM ^{0.5}	y. BM ^{1/3}	kthg.y.BM ^{1/3}	y.cpg (kJ/kmol.K)
2,8437	4,0866	6,46,E-05	2,5485	1,15,E-04	2,8185
11,2664	0,0202	9,94,E-05	0,0095	1,92,E-07	0,0236
2,4594	0,0236	6,51,E-05	0,0146	4,64,E-07	0,0137
19,1459	0,0156	1,11,E-04	0,0066	1,15,E-07	0,0230
35,7154	4,1460	3,41,E-04	2,5792	1,16,E-04	2,8788

Viskositas	= 8,21E-05 kg/ms
Konduktivitas thermal	= 1,16,E-04 kJ/m.s.K
Massa molekular gas	= 17,3474 kg/kmol
kapasitas panas	= 2,0588 kJ/kg.K
Flux massa	
Gs	= 31,4293 kg/m ² s
Res	= 5345,9981
Pr	= 1,4582

Koefisien perpindahan kalor

$$hi = \frac{4.2 (1.35 + 0.02 tav) vlin^{0.8}}{ld^{0.2}}$$

$$hi = 48,7849$$

$$hio = 37,9871$$

$$ho = 0,3806$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan pada subzone 1

Dihitung dengan persamaan

$$ho (Tg - Tk) + Kg Mv \lambda (Pcond - Pk) = hio (Tk - tw) = Uc (Tg - tw)$$

Dengan hubungan :

hio = Koefisien perpindahan kalor secara konveksi dalam tabung pada permukaan luar [kJ /m² s K]

ho = Koefisien perpindahan kalor konveksi dalam selongsong [kJ/m² sK]

Kg = Koefisien transfer massa bahan dari gas ke embun [m/atm.s]

Mv = Massa molekular embunan [kg/kmol]

Pcond = Tekanan parsial bahan yang dapat mengembun [atm]

Pk = Tekanan uap embunan [atm]

Tg = Suhu gas [K]

T_k = Suhu embunan [K]

T_w = Suhu media pendingin [K]

λ = Panas laten pengembunan [kJ /kg]

Koefisien transfer massa K_g

Dihitung dengan persamaan :

$$K_g = \frac{h_o \times (Pr)^{\frac{1}{3}}}{c_{pl} \times P_{gf} \times M_w \times \left(\frac{\mu_l}{\rho_l \times D_{ab}} \right)^{\frac{1}{3}}}$$

(Kern, D.Q., *Process Heat Transfer*, halaman 343)

Dengan hubungan :

C_{pgav} = Kapasitas panas fase gas [kJ/kg K]

C_{pl} = Kapasitas panas embunan [kJ /kg K]

D_{ab} = Diffusivitas bahan kondensabel [m² / s]

h_o = Koefisien perpindahan kalor pada selongsong [kJ/m² s K]

K_{thav} = Konduktivitas thermal gas [kJ /m s K]

M_w = Massa molekul uap [kg /kmol]

P_{gf} = Beda tekanan uap rerata [bar]

μ_{av} = Viskositas rerata fase gas [kg / m s]

μ_l = Viskositas embunan [kg / m s]

ρ_l = Rapat massa embunan [kg / m³]

Diffusivitas :

Dihitung dengan persamaan :

$$D_{ab} = 0.0166 \frac{T^{\frac{3}{2}}}{P_t \times \left(v_a^{\frac{1}{3}} + v_b^{\frac{1}{3}} \right)^2} \times \left[\frac{1}{M_a \frac{kg}{kmol}} + \frac{1}{M_b \frac{kg}{kmol}} \right]^{0.5}$$

(Kern, D.Q., *Process Heat Transfer*, halaman 292)

Dengan hubungan :

D_{ab} = diffusivitas [ft² /jam]

M_a = Massa molekul bahan yang mendifusi [kg /kmol]

M_b = Massa molekul bahan bahan inert [kg /kmol]

P_t = Tekanan operasi [atm]

v_a = Volume molekular bahan yang mendifusi

v_b = Volume molekular bahan inert

T = Suhu rerata (K)

Untuk perhitungan ini, bahan yang mendifusi diwakili oleh NH₃ dan H₂O

V molekular NH₃, $v_a = 26,7$

V molekular H₂O, $v_b = 14,8$

TABLE 13.3. ATOMIC VOLUMES

Bromine.....	27.0
Sulfur.....	25.6
Oxygen.....	7.4
In methyl esters.....	9.1
In higher esters and ethers.....	11.0
In acids.....	12.0
Carbon.....	14.8
Chlorine.....	24.6
Hydrogen.....	3.7
Nitrogen.....	15.6
In primary amines.....	10.5
In secondary amines.....	12.0
For benzene ring formation deduct.....	15
For naphthaline deduct.....	30
For the hydrogen molecule use.....	$v = 14.3$
For air use.....	$v = 29.9$

BM bahan yang mendiffusi, Ma	= 17 kg/kmol
BM bahan yang inert, Mb	= 18 kg/kmol
Tekanan operasi	= 6,2422 atm
Dicoba : Suhu kondensast, Tk	= 446,8180 K
Tekanan uap air, Pk = P uap	= 0,7521 atm
pg'	= 5,4901 atm
pg''	= 0,5205 atm
$pgf = \frac{Pg' - Pg''}{\ln(P'/P'')}$	= 2,1094 atm
Pada Tk	= 446,81 K
Panas laten penguapan, hvap	= 408,8782 kJ/kg
Viskositas kondensat, μ_l	= 0,0002 kg/ms
Rapat massa kondensat, ρ_l	= 285,2268 kg/m ³
Kapasitas panas kondensat, cpl	= 2,9035 kJ/kg.K
Mr	= 93 kg/kmol

Bila dimasukkan ke persamaan diffusivitas diperoleh :

$$D_{ab} = 4,00 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$K_g = 0,00598 \text{ kJ.kmol/m}^2 \cdot \text{atm}$$

Ruas Kiri

$$R_1 = h_o (T_g - T_k) + K_g M_v \lambda (P_{cond} - P_k)$$

$$R_1 = 1185,6586 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s}$$

Ruas tengah

$$h_{io} (T_k - T_w) = 37,9871 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K} (446,81 \text{ K} - 416,38 \text{ K})$$

$$R_2 = 1158,18 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$R_{1-2} = -28,47 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s}$$

Ruas Kanan

$$U_c (T_g - T_w) = 1185,65 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$U_c \text{ Subzone 2} = 6,7136 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan

$$U_c = \frac{Q_t}{\frac{Q_{\text{subzona 1}}}{U_c \text{ subzona 1}} + \frac{Q_{\text{subzona 2}}}{U_c \text{ subzona 2}}}$$

$$U_c = 9,8352 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

8. Faktor Pengotor

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

$$R_d = \frac{1 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{\text{kJ}}}{0,4516} - \frac{1 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{\text{kJ}}}{9,8743} = 2,1125 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}$$

Faktor pengotor minimum

$$R_{d\text{min}} = 0,002 \text{ ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F/BTU}$$

$$= 0,3522 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}$$

Maka dengan nilai $R_d > R_{d\text{min}}$, dapat digunakan.

9. Penurunan Tekanan

a. Shell

Dihitung dengan persamaan 12.47, Kern, D.Q., halaman 273:

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G s^2 I d s}{2 \rho f D e}$$

Jumlah baffle :

$$(N+1) = L/B = 53,33$$

$$\text{Res} = 8846,7490$$

Faktor Friksi

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}}$$

$$f = 0,0093$$

Penurunan Tekanan :

$$\begin{aligned}\Delta P_s &= 100,4497 \text{ Pa} \\ &= 0,00099 \text{ atm} \\ &= 0,0146 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 10 \text{ Psi}$$

$\Delta P_{\text{shell allowable}} < \Delta P_s \text{ max}$, sehingga ΔP_{shell} perancangan diterima.

b. Tube

$$Re = 5338,64$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{Re^{0,32}}$$

$$f = 0,0094$$

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho_{\text{pump}} I d}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_t &= 4588,4186 \text{ Pa} \\ &= 0,0453 \text{ atm} \\ &= 0,6655 \text{ psi}\end{aligned}$$

Penurunan Tekanan karena belokan

$$\begin{aligned}g &= 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 32,2 \text{ ft/s}^2\end{aligned}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times \text{pass} \times V t^2}{s \times 2 \times g}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_r &= 0,1319 \text{ Pa} \\ &= 1,30 \text{E-}06 \text{ atm} \\ &= 1,91 \text{E-}05 \text{ psi}\end{aligned}$$

Penurunan tekanan total pada tabung

$$\Delta P_T = 6,65 \text{E-}01 \text{ psi}$$

$$\Delta P_t \text{ max} = 10 \text{ Psi}$$

$\Delta P_{\text{tube allowable}} < \Delta P_s \text{ max}$, sehingga ΔP_{tube} perancangan diterima.

Ringkasan Condensor Partial (CDP-01)

1. Ukuran Alat

Ids	= 0,4572 m
Jumlah Pipa	= 214
n pass	= 4
Panjang Tube,L	= 4,8768 m
Susunan pipa	= ¾ in pada 15/16 in ,triangular pitch
Luas perpindahan kalor Standart	= 62,4588 m ²
Beban panas total	= 6176142,8117 kJ/jam

2. Suhu Fluida Panas

Suhu Masuk	= 662,2530 K
Suhu Keluar	= 570,0930 K

3. Media Pendingin

Jenis	= Dowtherm A
Suhu masuk	= 416,38
Suhu Keluar	= 674,7482

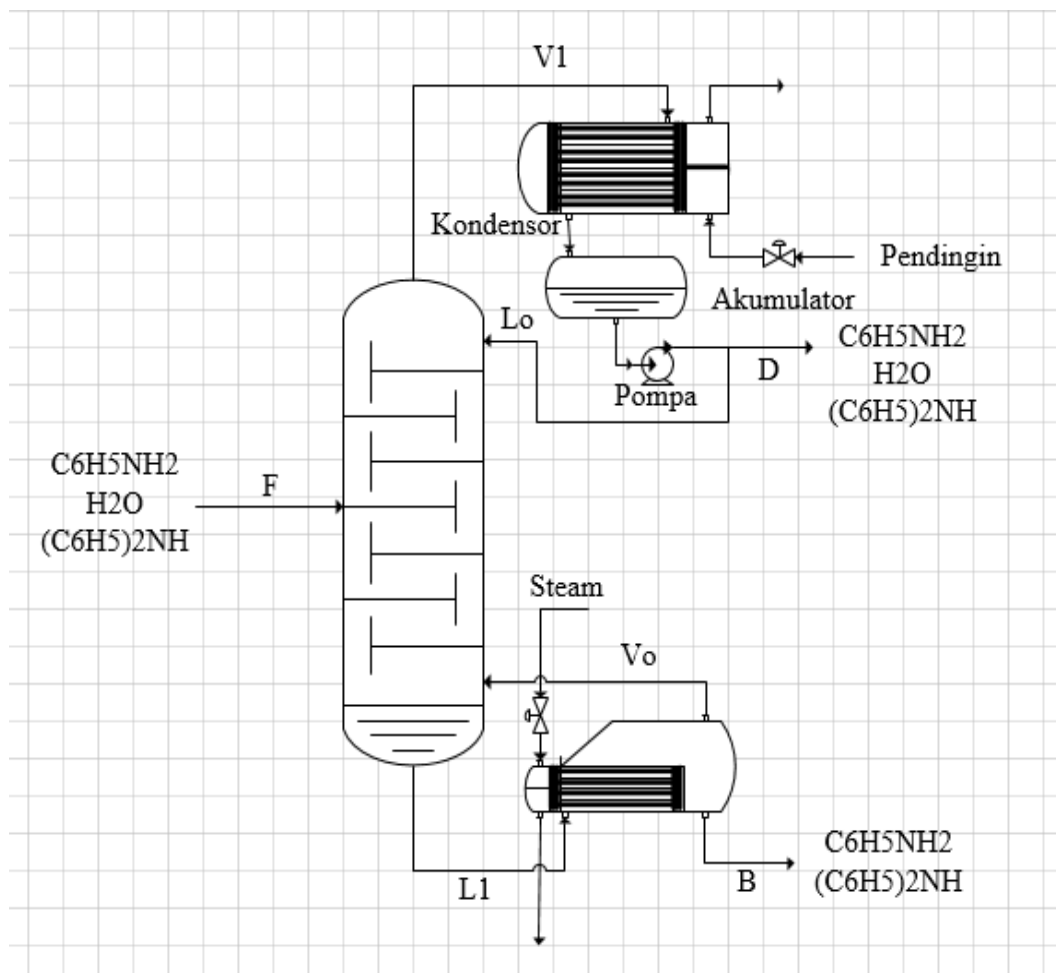
4. massa dowtherm A yang diperlukan = 11000 kg/jam

ho	= 0,8640 kJ/m ² .s.K
hio	= 38,0508 kJ/m ² .s.K
Uc	= 9,8352 kJ/m ² .s.K
Ud	= 0,4516 kJ/m ² .s.K
Rd terhitung	= 2,1129 kJ/m ² .s.K
Rd minimum	= 0,3522 kJ/m ² .s.K
Pressure drop shell	= 0,00099 atm
Pressure drop tube	= 4,53E-02 atm

**MENARA DISTILASI
(MD-01)**

Tugas : Memisahkan campuran antara $C_6H_5NH_2$, H_2O , dan $(C_6H_5)_2NH$ pada suhu 478,273 K dan tekanan 1,0563 atm.

Jenis alat : *Sieve tray Distillation Tower*



Gambar. Menara Distilasi (MD-01)

Menara Distilasi (MD-01)

Data Umpan Masuk Menara Distilasi (MD-01)

Data kondisi operasi :

$$\text{Suhu } (T_1) = 205,123 \text{ } ^\circ\text{C} = 478,273 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan } (P_t) = 1,0563 \text{ atm}$$

Tabel. Data Komponen Masuk Menara Destilasi

Komponen	BM	Umpan MD		Fraksi Massa
		F (Kmol/jam)	F (Kg/jam)	Xi
C6H5NH2	93	10,3947	966,7033	0,1409
H2O	18	3,3735	60,7226	0,0457
(C6H5)2NH	169	60,0093	10141,57	0,8134
Total	-	73,7775	11169,023	1

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

$$K_i = \frac{P_i}{P_{total}}$$

Dimana:

P_i = Tekanan uap masing-masing komponen

P_{total} = Tekanan operasi

Komposisi umpan masuk dari neraca massa :

Komponen	BM	kg/jam	%berat	kmol/jam	%mol
C6H5NH2	93,129	966,7033	0,0760	10,3947	0,1248
H2O	18	60,7226	0,0054	3,3735	0,0463
(C6H5)2NH	169,226	10141,57	0,9184	60,0093	0,8289
Total		11169,0023	1	73,7775	1

Menara Distilasi (MD-01)

Komposisi distilat dari neraca massa :

Komponen	BM	kg/jam	% berat	kmol/jam	% mol
C ₆ H ₅ NH ₂	93	926,1370	0,9014	9,9585	0,7338
H ₂ O	18	60,0726	0,0591	3,3374	0,2486
(C ₆ H ₅) ₂ NH	169	40,5663	0,0395	0,2400	0,0177
Total		1027,4259	1	13,5720	1

Komposisi residu dari neraca massa :

Komponen	BM	kg/jam	% berat	kmol/jam	% mol
C ₆ H ₅ NH ₂	93,129	40,5663	0,004	0,4362	0,0072
H ₂ O	18	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
(C ₆ H ₅) ₂ NH	169,226	10101,0101	0,9960	59,7693	0,9928
Total		10141,5764	1	60,2055	1

Tekanan Uap

Tekanan Uap

Persamaan dan data diperoleh dari yaws, C, L, "Chemical Properties Handbook" (1999), Mc Graw Hill, New York.

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

Dimana :

P = Tekanan Uap (mmHg)

A, B, C, D, E, = Koefisien

T = Suhu (K)

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	29,8605	-3,15E+03	-7,3037	2,42E-09	1,80E-06
C ₆ H ₅ NH ₂	124,38	-7167,6	-42,763	1,73E-02	5,71E-15
(C ₆ H ₅) ₂ NH	9,7736	-3900,8	0,9121	-5,89E-03	2,30E-06

Rapat Massa Fase Cair

DATA RHO LIQUID MASING-MASING KOMPONEN (gr/cm³)

Diperoleh dari Yaws, 1999

Dihitung dengan persamaan :

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

Dimana :

ρ_l = rapat massa fase cair (g/cm³)

T = suhu operasi (K)

T_c = suhu kritis (K)

A, B, n = konstanta

Komponen	A	B	n	T _c
H ₂ O	0,34710	0,2740	0,2857	647.13
C ₆ H ₅ NH ₂	0,119	0,25	0,2857	699
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0,3141	0,2455	0,2833	817

Tegangan Muka Diperoleh dari Yaws, 1999

Dihitung dengan persamaan :

$$\sigma = A\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Dimana :

Sigma = Tegangan muka (dyne/cm)

T = Suhu Operasi (K)

T_c = Suhu Kritis (K)

A, n = Konstanta

Komponen	A	T _c	N
H ₂ O	132,674	647,13	0,955
C ₆ H ₅ NH ₂	77,26	699	1,08
(C ₆ H ₅) ₂ NH	78,53	817	1,3173

Viskositas Fase Cair

Diperoleh dari Yaws

Persamaan yang digunakan :

$$\log_{10} n_{lq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Dimana :

n_{lq} : Viskositas fase cair (cp)

T : Suhu operasi (K)

A, B, C, D : Konstanta

Komponen	viska	viskb	viskc	viskd
H2O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05
C6H5NH2	-13,863	2,51E+03	0,0257	-1,83E-05
(C6H5)2NH	-16,08	3,23E+03	0,0266	-1,63E-05

Asumsi :

1. Menara distilasi bekerja pada keadaan *steady* (tunak).
2. Pada setiap *plate* terjadi kesetimbangan fase.
3. Aliran dalam setiap *plate* konstan.
4. Koefisien kesetimbangan fase mengikuti persamaan $K_i = \frac{P_i}{P_T}$

Dimana :

P_i : tekanan uap masing-masing komponen (mmHg)

P_{total} : tekanan operasi (mmHg)

1. Kondisi Operasi

- a. Komponen kunci

Dipilih :

Komponen kunci ringan (*light key*) : C₆H₅NH₂

Komponen kunci berat (*heavy key*) : (C₆H₅)₂NH

- b. Recovery

Menara Distilasi (MD-01)

Recovery pada Menara Distilasi didapat = 88,80%

c. Kondisi umpan

$$P_T = 1.0563 \text{ atm}$$

Suhu didih dihitung dengan cara trial sampai diperoleh $\sum y_i = \sum K_i \cdot x_i = 1$

Komponen	kmol /jam	fraksi mol (xi)	Puap [atm]	$K_i = \text{Puap}/P_{\text{tot}}$	$y_i = K_i \cdot x_i$	$\alpha_i = K_i / K_{\text{hk}}$
C6H5NH2	10,3947	0,1409	1,6335	1,5465	0,2179	21,2172
H2O	3,3374	0,0457	17,0270	16,1195	0,7371	221,1580
(C6H5)2NH	60,0093	0,8134	0,0770	0,0729	0,0593	1
Total	72,0123	1,0000			1,0142	243,3752

Diperoleh suhu didih umpan (T_{didih}) = 478,2727 K (*trial and error*)

d. Kondisi operasi atas

1. Suhu embun distilat

$$P_T = 1.0563 \text{ atm}$$

Dihitung dengan cara iterasi sampai diperoleh $\sum x_i = \sum y_i / K_i = 1$

Komponen	kmol/jam	y_i	Puap [atm]	$K_i = \text{Puap} / P_T$	$x_i = y_i / K_i$	$\alpha_i = K_i / K_{\text{hk}}$
C6H5NH2	9,9585	0,7338	1,2275	1,1621	0,63141	24,0523
H2O	3,3374	0,2486	13,1693	12,4674	0,01994	258,0432
(C6H5)2NH	0,2400	0,0177	0,0510	0,0483	0,36606	1
Total	13,5720	1			1,0174	

Diperoleh $T_{\text{embun}} = 466,0539 \text{ K}$ (*trial and error*)

2. Kondisi operasi bawah

$$P_T = 1.0563 \text{ atm}$$

Suhu operasi bawah merupakan suhu didih dari residu, dihitung dengan cara trial suhu sampai diperoleh $\sum y_i = \sum K_i \cdot x_i = 1$

Komponen	kmol /jam	x_i	Puap [atm]	$K_i = \text{Puap} / P_T$	$y_i = K_i \cdot x_i$	$\alpha_i = K_i / K_{\text{hk}}$
C6H5NH2	0,4362	0,0072	9,7984	9,2762	0,0672	9,8774
H2O	0,0000	0,0000	87,2319	82,5825	0,0000	87,9348
(C6H5)2NH	59,7693	0,9928	0,9920	0,9391	0,9323	1,0000
Total	60,2055	1,0000			1,000	

Diperoleh suhu didih residu (T_{didih}) = 575,1246 K (*trial and error*)

3. Koreksi *Light Key Component* dan *Heavy Key Component*:

Dari persamaan 9.164 Treybal, *key component* dapat ditentukan sebagai berikut :

$$\frac{x_j D}{z_j F} = \left[\frac{(\alpha_j - 1)x_{lk}}{(\alpha_{lk} - 1)z_{lk}} + \frac{(\alpha_{lk} - \alpha)x_{hk}}{(\alpha_{lk} - 1)z_{hk}} \right] \cdot \frac{D}{F}$$

α rata-rata :

$$\alpha_{\text{H}_2\text{O}} \text{ rata-rata} = \sqrt{\alpha_{top} \times \alpha_{bottom}} = \sqrt{258,0432 \times 87,9348} = 150,6353$$

$$\alpha_{\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2} \text{ rata-rata} = \sqrt{\alpha_{top} \times \alpha_{bottom}} = \sqrt{24,0523 \times 9,8774} = 15,4134$$

$$\alpha_{(\text{C}_6\text{H}_5)_2\text{NH}} \text{ rata-rata} = \sqrt{\alpha_{top} \times \alpha_{bottom}} = \sqrt{1 \times 1} = 1$$

maka :

1. Untuk H₂O :

$$\frac{x_j D}{z_j F} = \left[\frac{(150,6353-1) \times 0,7051}{(51,7265-1) \times 0,7051} + \frac{(24,0523-150,6353) \times 0,0197}{(51,7265-1) \times 0,0917} \right] \times \frac{12,1279}{72,0123} = 7,0281$$

2. Untuk C₆H₅NH₂ :

$$\frac{x_j D}{z_j F} = \left[\frac{(15,4134-1) \times 0,7051}{(51,7265-1) \times 0,7051} + \frac{(24,0523-15,4134) \times 0,0197}{(51,7265-1) \times 0,0917} \right] \times \frac{12,1279}{72,0123} = 0,6811$$

3. Untuk (C₆H₅)₂NH:

$$\frac{x_j D}{z_j F} = \left[\frac{(1-1) \times 0,7051}{(51,7265-1) \times 0,7051} + \frac{(24,0523-1) \times 0,0197}{(51,7265-1) \times 0,0917} \right] \times \frac{12,1279}{72,0123} = 0,0045$$

Jika $(x_j D/z_j F) < 0,01$ atau $(x_j D/z_j F) > 1,01$, komponen tidak terdistribusi.

Jika $0,01 < (x_j D/z_j F) < 0,99$, komponen terdistribusi.

H₂O : Tidak Terdistribusi ($D > 1,01$ hanya ada di Distilat)

C₆H₅NH₂ : Terdistribusi (*Light Key Component*)

(C₆H₅)₂NH : Terdistribusi (*Heavy Key Component*)

2. Jumlah plate minimum (N_{min})

Dihitung dengan persamaan Fenske :

$$N_{min} = \frac{\log \left\{ \left[\frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right]_D \left[\frac{x_{hk}}{x_{lk}} \right]_B \right\}}{\log \alpha_{avg_{lk}}}$$

$$\alpha_{lk-hk} = \alpha_{av} = \sqrt{\alpha_{top} \times \alpha_{bottom}}$$

Dimana :

x_{lk} : fraksi mol komponen kunci

ringan x_{hk} : fraksi mol komponen kunci berat

D : distilat

B : residu

α_{av} : volatilitas relatif rata-rata

α_{top} : volatilitas relatif pada distilat = $\left(\frac{K_{lk}}{K_{hk}} \right)_{top}$

α_{bottom} : volatilitas relatif pada bottom = $\left(\frac{K_{lk}}{K_{hk}} \right)_{bottom}$

$$N_{min} = \frac{\log \left\{ \left[\frac{0,7051}{0,0197} \right]_D \left[\frac{0,9928}{0,0072} \right]_B \right\}}{\log 15,4134}$$

$$N_{min} = 3,16$$

$$N_{min} \approx 3$$

Maka diperoleh $N_{min} = 3$ plate

3. Refluk minimum

Dihitung dengan persamaan Underwood:

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i \cdot x_{fi}}{\alpha_i - \alpha_{fi}} \qquad R_{min} + 1 = \sum \frac{\alpha_{Di} \cdot x_{Di}}{\alpha_{Di} - \theta}$$

Dimana :

q : kondisi termal umpan (panas yang di perlukan untuk menjadikan mol umpan uap jenuh / panas laten mol)

Menara Distilasi (MD-01)

$q = 1$ untuk umpan pada titik didihnya (dair jenuh)

$q = 0$ untuk umpan pada titik embunya (uap Jenuh)

α_i : volalitas relative masing masing konmponen

x_{fi} : fraksi mol masing-masing komponen umpan

Θ_{fi} : konstanta Underwood (besarnya antara α_{lk} dan α_{hk})

R_{min} ; refluks rasio minimum

a. Konstanta Underwood

Asumsi : umpan masuk pada keadaan cair jenuh ($q = 1$)

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{fi}}{\alpha_i - \theta_{fi}} = 1 - q = 0$$

Komponen	Xf	α_f	$\alpha \cdot X_f / \alpha - \Theta$
C6H5NH2	0,1409	21,2172	0,1798
H2O	0,0457	221,1580	0,0467
(C6H5)2NH	0,8134	1,0000	-0,2264
Total	1		0,00

Diperoleh $\theta = 4,59$

b. Refluks rasio minimum (R_{min})

$$R_{min} = \sum \frac{\alpha_{Di} \cdot x_{Di}}{\alpha_{Di} - \theta} - 1$$

Komponen	Xd	α_d	$\alpha \cdot X_d / \alpha - \Theta$
C6H5NH2	0,7338	24,0523	0,9069
H2O	0,2486	258,0432	0,2531
(C6H5)2NH	0,0177	1,0000	-0,0049
Total	1		1,1551

Diperoleh $R_{min} = 1,1551 - 1 = 0,1551$

4. Refluk operasi

Refluk rasio operasi berkisar antara 1,2 sampai 1,3 R_{min}

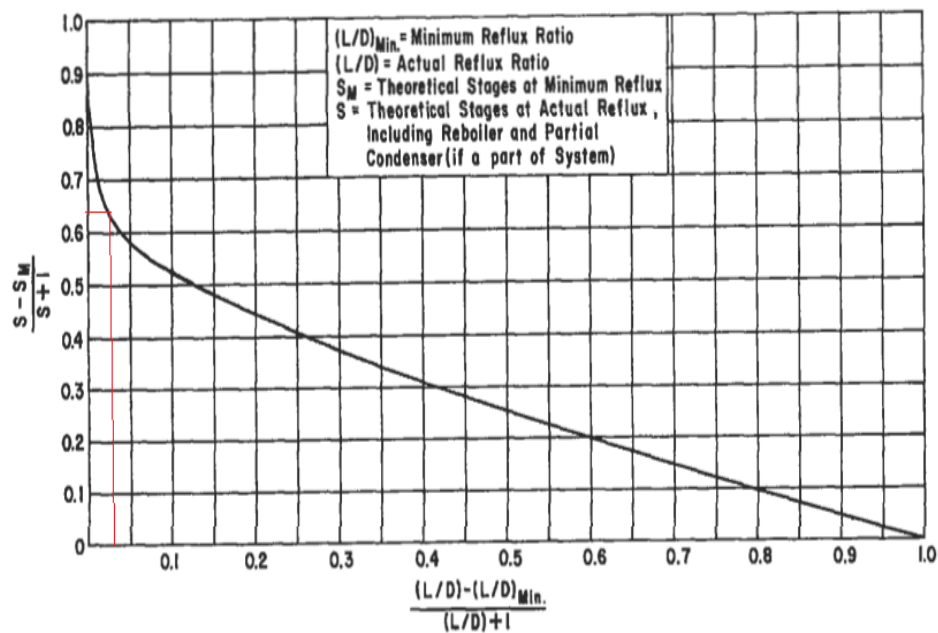
(Towler, G., Ray Sinnott, Chemical Engineering Design, Elsevier, San Diego, 2008, hal. 181).

Asumsi :

$$\begin{aligned} \text{Refluk operasi} &= 1,3 R_{min} \\ &= 1,3 (0,1551) \\ &= 0,2015 \end{aligned}$$

5. Jumlah plate ideal

$$\frac{R_{op} - R_{min}}{R_{op} + 1} = 0,0387$$



Diperoleh dari grafik Gilliland

(Ludwig, E.E., Applied Process Design for Chemical and PetroChemical Plant, Gulf Publishing, Houston, 1987, ed III, vol 3, hal.30).

Diperoleh :

$$\frac{N_{ideal} - N_{min}}{N_{ideal} + 1} = 0,64$$

$$\frac{N_{ideal} - 2}{N_{ideal} + 1} = 0,64$$

Menara Distilasi (MD-01)

$$N_{ideal} - 2 = 0,64 N_{ideal} + 0,64$$

$$0,36 N_{ideal} = 3,64$$

$$N_{ideal} = \frac{3,64}{0,36}$$

$$N_{ideal} = 10,1$$

Maka diperoleh $N_{ideal} = 10$, sehingga diperoleh

$$\frac{N}{N_{min}} = \frac{10}{3} = 3,33$$

$$\frac{R}{R_{min}} = \frac{0,2121}{0,1632} = 1,3$$

6. Efisiensi plate

Didekati dengan cara korelasi Gililand

(Ludwig, E.E., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant, Gulf Publishing, Houston, 1987, vol 2, ed III, hal.30).

Dimana : μ_f = viskositas rerata

dalam umpan

a. Viskositas rerata pada umpan menara

$$T_{didih} = 478,2727 \text{ K}$$

Komponen	fraksi mol	μ_f cP (kg/ms)	α_f	$\alpha_f \mu_f x_f$
C6H5NH2	0,7338	0,3139	44,9063	0,1034
H2O	0,2486	0,1326	582,9745	0,1921
(C6H5)2NH	0,0177	0,4594	1,0000	0,00008
Total	1,0000			0,2956

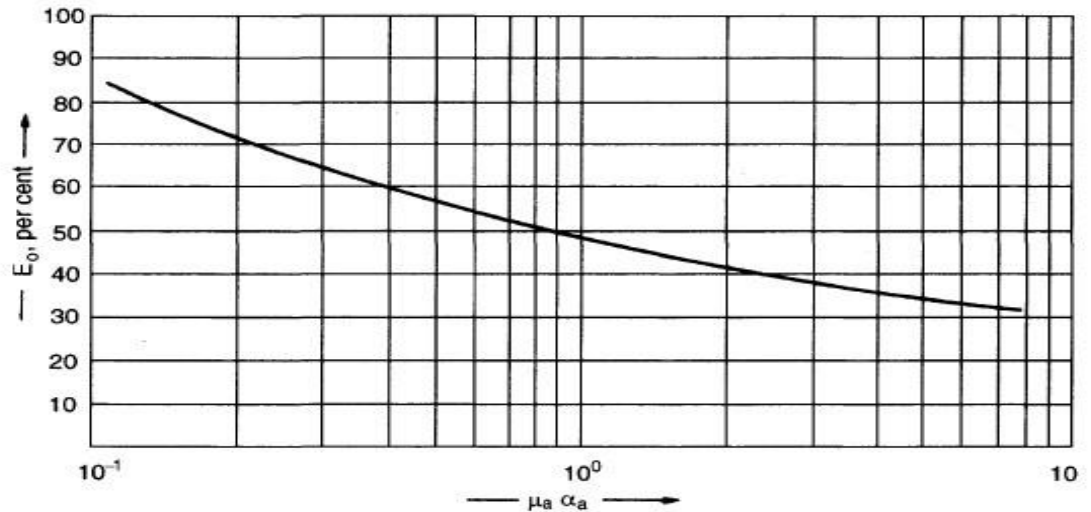


Figure 11.13. Distillation column efficiencies (bubble-caps) (after O'Connell, 1946)

Figure 8-16. Column efficiency a function of average column viscosity and relative volatility

Dari Fig.8-16, diperoleh efisiensi 49%

7. Jumlah plate aktual

$$N_{aktual} = \frac{N_{ideal}}{efisiensi}$$

Dimana :

N_{aktual} : jumlah plate aktual

N_{ideal} : jumlah plate ideal
Efisiensi : efisiensi plate

$$N_{aktual} = \frac{10}{0,49} = 21$$

8. Letak plate umpan (*feed tray*)

Dihitung dengan persamaan Kirk Bridge

(Towler, G., Ray Sinnott, 2008, *Chemical Engineering Design*, Elsevier, San Diego, hal, 676).

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_f, hk}{x_f, lk} \right) \left(\frac{x_B, lk}{x_D, hk} \right)^2 \right]$$

Dimana :

N_r : jumlah plate pada rectifying/enriching

N_s : 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

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,13341$$

$$\frac{N_r}{N_s} = 10^{0,13341}$$

$$\frac{N_r}{N_s} = 1,3596$$

$$N_r = 1,3596 \times N_s$$

$$N_s + N_r = 21$$

$$N_s + 1,3596 N_s = 21$$

$$2,3596 N_s = 21$$

$$N_s = 21/2,3596$$

$$N_s = 9$$

$$N_r = 21 - 9 = 12$$

Maka, menara distilasi terdiri dari :

$$\text{Seksi enriching/rectifying (} N_r \text{)} = 12$$

$$\text{Reboiler} = 1$$

$$\text{Seksi stripping} = N_s - \text{reboiler} = 9 - 1 = 8$$

9. Diameter dan tinggi menara

Dihitung berdasarkan kecepatan flooding, kondisi dievaluasi pada puncak menara dan dasar menara.

a. Puncak menara

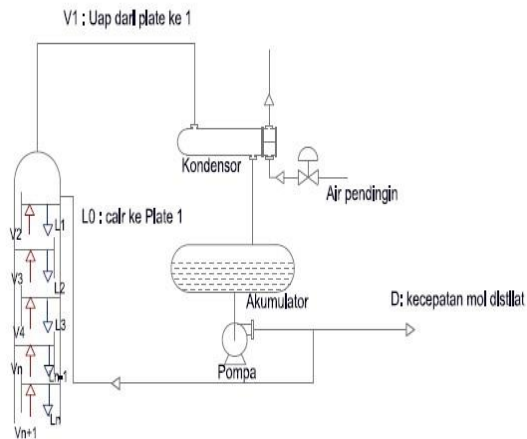
Menara Distilasi (MD-01)

Sketsa permasalahan

Tekanan = 1.0563 atm

Suhu uap = 466.0539 K

Suhu cairan = 412,1580 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

$$V_1 = V_2 = V_n = V_{n+1} = V$$

$$L_0 = L_1 = L_2 = L_n = L$$

Neraca komponen pada puncak menara :

$$V y_{1,1} = L x_{0,1} + D x_{D1}$$

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 :

$$V = L_o + D$$

$$L_o / D = R_{op}$$

$$V = (R_{op} + 1)D$$

$$V = (0,2015 + 1) 13,4997 \text{ kmol/jam} = 16,2212 \text{ kmol/jam}$$

Komposisi uap

Fraksi mol uap = fraksi mol distilat karena kondensor total, maka komposisi uap dapat dihitung berdasarkan persamaan :

$$V_i = y_i \cdot V$$

Menara Distilasi (MD-01)

Dimana :

V : kecepatan mol uap total (kmol/jam) = 14,7003 kmol/jam

V_i : kecepatan mol masing masing komponen uap (kmol/jam)

y_i : fraksi mol masing masing komponen

Komponen	Y _i	kmol/jam	BM (kg/kmol)	kg/jam	Fraksi massa
C ₆ H ₅ NH ₂	0,7338	11,9023	93	1106,91	0,9014
H ₂ O	0,2486	4,0320	18	72,57	0,0591
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0,0177	0,2869	169	48,48	0,0395
Total	1,0000	16,2212		1227,9778	1,0000

Komposisi cair

Dihitung menggunakan persamaan :

$$L_i = V_i - D_i$$

Dimana :

L_i : kecepatan mol masing masing komponen cair (kmol/jam)

Komponen	kmol/jam	BM (kg/kmol)	kg/jam	fraksi mol	fraksi massa
C ₆ H ₅ NH ₂	1,9439	93	180,78	0,9014	0,7338
H ₂ O	0,6585	18	11,85	0,0591	0,2486
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0,0469	169	7,91	0,0395	0,0177
Total	2,6492		200,5519	1,00	1,00

Tinjauan fase uap

Tekanan : 1.0563 atm

Suhu operasi : 466,0539 K

Massa molekul campuran (BM_{camp})

$$\begin{aligned} \text{BM}_{\text{camp}} &= \frac{\text{kecepatan massa uap total}}{\text{Kecepatan mol uap total}} \\ &= 75,7020 \text{ kg/kmol} \end{aligned}$$

Rapat massa uap (ρ_g)

Dihitung menggunakan persamaan Gas Ideal :

$$\rho_g = \frac{BM_{camp} \cdot P_T}{R_g \cdot T}$$

Dimana :

ρ_g : rapat massa uap (kg/m³)

BM_{camp} : berat molekul uap (kg/kmol)

P_T : tekanan total (atm)

R_g : Konstanta gas ideal = 0,08215 m³.atm/kmol.K

T : suhu operasi (K)

$$\rho_g = \frac{75,7020 \frac{kg}{kmol} \times 1,0563}{0,082 \frac{m^3 atm}{kmol K} \times 466,0539} = 2,0911 \frac{kg}{m^3}$$

Tinjauan fase cair

Tekanan : 1.0563 atm

Suhu operasi : 466,0539 K

Rapat massa fase cair (ρ_l)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\rho_l = \frac{\text{kecepatan massa uap total}}{\text{Kecepatan mol uap total}} = 861,6491 \text{ kg/m}^3$$

Komponen	kg/jam	ρ_l [kg /m3]	m/ ρ
C6H5NH2	1106,9175	858,7331	1,2890
H2O	72,5755	853,4936	0,0850
(C6H5)2NH	48,4848	948,7746	0,0511
Total	1227,9778		1,4251

Tegangan muka

$$\tau = \sum x_{massi} \cdot \tau_i$$

Dimana :

τ : tegangan muka (dyne/cm)

Menara Distilasi (MD-01)

x_{mass_i} : fraksi massa masing-masing komponen cair

τ_i : tegangan muka masing-masing komponen cair (dyne/cm)

komponen	Kg/jam	xmass	τ [dyne/cm]	xmass τ
C6H5NH2	1106,9175	0,9014	77,26	69,6433
H2O	72,5755	0,0591	132,674	7,8413
(C6H5)2NH	48,4847	0,0395	78,53	3,1006
Total	1087,1309			80,5852

Diperoleh $\tau_{camp} = 80,5952$ dyne/cm

Parameter flooding

Dihitung menggunakan persamaan :

(Towler, G, Ray Sinnott, 2008, *Chemical Engineering Design*, Elsevier, San Diego, hal. 720).

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}}$$

Dimana :

F_{LV} : parameter flooding

L_w : kecepatan massa cair (kg/jam)

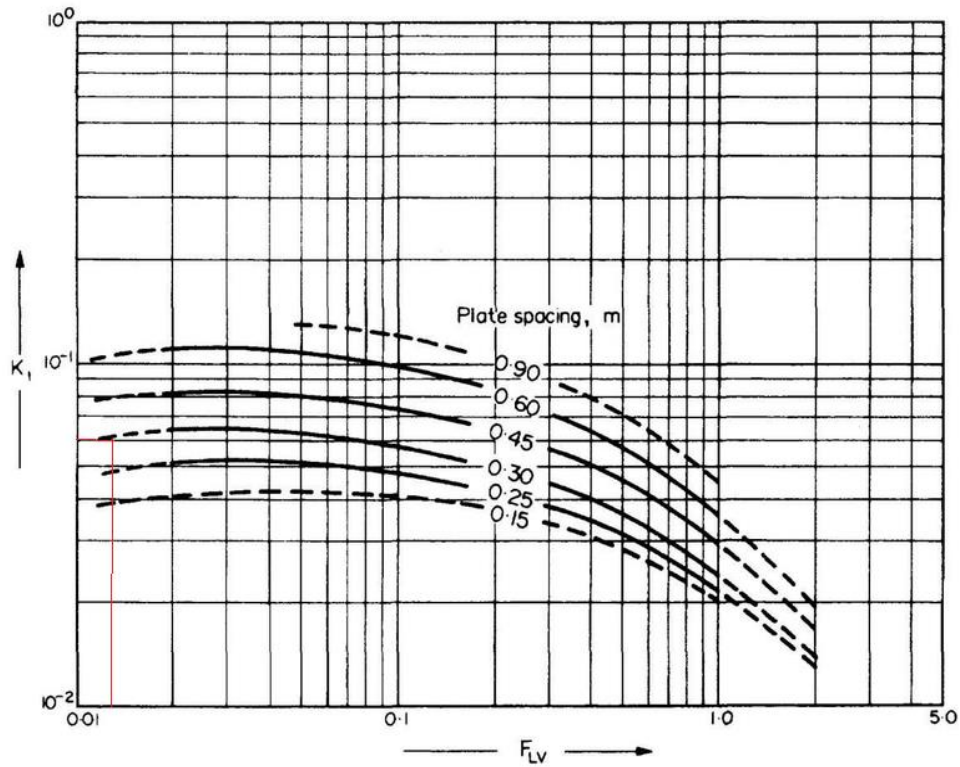
V_w : kecepatan massa uap (kg/jam)

ρ_g : rapat massa fase uap (kg/m³)

ρ_l : rapat massa fase cair (kg/m³)

$$F_{LV} = \frac{200,5591}{1227,9778} \sqrt{\frac{2,0911}{861,6491}} = 0,0132$$

Parameter kecepatan flooding :



(Diperoleh dari fig 11.29 Towler dan Sinnott, hal. 720)

Asumsi : jarak antar plate 0,3 m

Diperoleh $K_1 = 0,06$ m/s

Kecepatan uap maksimum

Dihitung menggunakan persamaan :

$$u_f = K_1 \left(\frac{\rho l - \rho g}{\rho} \right)^{0,5} \left(\frac{\tau}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2}$$

Merupakan adaptasi dari persamaan 11.81 Towler dan Sinnott, hal. 720.

Dimana :

K_1 : parameter kecepatan flooding (m/s)

u_f : kecepatan uap maksimum (m/s)

ρ_l : rapat massa fasa cair (kg/m³)

ρ_g : rapat massa fasa uap (kg/m³)

τ : tegangan muka (dyne/cm)

$$u_f = 0,06 \frac{m}{s} \left(\frac{861,6491 - 2,0428}{2,0911} \right)^{0,5} \left(\frac{80,5852 \text{ dyne/cm}}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2}$$

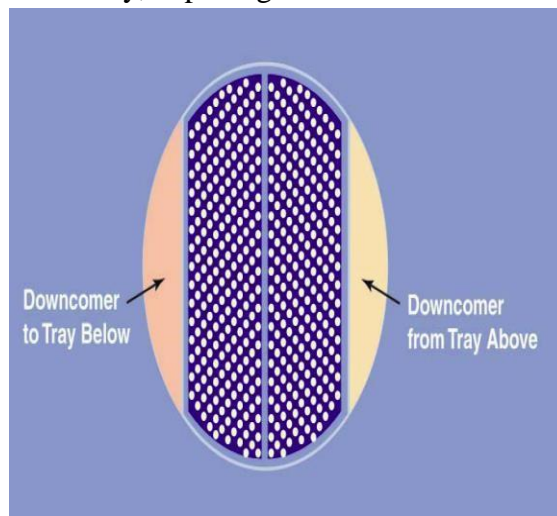
$$u_f = 2,3259 \text{ m/s}$$

Kecepatan volume uap

$$Q_{uap} = \frac{\text{kec massa uap}}{\text{rapat massa uap}} = \frac{1227,9778 \text{ kg/jam}}{2,0911 \text{ kg/m}^3} = 587,2331 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0,1631 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Luas penampang menara

Sieve tray, dapat digambarkan di bawah ini :



Luasan yang ditempati oleh downcomer berkisar antara 10 % sampai 20% dari luas menara.

Dirancang :

Downcomer menempati 20% dari luas total.

Kecepatan operasi uap :

Berkisar antara 80% - 85% kecepatan linear maksimum.

(Towler, G, Ray Sinnott, 2008, Chemical Engineering Design, Elsevier,

San Diego, hal. 720) Dirancang :

kecepatan operasi 80% kecepatan maksimum.

$$u_{op} = 80 \% \cdot u_f = 80 \% \times 1,5006 \frac{m}{s} = 1,2005 \frac{m}{s}$$

penampang tray

$$A_t = \frac{Q_{uap}}{80\% \cdot u_{op}}$$

Dimana :

A_t : luas penampang (m^2)

Q_{uap} : kecepatan volume uap (m^3/s)

u_{op} : kecepatan linear uap (m/s)

$$A_t = \frac{0,1631 \frac{m^3}{s}}{0,8 \times 1,860 \frac{m}{s}} = 0,1095 \text{ m}^2$$

Diameter Menara

$$D_t = \sqrt{\frac{4 \cdot A_t}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 (0,1095 \text{ m}^2)}{3,14}} = 0,3736 \text{ m}$$

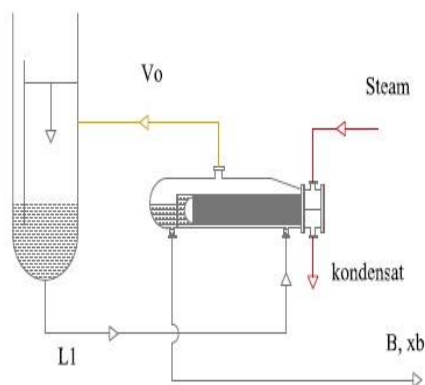
Dipilih diameter standard = 0,5 m = 1,6 ft

b. Dasar menara

Sketsa permasalahan :

Suhu residu (keluar reboiler), $T_{didih} = 572,1246 \text{ K}$

Tekanan, $P_T = 1,0563 \text{ atm}$



L_1 : kecepatan massa cairan (kg/jam)

V_0 : kecepatan massa uap (kg/jam)

B : kecepatan massa residu (kg/jam)

Menara Distilasi (MD-01)

- x_i : fraksi mol fase cair
 y_i : fraksi mol fase uap
 x_B : fraksi mol masing-masing komponen pada residu

Komposisi hasil bawah :

Komponen	kmol/jam	BM (kg/kmol)	kg/jam
C6H5NH2	0,4339	93	40,3502
(C6H5)2NH	59,4510	169	10060,2238
Total	59,8849		10087,5741

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 :

$$V_i = y_i \cdot V$$

$$V = V_0 = 16,2212 \text{ kmol/jam}$$

Komposisi uap terdiri atas :

Komponen	BM (kg/kmol)	y_i	V_i	
			kmol/jam	kg/jam
C6H5NH2	93	0,0072	0,1175	10,9298
(C6H5)2NH	169	0,9928	16,1037	2721,5218
Total		1,0000	16,2212	2732,4517

Menentukan komposisi fase cair masuk reboiler (L_i)

Dihitung dari neraca massa : $L_i = V_i + B_i$

Dimana :

L_i : kecepatan massa fase cair masuk reboiler (kmol/jam)

B_i : kecepatan massa residu reboiler (kmol/jam)

V_i : kecepatan massa fase uap keluar reboiler (kmol/jam)

Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	BM (kg/kmol)	y _i	V _i	
			kmol/jam	kg/jam
C ₆ H ₅ NH ₂	93	0,0072	0,5514	51,2801
(C ₆ H ₅) ₂ NH	169	0,9928	75,5547	12768,7457
Total		1	76,1061	12820,0258

Suhu masuk reboiler

Dihitung secara iterasi sampai diperoleh $\sum y_i = \sum k_i \cdot x_i = 1$

$$P = 1.0563 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

Komponen	kmol/jam	x _i	Puap [atm]	K _i = Puap / P _t	y _i = K _i x _i
C ₆ H ₅ NH ₂	0,5514	0,0072	9,8016	9,2791	0,0672
(C ₆ H ₅) ₂ NH	75,5547	0,9928	0,9924	0,9395	0,9327
total	74,5852	1			1

Diperoleh T_{didih} = 575.1454 K

Tinjauan fase uap

$$P = 1,0563 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu operasi} = 575,1246 \text{ K}$$

$$BM_{\text{camp}} = \frac{2732,4517 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{16,2212 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}} = 168,4493 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

Rapat massa fase uap (ρ_g)

Dihitung menggunakan persamaan gas ideal :

$$\rho_g = \frac{BM_{\text{camp}} \cdot P_T}{R_g \cdot T}$$

$$\rho_g = \frac{168,4493 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \times 1,0563 \text{ atm}}{0,082 \frac{\text{m}^3 \text{ atm}}{\text{kmol K}} \times 575,1246 \text{ K}} = 3,7706 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Tinjauan fase cair

$P = 1,0563 \text{ atm}$

Suhu operasi = 575,1246 K

Rapat massa fase cair (ρ_l)

Dihitung menggunakan persamaan:

$$\rho_l = \frac{\text{kecepatan massa uap total}}{\text{Kecepatan mol uap total}}$$

Komponen	kg/jam	ρ_l [kg /m3]	m / ρ
C6H5NH2	51,2801	726,5168	0,0706
(C6H5)2NH	12768,7457	849,4076	15,0325
total	12820,0258		15,1031

$$\rho_l = \frac{12580,6392 \frac{kg}{jam}}{35,6102 \frac{m^3}{jam}} = 848,8332 \frac{kg}{m^3}$$

Tegangan muka

$$\tau = \sum x_{massi} \cdot \tau_i$$

Komponen	kg/jam	xmass	τ [dyne /cm]	xmass τ
C6H5NH2	51,2801	0,004	11,9218	0,0477
(C6H5)2NH	12768,7457	0,996	15,8005	15,7373
Total	12820,0258	1	27,7223	15,7850

Diperoleh $\tau_{camp} = 15,7850 \text{ dyne/cm}$

Parameter flooding

Dihitung menggunakan persamaan :

(Towler, G, Ray Sinnott, 2008, *Chemical Engineering Design*, Elsevier, San Diego, hal. 720).

$$FLV = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho g}{\rho l}}$$

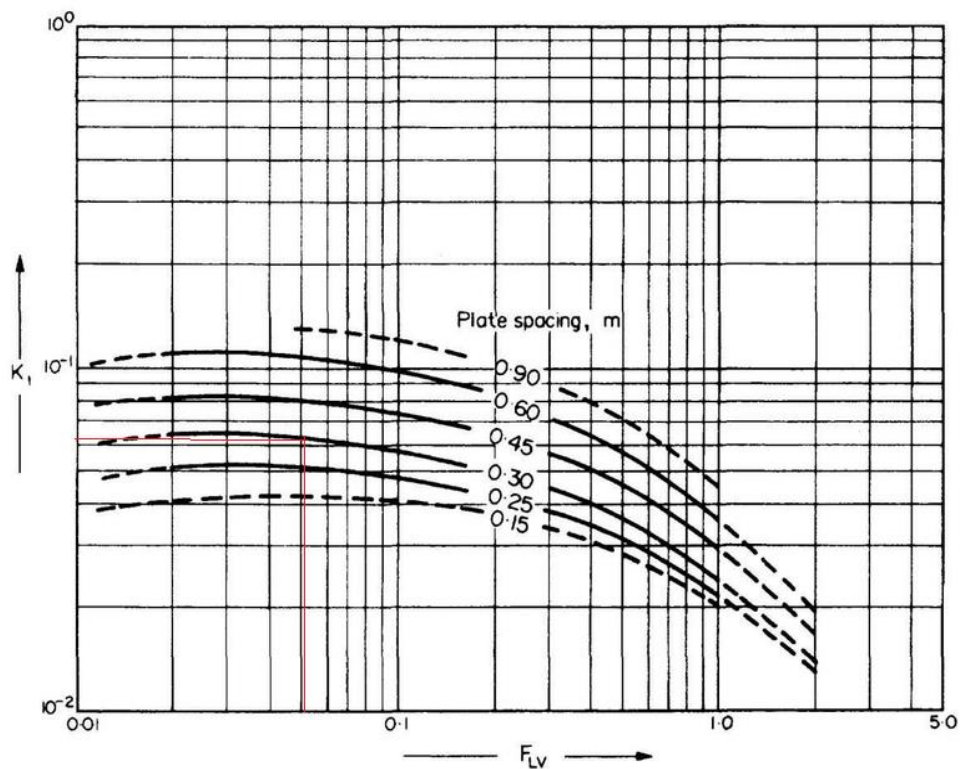
$$F_{LV} = \frac{12580,6392}{2732,4517} \sqrt{\frac{3,7706}{848,8332}} = 0,3127$$

Parameter kecepatan flooding :

Diperoleh dari fig 11.29 (Towler dan Sinnott, hal.720)

Asumsi :

Jarak antara tray = 0,3 m



Dari fig 11.29 diperoleh $K_1 = 0,045$ m

Kecepatan uap maksimum

Dihitung menggunakan persamaan :

$$u_f = K_1 \left(\frac{\rho l - \rho g}{\rho} \right)^{0,5} \left(\frac{\tau}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2}$$

Merupakan adaptasi dari persamaan 11.81 Towler dan Sinnott, hal. 720.

$$u_f = 0,045 \frac{m}{s} \left(\frac{848,8332 - 3,7707}{3,7707} \right)^{0,5} \left(\frac{15,7850 \text{ dyne/cm}}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2}$$

$$u_f = 0,6422 \text{ m/s}$$

Kecepatan volume uap

$$Q_{uap} = \frac{\text{kec massa uap}}{\text{rapat massa uap}} = \frac{2732,4517 \text{ kg/jam}}{3,7707 \text{ kg/m}^3} = 724,6635 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0,2013 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Luas penampang menara

Kecepatan operasi uap :

Berkisar antara 80% - 85% kecepatan linear maksimum.

(Towler, G., hal. 720)

Dirancang :

kecepatan operasi 80% kecepatan maksimum.

$$u_{op} = 80 \% \cdot u_f = 80 \% \times 0,6422 \frac{m}{s} = 0,5140 \text{ m/s}$$

Luas penampang tray

$$A_t = \frac{Q_{uap}}{80\% \cdot u_{op}}$$

Dimana :

A_t : luas penampang (m^2)

Q_{uap} : kecepatan volume uap (m^3/s)

u_{op} : kecepatan linear uap (m/s)

Luas penampang tray

$$A_t = \frac{0,2013 \frac{m^3}{s}}{0,5140 \frac{m}{s}} = 0,3916 \text{ m}^2$$

Diameter Menara

$$D_t = \sqrt{\frac{4 \cdot A_t}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 (0,3916 \text{ m}^2)}{3,14}} = 0,7063 \text{ m}$$

Diambil diameter menara standar = 1 m

Menara Distilasi (MD-01)

Dari Brownell & Young, digunakan bahan *stainless steel* jenis SA-167 tipe 316.

Pada suhu 600 °F

$$\text{Allowable Stress (f)} = 17100 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi sambungan (E)} = 0,85$$

$$\text{Corrosion Allowable (C)} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan design (P)} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$\text{Jari-jari tangki (ri)} = 0,5 \text{ m} = 19,685 \text{ in}$$

Tebal tangki (t_s) dihitung dengan persamaan 3.18 Brownell & Young, hal. 46:

$$t_{shell} = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + c$$
$$t_{shell} = \frac{14,7 \cdot 19,685}{17100 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 14,7} + 0,125$$
$$= 0,1449 \text{ in}$$

$$\text{Dipakai tebal shell (ts)} = \frac{3}{6} \text{ in} = 0,0047625 \text{ m}$$

Diameter Luar Menara

$$\text{ID koreksi} : \quad \text{OD} = D_t + 2 \cdot t_s$$
$$= 0,5 + 2 \times 0,0047625$$
$$= 0,509525 \text{ m} = 20,06 \text{ in}$$

Untuk perancangan digunakan OD standart 40 in atau 1.016 m

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 \cdot 0,0047625 \text{ m}$$

$$1,016 = \text{ID} + 2 \times 0,0047625 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,006475 \text{ m}$$

Tinggi Menara

Dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$H_t = H_1 + H_2 + H_3 + H_4$$

Dimana :

H_t : tinggi total (m)

H_1 : tinggi penyangga (m)

H_2 : tinggi ruang kosong bawah (m)

H_3 : tinggi tray (m)

H_4 : tinggi ruang kosong atas (m)

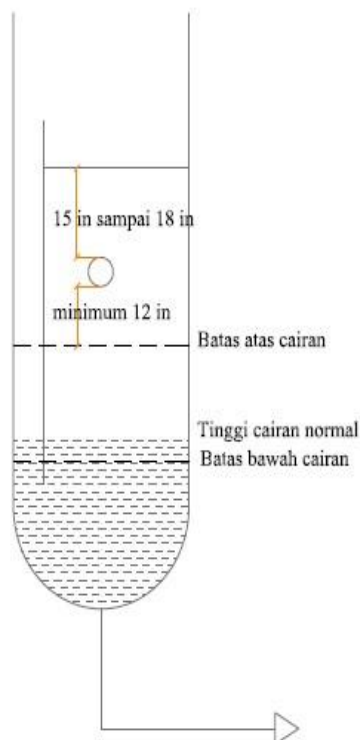
Tinggi penyangga

Dirancang : tinggi penyangga (H_1) = 2 m

Tinggi ruang kosong bawah (H_2)

Dihitung berdasarkan Kister, H.Z., Distillation Operation, Mc Graw Hill, New York, 1991, hal. 84.

Sketsa :



Untuk menghitung tinggi ruang kosong bawah, maka perlu dihitung tinggi cairan, dan diameter pipa.

Tinggi cairan :

Dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$H_1 = \frac{V_1}{A_t}$$

$$V_1 = \frac{L_1 \cdot \theta}{\rho_t}$$

Dimana :

H_1 : tinggi cairan (m)

V_1 : volume cairan (m^3)

A_t : luas penampang menara (m^2)

L_1 : kecepatan volume cairan (m^3/s)

θ : waktu tinggal cairan (s)

Menara Distilasi (MD-01)

ρ_1 : rapat massa cairan (kg/m^3)

Waktu tinggal cairan :

Diprediksi berdasarkan Kister, H.Z., 1991, *Distillation Operations*, Mc Graw Hill, New York, hal. 93.

Diperoleh waktu tinggal, $\theta = 2$ menit

$$V_1 = \frac{213,6671 \text{ kg/menit} \times 2 \text{ menit}}{848,8332 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,5034 \text{ m}^3$$

$$H_1 = \frac{0,5034 \text{ m}^3}{0,7956 \text{ m}^2} = 0,6328 \text{ m}$$

Diameter nozzle untuk uap

Dihitung menggunakan persamaan :

$$D_{\text{nozzle}} = \sqrt{\frac{4 A_p}{\pi}}$$

Dimana :

D_{nozzle} : diameter pipa nozzle (m)

A_p : luas penampang pipa nozzle (m^2)

Luas penampang pipa nozzle

Dihitung menggunakan persamaan :

$$A_p = \frac{Q_v}{v_{\text{lin}}}$$

Q_v : kecepatan uap (m^3/s)

v_{lin} : kecepatan linear fluida masuk dalam nozzle (m/s)

Kecepatan linear fluida

Dihitung dengan menggunakan persamaan :

(Kister, H.Z., *Distillation Operations*, 1991, hal.86)

$$v_{lin} = \sqrt{\frac{4000}{\rho_m}}$$

Dimana :

v_{lin} : kecepatan linear fluida (ft/s)

ρ_m : rapat massa campuran (lb/ft³)

Rapat massa campuran

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{\%uap}{\rho_v} + \frac{\%cair}{\rho_l}}$$

Dimana :

ρ_m : rapat massa campuran (lb/ft³)

ρ_v : rapat massa uap (lb/ft³)

ρ_l : rapat massa cairan (lb/ft³)

Karena fluida yang mengalir dalam nozzle merupakan uap yang berasal dari reboiler maka % cair = 0 dan % uap = 100

$$\rho_v = 3.7707 \frac{kg}{m^3} = 0,2353 \frac{lb}{ft^3}$$

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{100\%}{0,2360 \text{ lb/ft}^3}} = 0,2353 \frac{lb}{ft^3}$$

$$v_{lin} = \sqrt{\frac{4000}{\rho_m}} = \sqrt{\frac{4000}{0,2353}} = 130,2006 \frac{ft}{s} = 39,7329 \text{ m/s}$$

$$A_p = \frac{0,2021 \frac{m^3}{s}}{39,7329 \frac{m}{s}} = 0,005066 \text{ m}^2$$

$$D_{nozzle} = \sqrt{\frac{4 \times A_p}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,005066 \text{ m}^2}{3,14}} = 0,08031 \text{ m}$$

Pipa nozzle standart :

Dipilih berdasarkan tabel 13, Peters, M,S,, K,D., Timmerhaus, 1991, *Plant Design and Economic for Chemical Engineers*, ed. IV, Mc Graw Hill, New York, hal. 888.

Nom- inal pipe size, in.	OD, in.	Sched- ule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft. ft ²		Weight per lin ft., lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40†	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80‡	0.215	0.036	0.106	0.056	0.32
1/4	0.540	40	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80	0.302	0.072	0.141	0.079	0.54
3/8	0.675	40	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80	0.423	0.141	0.177	0.111	0.74
1/2	0.840	40	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80	0.546	0.235	0.220	0.143	1.09
3/4	1.05	40	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80	0.742	0.432	0.275	0.194	1.48
1	1.32	40	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80	0.957	0.718	0.344	0.250	2.17
1 1/4	1.66	40	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80	1.278	1.28	0.435	0.335	3.00
1 1/2	1.90	40	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80	1.500	1.76	0.498	0.393	3.64
2	2.38	40	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80	1.939	2.95	0.622	0.508	5.03
2 1/2	2.88	40	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80	2.323	4.23	0.753	0.609	7.67
3	3.50	40	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80	2.900	6.61	0.917	0.760	10.3
4	4.50	40	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80	3.826	11.5	1.178	1.002	15.0
6	6.625	40	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80	5.761	26.1	1.734	1.510	28.6
8	8.625	40	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80	7.625	45.7	2.258	2.000	43.4
10	10.75	40	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6	2.814	2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

† Schedule 40 designates former "standard" pipe.
‡ Schedule 80 designates former "extra-strong" pipe.

Dipilih :

3 NPS, Sch No 40

Diameter luar : 3,5 in = 0,0889 m

Diameter dalam : 3,068 in = 0,07792 m

H2 = 0,63277 m + (18+12) in x 0,0254 m/in = 1,4836 m

Tinggi Tray (H3)

Dihitung dengan persamaan :

H3 = (ntray – 2) Jarak antar tray

H3 = 21 x 0,3 m = 5,7 m

Tinggi ruang kosong atas (H4)

Tinggi ruang kosong atas dirancang = 1 m

Tinggi Total

Ht = 2 m + 1,4836 m + 5,7m + 1 m

Ht = 10,1837 m

10. Pressure drop

Dihitung menggunakan persamaan :

(Van Winkle,M., 1967, *Distillation*, Mc Graw Hill, New York, hal. 507)

$$\Delta HT = h_o + \beta (h_o + h_{ow} + \frac{\Delta}{2}) + h_\tau$$

Dimana :

ΔHT : pressure drop total (m)

h_o : pressure drop untuk mengatasi lubang perforated (m)

β : faktor areasi

h_{ow} : tinggi cairan diatas weir (m)

Δ : kemiringan ketinggian cairan diatas tray

h_τ : pressure drop untuk mengatasi tegangan permukaan (m)

Perhitungan pressure drop pada seksi enriching dievaluasi pada puncak menara, sedangkan untuk seksi stripping dievaluasi pada dasar menara.

a. Seksi stripping

- Tekanan, P_{total} = 1 atm
Suhu uap, T_{dew} = 466,0539K
Suhu cair, T_{didih} = 412,1580 K

1. Pressure drop untuk mengatasi lubang perforated Dihitung

menggunakan persamaan :

(Van Winkle, “*Distillation*”, Mc, Graw Hill, New York, 1967, hal. 519)

$$h_o = 0,186 \text{ in} \left(\frac{u_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_l}$$

Dimana :

- C_o : koefisien uap lewat lubang perforated
 u_h : kecepatan linear uap melewati lubang perforated (ft/s)
 ρ_v : rapat massa gas (kg/m^3)
 ρ_l : rapat massa cair (kg/m^3)

Untuk menghitung kecepatan linear uap, diperlukan data lubang perforated dan tebal tray.

Tebal tray berkisar antara 12 Gage sampai 16 Gage, Dipilih diameter lubang perforated, d_o : 3 mm (Towler and Sinnott, “*Chemical Engineering Design Principles*”, Mc Graw Hill, New York 2008, hal. 726).

Tebal tray dipilih 12 Gage = 0,875 in (Towler and Sinnott, “*Chemical Engineering Design Principles*”, Mc Graw Hill, New York 2008, hal. 727).

Lubang perforated disusun secara triangular dengan Pitch = 4 d_o .

Pitch berkisar antara 2 d_o sampai 4 d_o (Towler and Sinnott, hal. 727).

$$d_o = \frac{3}{16} \text{ in} = 0.0048 \text{ m}$$

$$\text{pitch} = 4 \cdot d_o = 0.0191 \text{ m}$$

Luas aktif, $A_a = 80\% \cdot A_{total}$

$$A_{total} = \frac{\pi D_t^2}{4} = \frac{3,14 \times (1\text{m})^2}{4} = 0.7956 \text{ m}^2$$

$$A_a = 0,8 \times 0.7956 \text{ m}^2 = 0.6365 \text{ m}^2$$

Luas lubang perforated total

Dihitung menggunakan persamaan :

$$A_h = A_a \left(\frac{d_o}{pitch} \right)^2$$

Dimana :

A_h : luas lubang perforated total (m^2)

d_o : diameter lubang perforated (m)

pitch : jarak antara 2 lubang perforated (m)

$$A_h = 0.6365 \text{ m} \left(\frac{0,0047625}{0,01905} \right)^2 = 0.03978 \text{ m}^2$$

$$u_h = \frac{Qv}{A_h} = \frac{0,2012 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,03978} = 5,0602 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Koefisien perforated C_o , diperoleh dengan bantuan fig. 11.36 Towler dan Sinnott, hal. 729.

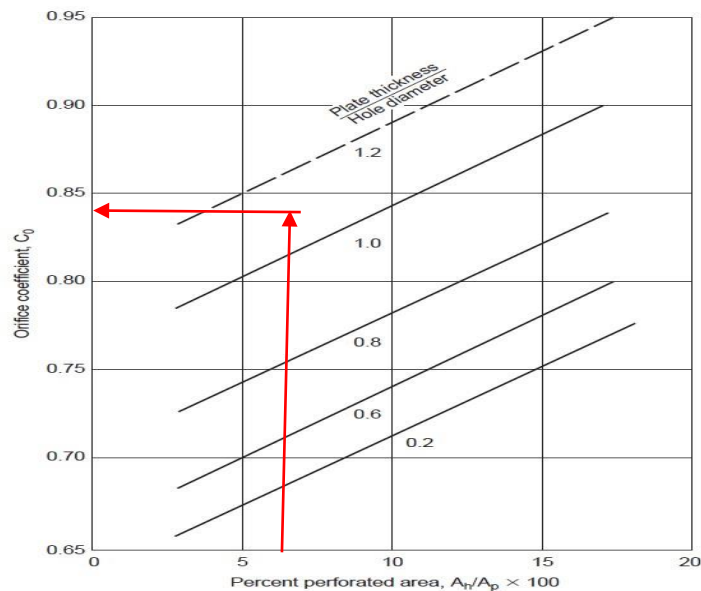


Figure 11.36. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson et al., 1957).

Tebal plate = 5 mm

$$\begin{aligned}d_o &= 3/16 \text{ in} \\ \frac{\text{tebal plate}}{d_o} &= 1,05 \text{ mm} \\ \frac{A_h}{A_a} &= \frac{0,03878}{0,6364} = 0,625 \\ &= 6,25 \%\end{aligned}$$

Maka diperoleh nilai $C_o = 0,84 \text{ m/s}$

$$h_o = 0,186 \text{ m} \left(\frac{5,0602}{0,84} \right)^2 \frac{2,0911}{861,6491} = 0,0163 \text{ m of liquid}$$

2. Pressure drop untuk mengatasi tinggi weir Dihitung menggunakan persamaan :

(Towler dan Sinnott, "*Chemical Engineering Design Principles*", Mc Graw Hill, New York, 2008, hal. 724)

$$h_{ow} = 0,750 \left(\frac{L}{\rho_l l_w} \right)^{\frac{2}{3}}$$

Dimana :

h_{ow} : tinggi cairan diatas weir (m)

L : kecepatan massa cairan (kg/s)

ρ_l : rapat massa cairan (kg/m³)

l_w : panjang weir (m)

Panjang weir diperoleh dengan bantuan tabel 14.10, Van Winkle, 1967, *Distillation*, Mc Graw Hill, New York, hal. 591.

$$\text{Untuk } \frac{A_d}{A_t} = 0,2, \text{ diperoleh } \frac{l_w}{D_t} = 0,8706$$

Dimana :

A_d : luas downcomer (m²)

A_t : luas down menara (m²)

D_t : diameter menara (m) l_w

Menara Distilasi (MD-01)

$$l_w = \frac{l_w}{D_t} = 1.006475 \text{ m} \times 0,8706 = 0.87623 \text{ m}$$

$$L = 3,5611 \text{ kg/s}$$

$$h_{ow} = 0,750 \left(\frac{3,5611 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{0,87623 \times 861,6491 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right)^{\frac{2}{3}}$$

$$h_{ow} = 2,1093 \text{ cm of liquid}$$

Tinggi weir (h_w)

Tinggi *weir* berkisar antara 40 mm sampai 90 mm (Towler and Sinnott,

“*Chemical Engineering Design Principles*”, Mc Graw Hill, New York, 2008, hal. 725)

$$\text{Dipilih } h_w = 60 \text{ mm} = 6 \text{ cm} = 0.06 \text{ m}$$

Faktor aerasi

Diperoleh dengan bantuan fig. 13.16, Van Winkle, “*Distillation*”, Mc Graw Hill, New York, 1967, hal. 516 tentang hubungan antara u_v (ρ_v)^{0,5} dengan β

Dimana :

u_v : kecepatan supervisial uap (ft/s)

ρ_v : rapat massa uap (lb/ft³)

Kecepatan supervisial uap :

$$u_v = \frac{Q_{uap}}{A_{total}} = \frac{0,2013 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,7956 \text{ m}^2} = 0,2530 \text{ m/s}$$
$$= 0,8301 \text{ ft/s}$$

$$u_v (\rho_v)^{0,5} = 0,7522 \sqrt{0,2354}$$

$$= 0,4027 \frac{\text{lb}^{0,5}}{\text{ft}^{0,5} \cdot \text{s}}$$

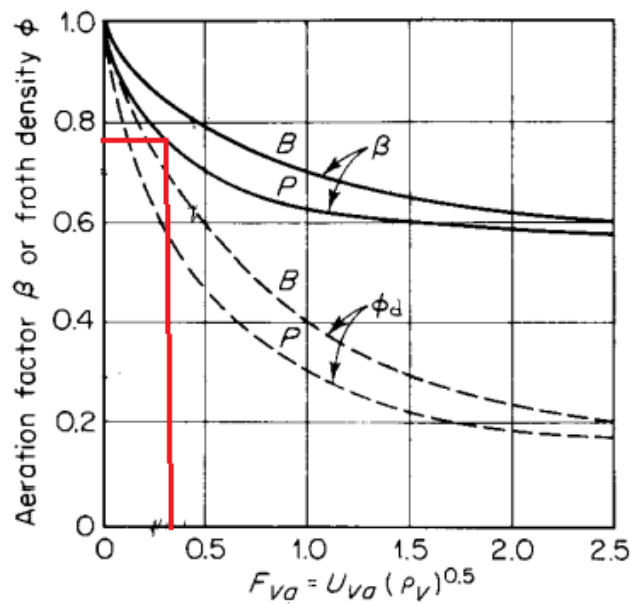


FIGURE 13.16 Aeration factor and froth density. *B*-bubble-cap plates, *P*-perforated plates.

Diperoleh :

$$\beta = 0,79$$

kemiringan cairan diatas tray (Δ).

kemiringan Δ dapat diabaikan, maka $\Delta = 0$

3. Pressure drop untuk mengatasi tegangan muka Dihitung

menggunakan persamaan :

(Van Winkle, “*Distillation*”, Mc Graw Hill, New York, 1967, hal. 521)

$$h_{\tau} = \frac{0,04 \pi}{\rho_l d_o}$$

Dimana :

h_{τ} : pressure drop untuk mengatasi tegangan muka (in)

τ : tegangan muka (dyne/cm)

ρ_l : rapat massa cairan (lb/ft³)

d_o : diameter lubang perforated (in)

Tegangan muka

Pada suhu T_{dew} atas = 466,0539K

$\tau = 80,5852$ dyne/cm

$$h_{\tau} = \frac{0,04 \times 80,5852 \frac{dyne}{cm}}{53,79 \frac{lb}{ft^3} \times 0,1875 \text{ in}} = 0,3196 \text{ in of liquid}$$
$$= 0,00811 \text{ m}$$

$$\Delta HT = h_o + \beta (h_w + h_{ow} + \frac{\Delta}{2}) + h_{\tau} + h_w + h_{ow}$$
$$= 0,0163 + 0,79 (0,06 + 0,02109 + 0) + 0,00811 + 0,06 + 0,02109$$
$$= 0,1351 \text{ m of liquid}$$

$$\Delta Pt = \Delta HT \times \rho_l \times g = 1141,6290 \text{ pa} = 0,0112 \text{ atm/tray}$$

b. Seksi stripping

Tekanan, P_{total} : 1.0563 atm

1. Pressure drop untuk mengatasi lubang perforated Dihitung

menggunakan persamaan :

(Van Winkle, “*Distillation*”, Mc, Graw Hill, New York, 1967, hal. 519)

$$h_o = 0,186 \text{ in} \left(\frac{U_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_l}$$

Dimana :

C_o : koefisien uap lewat lubang perforated

u_h : kecepatan linear uap melewati lubang perforated (ft/s)

ρ_v : rapat massa gas (kg/m^3)

ρ_l : rapat massa cair (kg/m^3)

Untuk menghitung kecepatan linear uap, diperlukan data lubang perforated dan tebal tray.

Tebal tray berkisar antara 12 Gage sampai 16 Gage,

Menara Distilasi (MD-01)

Dipilih diameter lubang perforated, d_o : 3 mm (Towler and Sinnott, “Chemical Engineering Design Principles”, Mc Graw Hill, New York 2008, hal. 726).

Tebal tray dipilih 12 Gage = 5 mm (Towler and Sinnott, “Chemical Engineering Design Principles”, Mc Graw Hill, New York 2008, hal. 727).

Lubang perforated disusun secara triangular dengan Pitch = 4 d_o .

Pitch berkisar antara 2 d_o sampai 4 d_o (Towler and Sinnott, hal. 727).

$$d_o = \frac{3}{16} \text{ in} = 0.0048 \text{ m}$$

$$\text{pitch} = 4 \cdot d_o = 0.0191 \text{ m}$$

Luas aktif, $A_a = 80\% \cdot A_{\text{total}}$

$$A_{\text{total}} = \frac{\pi D_t^2}{4} = \frac{3,14 \times (1\text{m})^2}{4} = 0.7956 \text{ m}^2$$

$$A_a = 0,8 \times 0.7956 \text{ m}^2 = 0.6365 \text{ m}^2$$

Luas lubang perforated total

Dihitung menggunakan persamaan :

$$A_h = A_a \left(\frac{d_o}{\text{pitch}} \right)^2$$

Dimana :

A_h : luas lubang perforated total (m^2)

d_o : diameter lubang perforated (m)

pitch : jarak antara 2 lubang perforated (m)

$$A_h = 0.6365 \text{ m} \left(\frac{0,0047625}{0,01905} \right)^2 = 0.03978 \text{ m}^2$$

$$u_h = \frac{Qv}{A_h} = \frac{0,2012 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,0397} = 5,060 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Koefisien perforated C_o , diperoleh dengan bantuan fig. 11.36 Towler dan Sinnott, hal. 729.

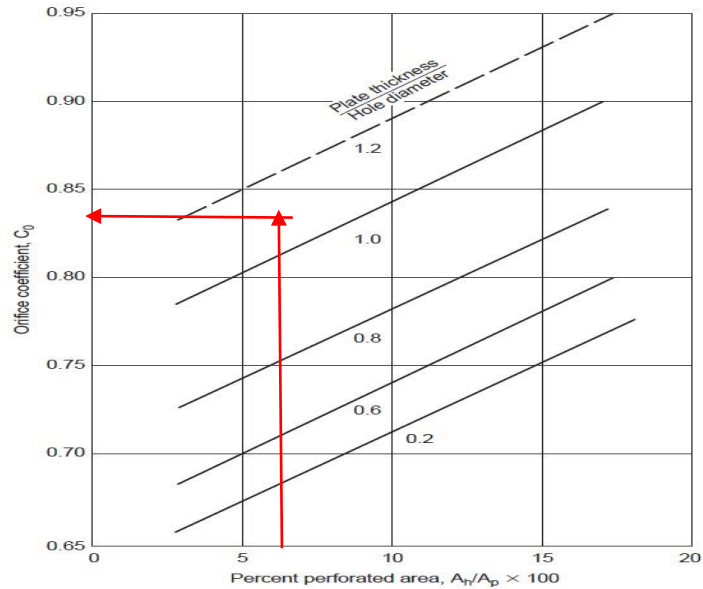


Figure 11.36. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson et al., 1957).

$$\begin{aligned} \text{Tebal plate} &= 5 \text{ mm} \\ d_o &= 3/16 \text{ in} \\ \frac{\text{tebal plate}}{d_o} &= 1,05 \text{ mm} \\ \frac{A_h}{A_a} = \frac{0,03878}{0,6364} &= 0,625 \\ &= 6,25 \% \end{aligned}$$

Maka diperoleh nilai $C_o = 0,84 \text{ m/s}$

$$h_o = 0,186 \text{ m} \left(\frac{4,5857}{0,82} \right)^2 \frac{3,7756}{353,2872} = 0,0592 \text{ m of liquid}$$

4. Pressure drop untuk mengatasi tinggi weir Dihitung menggunakan persamaan :

(Towler dan Sinnot, “*Chemical Engineering Design Principles*”, Mc Graw Hill, New York, 2008, hal. 724)

$$h_{ow} = 0,750 \left(\frac{L}{\rho_l l_w} \right)^{\frac{2}{3}}$$

Menara Distilasi (MD-01)

Dimana :

h_{ow} : tinggi cairan diatas weir (m)

L : kecepatan massa cairan (kg/s)

ρ_l : rapat massa cairan (kg/m^3)

l_w : panjang weir (m)

Panjang weir diperoleh dengan bantuan tabel 14.10, Van Winkle, 1967, *Distillation*, Mc Graw Hill, New York, hal. 591.

Untuk $\frac{A_d}{A_t} = 0,2$, diperoleh $\frac{l_w}{D_t} = 0,8712$

Dimana :

A_d : luas downcomer (m^2)

A_t : luas down menara (m^2)

D_t : diameter menara (m) l_w

$$l_w = \frac{l_w}{D_t} = 1.006475 \text{ m} \times 0.8712 = 0.87623 \text{ m}$$

$$L = 3,5611 \text{ kg/s}$$

$$h_{ow} = 0,750 \left(\frac{3,5611 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{0,8762 \times 848,8332 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right)^{\frac{2}{3}}$$

$$h_{ow} = 0,0213 \text{ cm of liquid}$$

Tinggi weir (h_w)

Tinggi *weir* berkisar antara 40 mm sampai 90 mm (Towler and Sinnott,

“*Chemical Engineering Design Principles*”, Mc Graw Hill, New York, 2008, hal. 725)

Dipilih $h_w = 60 \text{ mm} = 6 \text{ cm} = 0.06 \text{ m}$

Faktor aerasi

Diperoleh dengan bantuan fig. 13.16, Van Winkle, “Distillation”, Mc Graw Hill, New York, 1967, hal. 516 tentang hubungan antara u_v $(\rho_v)^{0,5}$ dengan β

Dimana :

u_v : kecepatan supervisial uap (ft/s)

ρ_v : rapat massa uap (lb/ft³)

Kecepatan supervisial uap :

$$u_v = \frac{Q_{uap}}{A_{total}} = \frac{0,2013 \frac{m^3}{s}}{0,7956 m^2} = 0,2530 \text{ m/s}$$

$$= 0,8301 \text{ ft/s}$$

$$u_v (\rho_v)^{0,5} = 0,7522 \sqrt{0,2354}$$

$$= 0,3652 \frac{lb^{0,5}}{ft^{0,5}.s}$$

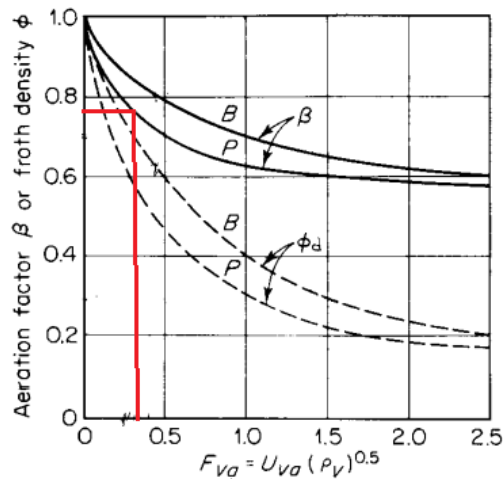


FIGURE 13.16 Aeration factor and froth density. *B*-bubble-cap plates, *P*-perforated plates.

Diperoleh :

$$\beta = 0,79$$

kemiringan cairan diatas tray (Δ).

kemiringan Δ dapat diabaikan, maka $\Delta = 0$

5. Pressure drop untuk mengatasi tegangan muka Dihitung

menggunakan persamaan :

(Van Winkle, "Distillation", Mc Graw Hill, New York, 1967, hal. 521)

$$h_{\tau} = \frac{0,04 \pi}{\rho_l d_o}$$

Dimana :

h_{τ} : pressure drop untuk mengatasi tegangan muka (in)

τ : tegangan muka (dyne/cm)

ρ_l : rapat massa cairan (lb/ft³)

d_o : diameter lubang perforated (in)

Tegangan muka

Pada suhu T_{dew} bawah = 575,1246K

$\tau = 15,7849$ dyne/cm

$$h_{\tau} = \frac{0,04 \times 15,7849 \frac{dyne}{cm}}{52,99 \frac{lb}{ft^3} \times 0,1875 in} = 0,0635 \text{ in of liquid}$$
$$= 0,0016 \text{ m}$$

$$\Delta HT = h_o + \beta (h_w + h_{ow} + \frac{\Delta}{2}) + h_{\tau} + h_w + h_{ow}$$

$$= 0,0299 + 0,79 (0,06 + 0,02130 + 0) + 0,0016 + 0,06 + 0,02130$$

$$= 0,1534 \text{ m of liquid}$$

$\Delta Pt = \Delta HT \times \rho_l \times g = 1276,2466 \text{ pa} = 0,0125 \text{ atm/tray}$ Tekanan puncak, $P_t = 1,0563 \text{ atm}$

Pressure drop enriching = $N_r \times \Delta Pt / \text{tray}$

$$= 12 \text{ tray} \times 0,01126 \text{ atm/tray}$$

$$= 0,1359 \text{ atm}$$

Tekanan umpan = tekanan puncak + pressure drop

$$= 1,0563 \text{ atm} + 0,1359 \text{ atm}$$

Menara Distilasi (MD-01)

$$= 1,1922 \text{ atm}$$

$$\text{Pressure drop stripping} = N_s \times \Delta P_t \text{ stripping}$$

$$= 9 \text{ tray} \times 0,0125 \text{ atm/tray}$$

$$= 0,1125 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan pada dasar menara} = \text{tekanan umpan} + \text{pressure drop}$$

$$= 1,1922 \text{ atm} + 0,1125 \text{ atm}$$

$$= 1,3047 \text{ atm}$$

Koreksi Kondisi Operasi

Suhu didih umpan

Dihitung secara iterasi sampai diperoleh $\sum y_i = \sum k_i \cdot x_i = 1$

Tekanan umpan = 1,1922 atm

Komponen	Fraksi mol (xi)	Psat (atm)	Ki=Psat/P	yi=xi*Ki	αi=Ki/Khk
C6H5NH2	0,1409	1,7711	1,4855	0,2093	20,4721
H2O	0,0457	18,3171	15,3636	0,7025	211,7275
(C6H5)2NH	0,8134	0,0865	0,0726	0,0590	1,0000
Total	1			1	233,1996

Diperoleh $T_{\text{didih}} = 481,8739 \text{ K} = 208,8740 \text{ }^\circ\text{C}$

Suhu didih bawah

Dihitung secara iterasi sampai diperoleh $\sum y_i = \sum k_i \cdot x_i = 1$

Tekanan residu = 1,3048 atm

Komponen	Xi	P uap (atm)	Ki = Puap /Pt	yi =Ki xi	αi=Ki/Khk
C6H5NH2	0,0072	10,2949	7,8901	0,0572	9,6973
(C6H5)2NH	0,9928	1,0616	0,8136	0,8077	1
Total	1			1,00	

Diperoleh $T_{\text{didih}} = 578,3362 \text{ K} = 305,33 \text{ }^\circ\text{C}$

Ringkasan

MENARA DISTILASI (MD-01)

A. Kondisi Operasi :

1. Kondisi Operasi Puncak Menara :

Suhu : 466,0539 K

Tekanan : 1,0563 atm

2. Kondisi Operasi Dasar Menara :

Suhu : 578,3362 K

Tekanan : 1,3048 atm

3. Kondisi Operasi Umpan Menara :

Suhu : 481,8740 K

Tekanan : 1,1922 atm

B. Plate :

1. Jumlah Plate Seksi Rectifying : 12 plate

2. Jumlah Plate Seksi Stripping : 9 plate

C. Dimensi Menara Distilasi :

1. Tinggi Menara : 10,1837 m

2. Diameter Menara : 1,0065 m

COOLER 1 (CL-01)

Tugas : Mendinginkan produk hasil keluar reaktor hingga mencapai suhu embun pada Condensor Parsial (CDP-01)

Jenis : Double pipe heat exchangers

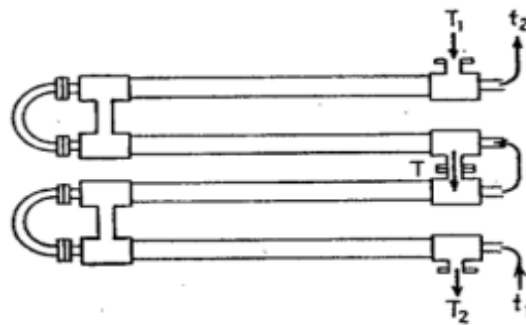


FIG. 6.5. Double pipe exchangers in series.

Dari neraca massa fluida panas, diketahui :

Fluida Panas

T masuk = 735,8751 K = 462,87507 C

T keluar = 662,7512 K = 389,75116 C

Komponen	q (kg/jam)	x mass	BM	q (kmol/jam)
C6H5NH2	966,7033	0,079335	93	10,3947
H2O	60,7226	0,0049834	18	3,3735
(C6H5)2NH	10141,5764	0,8322946	169	60,0093
NH3	1016,0779	0,0833871	17	59,7693
Total	12185,0802	1		133,5468

Kapasitas Fase Gas

Persamaan :

$$cpg = cpga + cpgb T + cpgc T^2 + cpgd T^3 + cpge T^4$$

$$cpg = cpga + cpgb T + cpgc T^2 + cpgd T^3 + cpge T$$

cpga, cpgb, cpgc, cpgd, cpge = konstanta (J/mol K)

T = suhu operasi (K)

Data sebagai berikut

Komponen	Cp = A + BT + CT ² + DT ³ + ET ⁴ (J/mol K)				
	A	B	C	D	E
C ₆ H ₅ NH ₂	-22,062	5,73E-01	-4,57E-04	1,84E-07	-2,99E-11
H ₂ O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
(C ₆ H ₅) ₂ NH	-119,401	1,306	-1,22E-03	5,88E-07	-1,14E-10
NH ₃	33,573	-1,26E-02	8,89E-05	-7,18E-08	1,86E-11

VISKOSITAS FASE GAS

Persamaan :

$$\mu_{\text{gas}} = A + B T + C T^2$$

μ_{gas} : viskositas fase gas (mikropoise)

Komponen	$\mu_{\text{gas}} = A + B T + C T^2$		
	A	B	C
C ₆ H ₅ NH ₂	-6,916	2,59E-01	-3,43E-05
H ₂ O	-36,826	4,29E-01	-1,62E-05
(C ₆ H ₅) ₂ NH	-3,913	2,08E-01	-2,06E-05
NH ₃	-7,874	3,67E-01	-4,47E-06

Densitas Fase Cair

Komponen	A	B	n	Tc
C ₆ H ₅ NH ₂	0,3119	0,25	0,2857	699
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0,3141	0,2455	0,2833	817
NH ₃	0,23689	0,25471	0,2887	600

KONDUKTIVITAS THERMAL FASE GAS

Persamaan :

$$k_{\text{gas}} = A + B T + C T^2$$

k_{thg} : konduktivitas thermal fase gas (W/mK)

T : Suhu Operasi (K)

Komponen	A	B	C
C6H5NH2	-0,01769	8,35E-05	1,50E-09
H2O	0,00053	4,71,E-05	4,96,E-08
(C6H5)2NH	-0,00972	5,44E-05	1,23E-08
NH3	0,00457	2,32E-05	1,48E-07

Langkah Perhitungan :

1. Beban panas
2. Media pemanas
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan panas
5. Alat penukar panas
6. Route fluida
7. Koefisien hi, hio, ho, Uc
8. Factor Pengotoran (Rd)
9. Pressure drop

1. Beban Panas

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{pgi} (T_2 - T_1)$$

m_i : Kecepatan massa masing-masing komponen (Kg/jam)

c_{pgi} : kapasitas panas fase gas (Kj/Kg K)

Q_t : Bebas Panas Total (KJ/jam)

T_1 : suhu fluida panas masuk (K)

T_2 : suhu fluida panas keluar (K)

Panas yang dibawa umpan masuk :

$$\text{Suhu Masuk} = 735,8751 \text{ K} = 462,87507 \text{ C}$$

$$\text{Suhu Keluar} = 662,7512 \text{ K} = 389,75116 \text{ C}$$

$$T_{avg} = 699,31311 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	Cp dT	m Cp dT
C6H5NH2	10,3947	15446,018	160556,1
H2O	3,3735	2739,2047	9240,6416
(C6H5)2NH	60,0093	27107,625	1626710,3
NH3	59,7693	3518,9387	210324,47
Total	133,5468		2006831,5

$$Q_t = 2006831,54 \text{ kJ/jam}$$

2. Media Pendingin

Sebagai media pendingin dipakai Dowtherm A

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk, } t_1 = 313 \text{ K} = 40 \text{ C}$$

$$\text{Suhu keluar, } t_2 = 415,7529 \text{ K} = 142,7529 \text{ C}$$

$$T_{\text{avg}} = 364,3765 \text{ K} = 91,3765 \text{ C}$$

$$C_p = 1,7755 \text{ kJ/kg.K}$$

$$K_{\text{th}} = 0,00013 \text{ kJ/msK}$$

$$\text{rapat massa} = 1001,9394 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{viskositas} = 0,001138194 \text{ kg/ms}$$

Massa Dowtherm yang diperlukan

$$m_{\text{dowtherm}} = \frac{Q_t}{C_p \cdot (t_2 - t_1)}$$

$$= 11000 \text{ kg/jam}$$

3. Menentukan beda suhu rata2 (LMTD)

Fluida Panas		Fluida Dingin	
T1=	735,8751	t1=	313
T2=	662,7512	t2=	415,7529

$$\text{delta } T_2 = 349,7512$$

$$\text{delta } T_1 = 320,1221$$

$$\text{LMTD} = 334,71811 \text{ K}$$

4. Menentukan koefisien perpindahan panas

Cold Fluid : Dowtherm

Hot Fluid : Gasses

Dari tabel 12.1 (Towell and Sinnott, 1965) koefisien perpindahan panas berkisar antara nilai U_d berkisar antara 20-200 W/ m² °C

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² °C)
<i>Heat exchangers</i>		
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
<i>Coolers</i>		
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
<i>Heaters</i>		
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
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

Dipilih U_d : 100 W/ m² °C = 17,6228 BTU/jam ft² F
 0,1 kJ/ m² s K = 360 KJ/m² Jam K

5. Alat penukar panas yang diperlukan

a. Menentukan luas perpindahan panas :

$$A = \frac{Q_t}{U_d \cdot LMTD} = 16,6544 \text{ m}^2 = 179,2680 \text{ ft}^2$$

b. ukuran pipa

Dipilih berdasarkan table 11 Kern, D.Q

Pipa Luar :

Dipilih 2" NPS, sch 40

diameter dalam , I_d = 2,067 in = 0,0525 m

diameter luar, $O_d = 2,38 \text{ in} = 0,0605 \text{ m}$
Luas permukaan, $a'' = 0,1899 \text{ m}^2/\text{m}$

Pipa dalam :

dipilih 1,25" NPS, sch 40

diameter dalam, $I_d = 1,38 \text{ in} = 0,0351 \text{ m}$

diameter luar, $O_d = 1,66 \text{ in} = 0,0422 \text{ m}$

Luas permukaan, $a'' = 0,1324624 \text{ m}^2/\text{m}$

Dipilih pipa dengan panjang = 16 ft = 4,8766 m

Panjang pipa yang diperlukan, $L_{total} = A/(a''L)$

$L_{total} = 125,7293 \text{ m}$

maka jumlah pipa yang dibutuhkan : 18

A standart

Luas perpindahan kalor standar, $A_{standart} = n a'' L$

Maka, $A_{standart} = 16,6544 \text{ m}^2$

Menentukan luas perpindahan ppanas standart

$U_d = 0,1$

6.Route Fluida

Tube side = hot fluid

Annulus side = cold fluid

7. Koefisien perpindahan kalor dalam tabung , selongsong, dan gabungan

Annulus : fluida dingin

$D_2 = \text{diameter dalam pipa luar} = 0,0525 \text{ m}$

$D_1 = \text{diameter luar pipa dalam} = 0,0422 \text{ m}$

Luas aliran:

$$aa = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2)$$

$aa = 0,0007686 \text{ m}^2$

$$G_a = 3975,3679 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

Pipa dalam : fluida panas

$$a_p = \frac{\pi I d^2}{4}$$

$$a_p = 0,000965 \text{ m}^2$$

$$\text{Flux massa, } G_t = 3507,5887 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

Diameter ekivalen

$$D_e = 0,0232 \text{ m}$$

Bilangan reynold

$$Re_a = 81066$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = 15,8775$$

Koefisien perpindahan kalor dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0.36 \times \frac{k_{thav}}{D_e} \times Re^{0.8} \times Pr^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{\mu}{\mu_{av}}\right)^{0.14}$$

$$h_o = 41,9484 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

Suhu rata2 fluida panas

$$t_{av} = 364,3765 \text{ K} = 91,3765 \text{ C}$$

sifat fisis pada suhu t_{av}

Komponen	kg/jam	fraksi massa
C ₆ H ₅ NH ₂	966,7033	0,0793
H ₂ O	60,7226	0,0050
(C ₆ H ₅) ₂ NH	10141,5764	0,8323
NH ₃	1016,0779	0,0834
Total	12185,0802	1

μ kg/ms	kth kJ/msK	ρ_l [kg /m ³]
8,302E-06	1,292E-05	958,9845
1,173E-05	2,427E-05	964,4059
6,908E-06	1,174E-05	1030,4946
1,253E-05	3,27E-05	673,02121

μ .xmass	kth .xmass	ρ_l . Xmass
6,587E-07	1,025E-06	76,081033
5,847E-08	1,209E-07	4,8059761
5,749E-06	9,77E-06	857,67506
1,044E-06	2,727E-06	56,121256
7,511E-06	1,364E-05	994,68332

$$\mu_{lav} = 7,511E-06 \text{ kg/ms}$$

$$kth_{lav} = 1,364E-05 \text{ kJ/msK}$$

$$c_{plav} = 2,2523 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{rapat massa} = 994,6833 \text{ kg/m}^3$$

$$Re_p = 1,6369E+07$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = 1,2400$$

Koefisien perpindahan kalor dihitung dengan persamaan :

$$hi = 0.027 \frac{kth_{lav}}{Id} Re^{0.8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$hi = 1,7124 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

$$hio = 1,4872091 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan

$$Uc = 1,4362879 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

8. Faktor Pengotor

$$Rd = 9,3038 \text{ m}^2\text{sK/kJ}$$

$$= 0,0093 \text{ m}^2 \cdot \text{sK/J}$$

$$= 0,0528 \text{ ft}^2 \cdot \text{h.F/BTU}$$

$$Rd \text{ min} = 0,003 \text{ ft}^2 \cdot \text{h.F/BTU}$$

Rd yang diperlukan = 0,003 hr.ft² F/BTU (Tabel 12. Kern, 1965)

Jadi $Rd > Rd \text{ min}$ artinya, bisa digunakan

9. Pressure drop

Annulus

Faktor friksi dihitung dengan persamaan:

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$$

$$f = 0,0057903$$

$$\Delta P_t = \frac{4f Ga^2 L_{npipa}}{2\rho_s De}$$

$$\Delta P_s = 18746,0530 \text{ Pa}$$

$$0,1850 \text{ atm}$$

$$2,7188 \text{ Psi}$$

$$\Delta P_{smaks} = 10 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s < \Delta P_{smaks}$$

Pipa dalam

Faktor friksi dihitung dengan persamaan :

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$$

$$f = 0,0037464$$

$$\Delta P_t = \frac{4f Gp^2 L_{npipa}}{2\rho_l Id}$$

COOLER 1 (CL-01)

$\Delta P_t = 6028,6754 \text{ Pa}$ $P_{\text{operasi}} = 6,48862 \text{ atm}$
 $0,0595 \text{ atm}$ $P_{\text{keluar CL-01}} = 6,2441 \text{ atm}$
 $0,8744 \text{ psi}$
 $\Delta P_{t\text{maks}} = 5 \text{ psi}$
 $\Delta P_t < \Delta P_{t\text{maks}}$

Kesimpulan

Tugas : Mendinginkan produk hasil keluar reaktor hingga mencapai suhu embun pada
Condensor Parsial (CDP-01)

Jenis : Double Pipe Heat Exchanger

Beban panas : 2006831,54 kJ/jam

Luas Transfer Panas : 16,6544 m² 179,26656 ft²

Kecepatan Fluida Panas: 12185,0802 kg/jam

Kecepatan Fluida dingin : 11000 kg/jam

Jumlah pipa 18

Bahan Stainless steel

ho : 41,9484 kJ/m²sK

hio : 1,4872091 kJ/m²sK

Uc : 1,4362879 kJ/m²sK

Ud : 0,1 kJ/m²sK

ΔPs : 0,1850 atm

ΔPt : 0,0595 atm

P keluaran cooler : 6,2441 atm

COOLER (CL-02)

Tugas : Mendinginkan cairan untuk umpan masuk Evaporator-01

Jenis : Double pipe heat exchangers

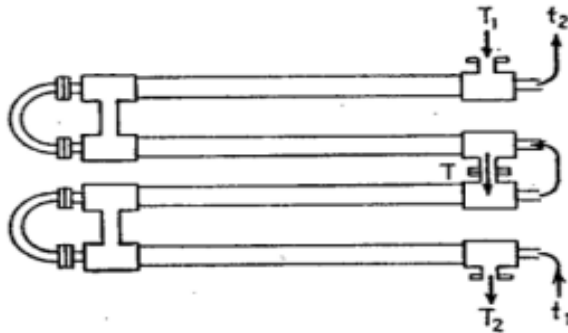


FIG. 6.5. Double pipe exchangers in series.

Dari neraca massa fluida panas, diketahui :

Fluida panas

T masuk = 412,15805 K = 139,15805 C

T Keluar = 363 K = 90 C

Komponen	Kg/jam	Fraksi massa	BM	kmol/jam
H ₂ O	60,72257	0,0591	18	3,3735
C ₆ H ₅ NH ₂	926,13700	0,9014	93	9,9585
(C ₆ H ₅) ₂ NH	40,56631	0,0395	169	0,2400
Total	1027,4259	1		13,5720

Kapasitas Fase Cair

Persamaan :

$$cpg = cpga + cpgb T + cpgc T^2 + cpgd T^3$$

cpg = kapasitas panas fase cair

cpga, cpgb, cpgc, cpgd, cpge = konstanta (J/mol K)

T = suhu operasi (K)

Komponen	A	B	C	D
C6H5NH2	63,288	0,9896	-2,36E-03	2,33E-06
H2O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
(C6H5)2NH	72,447	1,46E+00	-2,96E-03	2,44E-06

Viskositas Fase Cair

Persamaan :

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

μ_{cair} : viskositas fase cair (centipoise)

T : Suhu operasi (K)

Komponen	A	B	C	D
C6H5NH2	-13,863	2,51E+03	0,0257	-1,83E-05
H2O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05
(C6H5)2NH	-16,08	3,23E+03	0,0266	-1,63E-05

Densitas Fase Cair

Komponen	A	B	n	Tc
C6H5NH2	0,3119	0,25	0,2857	699
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13
(C6H5)2NH	0,3141	0,2455	0,2833	817

Konduktivitas Thermal Fase Cair

Persamaan :

$$k_{liq} = 10^{A+B*(1-(T/C))^{2/7}}$$

k_{thg} : konduktivitas thermal fase cair (W/mK)

T : Suhu Operasi (K)

Komponen	A	B	C
C6H5NH2	0,1962	-5,214E-07	-2,446E-07
H2O	-0,2758	0,004612	-5,539E-06
(C6H5)2NH	0,1479	-3,166E-05	-1,34E-07

Langkah Perhitungan :

1. Beban panas
2. Media pemanas
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan panas
5. Alat penukar panas
6. Route fluida
7. Koefisien h_i , h_o , h_c , U_c
8. Factor Pengotoran (R_d)
9. Pressure drop

1. Beban Panas

Dihitung degan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{pli} (T_2 - T_1)$$

m_i : Kecepatan massa masing-masing komponen (Kg/jam)

c_{pli} : kapasitas panas fase cair (Kj/Kmol)

Q_t : Bebas Panas Total (KJ/jam)

T_1 : suhu fluida panas masuk (K)

T_2 : suhu fluida panas keluar (K)

Panas yang dibawa umpan masuk :

Suhu masuk (T_1) = 412,1580 K

Suhu keluar (T_2) = 363 K

Suhu rata-rata (T_{av}) = 387,5790 K

Komponen	BM	kmol/jam	$C_p dT$	$m C_p dT$
C6H5NH2	93	9,9585	11221,84	111752,27
H2O	18	3,3735	3739,9748	12616,716
(C6H5)2NH	169	0,2400	16547,122	3971,9268
Total				128340,91

$$Q_t = 128340,91 \text{ kJ/jam}$$

2. Media Pendingin

Sebagai media pendingin dipakai Dowtherm A

Tekanan = 1 atm

Suhu masuk, $t_1 = 313$ K = 40 C

Suhu keluar, $t_2 = 373$ K = 100 C

$T_{avg} = 343$ K = 70 C

$C_p = 1,715125$ kJ/kg.K

$K_{th} = 0,0001307$ kJ/msK

rapat massa = 1019,575 kg/m³

viskositas = 0,0014963 kg/ms

Massa dowtherm yang diperlukan :

$$m_{dowtherm} (m) = \frac{Q_t}{C_p \cdot (t_2 - t_1)}$$

$w = 1247,1483$ kg/jam

3. Menentukan beda suhu rata2 (LMTD)

Fluida Panas		Fluida Dingin	
T1=	412,1580	t1=	313
T2=	363	t2=	373

delta T2 = 50

delta T1 = 39

LMTD = 44,3584 K

4. Menentukan koefisien perpindahan panas

Cold Fluid = Dowtherm

Hot Fluid = Heavy Oil

Dari tabel 12.1 (Towell and Sinnott, 1965) koefisien perpindahan panas berkisar antara nilai U_d berkisar antara 50-300 W/ m² oC

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	<i>U</i> (W/m ² °C)
<i>Heat exchangers</i>		
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
<i>Coolers</i>		
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
<i>Heaters</i>		
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
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

Dipilih $U_d = 93,1756 \text{ W/ m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$
 $0,0932 \text{ kJ/ m}^2 \text{ s K}$

5. Alat penukar panas yang diperlukan

a. Menentukan luas perpindahan panas :

$$A = \frac{Q_t}{U_d \cdot LMTD} = 8,6255 \text{ m}^2 = 92,844955 \text{ ft}^2$$

b. ukuran pipa

Dipilih berdasarkan table 11 Kern, D.Q

Pipa Luar :

Dipilih 2" NPS, sch 40

diameter dalam , $I_d = 2,067 \text{ in} = 0,0525 \text{ m}$

diameter luar, $O_d = 2,38 \text{ in} = 0,0605 \text{ m}$

Luas permukaan , $a'' = 0,1899 \text{ m}^2/\text{m}$

Pipa dalam :

dipilih 1,25" NPS, sch 40

diameter dalam, $I_d = 1,38 \text{ in} = 0,0351 \text{ m}$

diameter luar, $O_d = 1,66 \text{ in} = 0,0422 \text{ m}$

Luas permukaan, $a'' = 0,1325 \text{ m}^2/\text{m}$

Dipilih pipa dengan panjang $16 \text{ ft} = 4,8766 \text{ m}$

Panjang pipa yang diperlukan, $L_{total} = A/(a''L)$

$L_{total} = 65,1167 \text{ m}$

maka jumlah pipa yang dibutuhkan = 9,31

A standart

Luas perpindahan kalor standar, $A_{standart} = n a'' L$

Maka, $A_{standart} = 8,6255 \text{ m}^2$

Menentukan luas perpindahan ppanas standart

$U_d = 0,0932 \text{ kJ/ m}^2 \text{ s K}$

6.Route Fluida

Tube side = hot fluid

Annulus side = cold fluid

7. Koefisien perpindahan kalor dalam tabung , selongsong, dan gabungan

Annulus : fluida dingin

D_2 diameter dalam pipa luar 0,0525 m

D_1 diameter luar pipa dalam 0,0422 m

Luas aliran:

$$aa = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2)$$

$aa = 0,0007686 \text{ m}^2$

$G_a = 450,7158 \text{ kg/m}^2\text{s}$

Diameter ekivalen

$D_e = 0,0232 \text{ m}$

Bilangan reynold

Re a = 6991,6370

Bilangan Prandtl

Pr = 19,6347

Koefisien perpindahan kalor dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0.36 \times \frac{k_{thav}}{De} \times Re^{0.8} \times Pr^{\frac{1}{2}} \times \left(\frac{\mu}{\mu_{av}}\right)^{0.14}$$

h_o = 6,5098 kJ/m²sK

Pipa dalam : fluida panas

$$a_p = \frac{\pi Id^2}{4}$$

a_p = 0,000965 m²

Flux massa, G_t = 295,7541 kg/m²s

Suhu rata2 fluida panas

t_{av} = 387,5790 K

sifat fisis pada suhu t_{av}

Komponen	kg/jam	fraksi massa
H ₂ O	60,7226	0,0591
C ₆ H ₅ NH ₂	926,1370	0,9014
(C ₆ H ₅) ₂ NH	40,5663	0,0395
Total	1027,4259	1

μ kg/ms	kth kJ/msK	ρl [kg /m ³]
6,682,E-04	0,0015703	937,3439
2,418,E-04	0,003375	940,8810
1,303,E-03	0,0013549	1012,5361

μ .xmass	kth .xmass	ρl . Xmass
3,949E-05	9,281E-05	55,3986
0,000218	0,0030423	848,1241
5,143E-05	5,35E-05	39,9784
0,0003089	0,0031886	943,5011

μ_{lav} = 3,089,E-04 kg/ms

$$k_{thlav} = 0,00319 \text{ kJ/msK}$$

$$c_{plav} = 2,5411 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{rapat massa} = 943,5011 \text{ kg/m}^3$$

$$Re_p = 33562,442$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = 0,2462$$

Koefisien perpindahan kalor dihitung dengan persamaan :

$$h_i = 0.027 \frac{k_{thav}}{l_d} Re^{0.8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$h_i = 0,5618 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

$$h_{io} = 0,4879 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan

$$U_c = 0,4539 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

8. Faktor Pengotor

$$R_d = 8,5292 \text{ m}^2\text{sK/Kj}$$

$$0,0085 \text{ m}^2\text{sK/J}$$

$$0,0484 \text{ ft}^2\text{h.F/BTU}$$

$$R_d \text{ min} = 0,003$$

R_d yang diperlukan = 0,003 hr.ft² F/BTU (Tabel 12. Kern, 1965)

Jacjadi bisa digunakan

9. Pressure drop

Annulus

Faktor friksi dihitung dengan persamaan:

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$$

$$f = 0,0099103$$

$$\Delta P_t = \frac{4 f G a^2 L n_{pipa}}{2 \rho_s D e}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_s &= 209,9067 \text{ pa} \\ &0,0021 \text{ atm} \\ &0,0304 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\Delta P_{smaks} = 10 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s < \Delta P_{smaks}$$

Pipa dalam

Faktor friksi dihitung dengan persamaan :

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$$

$$f = 0,0068$$

$$\Delta P_t = \frac{4f Gp^2 L_{npipa}}{2\rho l Id}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_t &= 42,5832 \text{ Pa} \\ &0,0004203 \text{ atm} \\ &0,0062 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\Delta P_{tmaks} = 5 \text{ psi} \quad P_{operasi} = 1,0563 \text{ atm}$$

$$\Delta P_t < \Delta P_{tmaks} \quad P_{keluar CL-01} = 1,0538 \text{ atm}$$

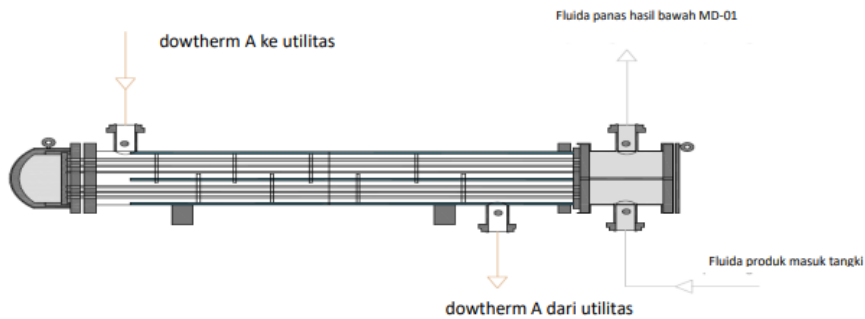
Kesimpulan Cooler - 02 (Cl - 02)

Tugas : Mendinginkan cairan untuk diolah ke UPL
Jenis : Double pipe heat exchangers
Beban panas : 128340,91 kJ/jam
Luas Transfer Panas : 8,6255 m² 92,844183 ft²
Kecepatan Fluida Panas : 1027,4259 kg/jam
Kecepatan Fluida dingin : 1247,1483 kg/jam
Jumlah pipa : 9,31
Bahan : Stainless steel
ho : 6,5098 kJ/m²sK
hio : 0,4879 kJ/m²sK
Uc : 0,4539 kJ/m²sK
Ud : 0,0932 kJ/m²sK
 ΔP_s : 0,00207 atm
 ΔP_t : 0,0004203 atm
P keluaran cooler : 1,0538 atm

COOLER (CL-03)

Tugas : Mendinginkan cairan hasil bawah MD-01

Jenis : Shell And Tube Heat Exchanger



Dari neraca massa fluida panas, diketahui :

Fluida panas

Tmasuk = 578,33619 K = 305,33619 C

Tkeluar = 353 K = 80 C

Komponen	kg/jam	fraksi massa	BM	kmol/jam
C6H5NH2	40,5663	0,004	93	0,4361968
(C6H5)2NH	10101,0101	0,996	169	59,769291
Total	10141,5764	1		60,205487

Kapasitas Fase Cair

Persamaan :

$$cpg = cpga + cpgb T + cpgc T^2 + cpgd T^3$$

cpg = kapasitas panas fase cair

cpga, cpgb, cpgc, cpgd, cpge = konstanta (J/mol K)

T = suhu operasi (K)

Komponen	A	B	C	D
C6H5NH2	63,288	0,9896	-2,36E-03	2,33E-06
(C6H5)2NH	72,447	1,46E+00	-2,96E-03	2,44E-06

Viskositas Fase Cair

Persamaan :

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

η_{liq} : viskositas fase cair (centipoise)

T : Suhu operasi (K)

Komponen	A	B	C	D
C6H5NH2	-13,863	2,51E+03	0,0257	-1,83E-05
(C6H5)2NH	-16,08	3,23E+03	0,0266	-1,63E-05

Densitas Fase Cair

Komponen	A	B	n	Tc
C6H5NH2	0,3119	0,25	0,2857	699
(C6H5)2NH	0,3141	0,2455	0,2833	817

Konduktivitas Thermal Fase Cair

Persamaan :

$$k_{liq} = 10^{A+B*(1-(T/C))^{2/7}}$$

k_{thg} : konduktivitas thermal fase cair (W/mK)

T : Suhu Operasi (K)

Komponen	A	B	C
Anilin	1,9620E-01	-5,214E-07	-2,446E-07
Diphenylamin	1,4790E-01	-3,166E-05	-1,340E-07

Langkah Perhitungan :

1. Beban panas
2. Media pemanas
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan panas
5. Alat penukar panas
6. Route fluida
7. Koefisien h_i , h_o , h_c , U_c
8. Factor Pengotoran (R_d)
9. Pressure drop

1. Beban Panas

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{pli} (T_2 - T_1)$$

m_i : Kecepatan massa masing-masing komponen (Kg/jam)

c_{pli} : kapasitas panas fase cair (Kj/Kmol)

Q_t : Bebas Panas Total (KJ/jam)

T_1 : suhu fluida panas masuk (K)

T_2 : suhu fluida panas keluar (K)

Panas yang dibawa umpan masuk :

Suhu masuk (T_1) = 578,33619 K

Suhu keluar (T_2) = 353 K

Suhu rata-rata (T_{av}) = 465,6681 K

Komponen	BM	kmol/jam	cp dT	m Cp dT
C6H5NH2	93	0,4361968	56729,556	24745,253
(C6H5)2NH	169	59,769291	81101,956	4847406,4
Total		60,205487		4872151,6

$Q_t = 4872151,6$ kJ/jam

2. Media Pendingin

Sebagai media pendingin dipakai Dowtherm A

Tekanan 1 atm

Suhu masuk, t_1 = 313 K = 40 C

Suhu keluar, t_2 = 373 K = 100 C

T_{avg} = 343 K = 70 C

C_p = 1,715125 kJ/kg.K

K_{th} = 0,0001307 kJ/msK

rapat massa = 1019,575 kg/m³

viskositas = 0,0014963 kg/ms

Massa dowtherm yang diperlukan :

$$m_{\text{Dowtherm}} (m) = \frac{Q_t}{C_p \cdot (t_2 - t_1)}$$

$$w = 47344,962 \text{ kg/jam}$$

3. Menentukan beda suhu rata2 (LMTD)

Fluida Panas		Fluida Dingin	
T1=	578,33619	t1=	313
T2=	353	t2=	373

$$\Delta T_2 = 40 \text{ K}$$

$$\Delta T_1 = 205,3362 \text{ K}$$

$$LMTD = 101,0755 \text{ K}$$

4. Menentukan koefisien perpindahan panas

Co Dowtherm

Ho Heavy Oil

Dari tabel 12.1 (Towell and Sinnott, 1965) koefisien perpindahan panas berkisar antara nilai Ud berkisar antara 50-300 W/ m² oC

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² ·C)
<i>Heat exchangers</i>		
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
<i>Coolers</i>		
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
<i>Heaters</i>		
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
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000-1500
Organic vapors	Water	700-1000
Organics (some noncondensables)	Water	500-700
Vacuum condensers	Water	200-500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000-1500
Steam	Light organics	900-1200
Steam	Heavy organics	600-900

Dipilih $U_d = 210,9370 \text{ W/ m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$
 $0,2109 \text{ kJ/ m}^2 \text{ s K}$

5. Alat penukar panas yang diperlukan

a. Menentukan luas perpindahan panas :

$$A = \frac{Q_t}{U_d \cdot \text{LMTD}} = 63,4775 \text{ m}^2 = 683,2716 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan kalor > 200 ft² , maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah shell and tube'

b. Ukuran tabung

Dipilih berdasarkan Tabel 10 Kern, D.Q

Dipilih 3/4 in Od 14 BWG hal 843

Diameter luar , Od = 0,75 in = 0,0191 m

Diameter dalam, Id = 0,584 in = 0,0148 m

Luas permukaan a" 0,0598 m²/m

Dipilih panjang tabung, L 10 ft = 3,0479 m

c. Jumlah pipa yang diperlukan

nt = 348

d. Alat penukar kalor standart

Dipilih dari tabel 10 -10 A, Ludwig. E.E., vol III, halaman 49

Table 10-10A
Full Circle Tube Layouts Floating Head Exchanger 3/4 -in.
O.D. Tubes on 15/16 -in. Triangular Pitch

Size (In.)	Number of Passes					Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
	1	2	4	6	8		
8	42	40	32	32	24	3.75	13
10	73	68	56	54	52	4.63	17
12	109	106	88	86	80	4.00	21
14	130	124	110	108	104	4.50	25
16	187	176	162	152	144	5.00	29
18	241	232	214	216	204	5.88	33
20	308	302	282	274	264	6.50	37
22	384	372	352	348	336	7.13	41
24	472	458	432	420	406	7.75	45
26	555	538	510	510	502	8.63	48
28	649	636	610	606	580	8.13	53
30	764	744	716	708	700	8.75	57
32	868	850	822	812	796	9.38	63
34	994	970	930	928	912	9.75	65
36	1131	1108	1066	1058	1028	10.50	71
38	1268	1246	1204	1190	1172	11.25	75
40	1414	1390	1360	1338	1316	12.06	79
42	1558	1544	1502	1482	1464	11.50	83

Dipilih :

Diameter selongsong, I_{ds} : 22 in = 0,5588 m

Jumlah tube, n_t = 348

Pass tube, n_p = 6

Susunan : 3/4 " pada 15/16 " Triangular pitch

Pitch 0,0238 m

Diameter ekivalen :

D_e = 0,55 in (fig. 28 Kern)

0,01397 m

Luas perpindahan kalor standar :

$A = n_t \times a'' \times L$

$A = 63,4773 \text{ m}^2 = 683,2701 \text{ ft}^2$

e. Koefisien perpindahan kalor standar

$$U_d = \frac{Q_t}{A \Delta t}$$

$U_d = 0,2109 \text{ kJ/ m}^2 \text{ s K}$

6.Route Fluida

Tube side = hot fluid

Annulus side = cold fluid

7. Menghitung koefisien h_i , h_o , U_c

Tube side, hot fluid :

Suhu rata2 fluida panas

$t_{av} = 465,6681 \text{ K}$

sifat fisis pada suhu t_{av}

Komponen	kg/jam	fraksi massa
C6H5NH2	40,5663	0,004
(C6H5)2NH	10101,0101	0,996
Total	10141,5764	1

Komponen	μ kg/ms	kth kJ/msK	ρ_l [kg /m ³]
C ₆ H ₅ NH ₂	0,0003361	0,00157	859,1445
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0,0005110	0,00141	949,1011

Komponen	μ .xmass	kth .xmass	ρ_l . Xmass
C ₆ H ₅ NH ₂	1,344E-06	6,281E-06	3,4366
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0,000509	0,0014	945,3047
Total	0,0005103	0,0014063	948,7413

$\mu_{lav} = 0,0005103 \text{ kg/ms}$
 $kth_{lav} = 0,0014063 \text{ kJ/msK}$
 $c_{plav} = 2,1319861 \text{ kJ/kg.K}$
 $\text{rapat massa} = 948,7413 \text{ kg/m}^3$

$\text{Luas aliran (at')} = 0,00017 \text{ m}^2$
 $\text{Luas per pipa (at)} = 0,01002 \text{ m}^2$
 $\text{kecepatan massa (Gt)} = 281,0543 \text{ kg/m}^2\text{s}$
 $\text{Kecepatan linear (v lin)}$
 $v_{lin} = 0,2962391 \text{ m/s}$
 Bilangan Reynold
 $Ret = 8169,4534$

Koefisien perpindahan kalor dihitung dengan persamaan:

$$hi = \frac{4.2 (1.35 + 0.02 tav) v_{lin}^{0.8}}{ld^{0.2}}$$

$hi = 39,283293 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$
 $hio = 30,588591 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$

Shell Side, Cold fluid:

Jarak baffle (B) :

$B = 0,1117602 \text{ m}$

Jumlah uffle :

$(N+1) = L/B \quad 27,271342$

Clearance (C')

$$\text{Pitch} - \text{OD} = 0,0047 \text{ m}$$

Luas flow area (as)

$$a_s = \frac{I_{ds} \cdot C' \cdot B}{P_{ith}} = 0,0125 \text{ m}^2$$

kecepatan massa umpan:

$$G_s : 1055,1485 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

$$\text{Suhu rerata } (T_{av}) = 343 \text{ K}$$

Bilangan Reynold

$$\text{Res} = \frac{D_e \cdot G_s}{\text{visc}} = 9851,5980$$

Bilangan Prandtl

$$\text{Pr} = \frac{c_{plav} \cdot \mu_{lav}}{k_{thlav}}$$

$$\text{Pr} = 19,6347$$

$$h_o = 0,36 \times (k_{thav}/D_e) \times (\text{Re})^{0,55} \times (\text{Pr})^{(1/3)}$$

$$h_o = 1,4283$$

$$U_c = 1,3645769$$

8. Faktor Pengotor

$$R_d = 4,0079249 \text{ m}^2 \cdot \text{sK/Kj}$$

$$= 0,0040079 \text{ m}^2 \cdot \text{sK/J}$$

$$= 0,0227566 \text{ ft}^2 \cdot \text{h.F/BTU}$$

$$R_d \text{ min} = 0,03 \text{ ft}^2 \cdot \text{h.F/BTU}$$

R_d yang diperlukan = 0,003 hr.ft² F/BTU (Tabel 12. Kern, 1965)

Jac jadi bisa digunakan

9. Pressure drop

a. Shell

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{\text{Re}^{0,42}}$$

$$f = 0,00905$$

$$\Delta P_s = \frac{f (N+1) G_s^2 L d_s}{2 \rho_f D_e}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_s &= 5390,3434 \text{ pa} \\ &= 0,0532 \text{ atm} \\ &= 0,7818 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\Delta P_{smaks} = 10 \text{ psi}$$

$\Delta P_s < \Delta P_{smaks}$ (bisa digunakan)

b. Pipa

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}}$$

$$f = 0,0083986$$

$$\Delta P_t = \frac{4 f G_t^2 L n p}{2 \rho_{dow} I d}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_t &= 1724,1089 \text{ pa} & P_{\text{operasi}} &= 1,1376172 \text{ atm} \\ &0,0170156 \text{ atm} & P_{\text{keluaran cooler}} &= 1,0674 \text{ atm} \\ &0,250052 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\Delta P_{tmaks} = 5 \text{ psi}$$

$\Delta P_t < \Delta P_{tmaks}$ (bisa digunakan)

Kesimpulan

Tugas : Mendinginkan cairan hasil bawah MD-01

Jenis : shell and tube Heat Exchanger

Beban panas : 4872151,6 kJ/jam

Luas Transfer Panas : 63,4775 m² 683,26591 ft²

Kecepatan Fluida Panas: 10141,5764 kg/jam

Kecepatan Fluida dingin : 47344,962 kg/jam

Jumlah pipa 348

Jumlah pass 6

Bahan Stainless Steel

ho : 1,4283 kJ/m²sK

hio : 30,588591 kJ/m²sK

Uc : 1,3645769 kJ/m²sK

Ud : 0,2109 kJ/m²sK

ΔPs : 0,0532 atm

ΔPt : 0,0170156 atm

P keluaran cooler : 1,0674 atm

COOLER 4 (CL-04)

Tugas : Mendinginkan produk hasil keluar separator (SP-02)

Jenis : Double pipe heat exchangers

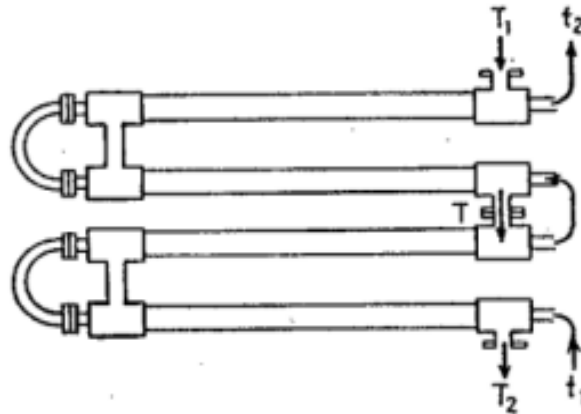


FIG. 6.5. Double pipe exchangers in series.

Dari neraca massa fluida panas, diketahui :

Fluida Panas

T masuk = 697,46 K = 424,46 C

T keluar = 350,00 K = 77 C

Komponen	q (kg/jam)	x mass	BM	q (kmol/jam)
NH3	1017,9308	1	17	59,8783
Total	1017,9308	1		59,8783

Kapasitas Fase Gas

Persamaan :

$$cpg = cpga + cpgb T + cpgc T^2 + cpgd T^3 + cpge T^4$$

$$cpg = cpga + cpgb T + cpgc T2 + cpgd T3 + cpge T$$

cpga, cpgb, cpgc, cpgd, cpge = konstanta (J/mol K)

T = suhu operasi (K)

Data sebagai berikut

COOLER 4 (CL-04)

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ (J/mol K)				
	A	B	C	D	E
C ₆ H ₅ NH ₂	-22,062	5,73E-01	-4,57E-04	1,84E-07	-2,99E-11
H ₂ O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
(C ₆ H ₅) ₂ NH	-119,401	1,306	-1,22E-03	5,88E-07	-1,14E-10
NH ₃	33,573	-1,26E-02	8,89E-05	-7,18E-08	1,86E-11

VISKOSITAS FASE GAS

Persamaan :

$$\mu_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

μ_{gas} : viskositas fase gas (mikropoise)

Komponen	$\mu_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$		
	A	B	C
C ₆ H ₅ NH ₂	-6,916	2,59E-01	-3,43E-05
H ₂ O	-36,826	4,29E-01	-1,62E-05
(C ₆ H ₅) ₂ NH	-3,913	2,08E-01	-2,06E-05
NH ₃	-7,874	3,67E-01	-4,47E-06

Densitas Fase Cair

Komponen	A	B	n	T _c
C ₆ H ₅ NH ₂	0,3119	0,25	0,2857	699
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0,3141	0,2455	0,2833	817
NH ₃	0,23689	0,25471	0,2887	600

KONDUKTIVITAS THERMAL FASE GAS

Persamaan :

$$k_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

k_{thg} : konduktivitas thermal fase gas (W/mK)

Komponen	A	B	C
C ₆ H ₅ NH ₂	-0,01769	8,35E-05	1,50E-09
H ₂ O	0,00053	4,71E-05	4,96E-08
(C ₆ H ₅) ₂ NH	-0,00972	5,44E-05	1,23E-08
NH ₃	0,00457	2,32E-05	1,48E-07

Langkah Perhitungan :

1. Beban panas
2. Media pemanas
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan panas
5. Alat penukar panas
6. Route fluida
7. Koefisien h_i , h_o , U_c
8. Factor Pengotoran (R_d)
9. Pressure drop

1. Beban Panas

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{pgi} (T_2 - T_1)$$

m_i : Kecepatan massa masing-masing komponen (Kg/jam)

c_{pgi} : kapasitas panas fase gas (Kj/Kg K)

Q_t : Bebas Panas Total (KJ/jam)

T_1 : suhu fluida panas masuk (K)

T_2 : suhu fluida panas keluar (K)

Panas yang dibawa umpan masuk :

Suhu Masuk = 697,46 K = 424,46 C

Suhu Keluar = 350,00 K = 77 C

$T_{avg} = 523,73$ K

Komponen	kmol/jam	$C_p dT$	$m C_p dT$
NH3	59,8783	14772,854	884573,09

$Q_t = 884573,09$ kJ/jam

2. Media Pendingin

Sebagai media pendingin dipakai Dowtherm A

Tekanan = 1 atm

Suhu masuk, $t_1 = 313$ K = 40 C

Suhu keluar, $t_2 = 415,7529$ K = 142,7529 C

COOLER 4 (CL-04)

$$T_{avg} = 364,3765 \text{ K} = 91,3765 \text{ C}$$

$$C_p = 1,7755 \text{ kJ/kg.K}$$

$$K_{th} = 0,00013 \text{ kJ/msK}$$

$$\text{rapat massa} = 1001,9394 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{viskositas} = 0,001138194 \text{ kg/ms}$$

Massa Dowtherm yang diperlukan

$$m_{\text{dowtherm}} = \frac{Q_t}{C_p \cdot (t_2 - t_1)}$$

$$= 4849 \text{ kg/jam}$$

3. Menentukan beda suhu rata2 (LMTD)

Fluida Panas		Fluida Dingin	
T1=	697,4600	t1=	313
T2=	350,0000	t2=	415,7529

$$\text{delta } T_2 = 37,0000$$

$$\text{delta } T_1 = 281,7071$$

$$\text{LMTD} = 120,54833 \text{ K}$$

4. Menentukan koefisien perpindahan panas

Cold Fluid : Dowtherm

Hot Fluid : Gasses

Dari tabel 12.1 (Towell and Sinnott, 1965) koefisien perpindahan panas berkis antara nilai Ud berkisar antara 20-200 W/ m² °C

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers			
Hot Fluid		Cold Fluid	U (W/m ² °C)
<i>Heat exchangers</i>			
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
<i>Coolers</i>			
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
<i>Heaters</i>			
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
<i>Dowtherm</i>			
Dowtherm		Gases	20-200
Flue gases		Steam	30-100
Flue		Hydrocarbon vapors	30-100
<i>Condensers</i>			
Aqueous vapors		Water	1000-1500
Organic vapors		Water	700-1000
Organics (some noncondensables)		Water	500-700
Vacuum condensers		Water	200-500
<i>Vaporizers</i>			
Steam		Aqueous solutions	1000-1500
Steam		Light organics	900-1200
Steam		Heavy organics	600-900

$$\begin{aligned} \text{Dipilih } U_d : & \quad 100 \quad \text{W/ m}^2 \text{ }^\circ\text{C} = 17,6228 \quad \text{BTU/jam ft}^2 \text{ F} \\ & \quad 0,1 \quad \text{kJ/ m}^2 \text{ s K} = 360 \quad \text{KJ/m}^2 \text{ Jam K} \end{aligned}$$

5. Alat penukar panas yang diperlukan

a. Menentukan luas perpindahan panas :

$$A = \frac{Q_t}{U_d \cdot \text{LMTD}} = 20,3831 \quad \text{m}^2 = 219,4036 \quad \text{ft}^2$$

b. ukuran pipa

Dipilih berdasarkan table 11 Kern, D.Q

Pipa Luar :

Dipilih 2" NPS, sch 40

$$\text{diameter dalam, } I_d = 2,067 \quad \text{in} = 0,0525 \quad \text{m}$$

$$\text{diameter luar, } O_d = 2,38 \quad \text{in} = 0,0605 \quad \text{m}$$

$$\text{Luas permukaan, } a'' = 0,1899 \quad \text{m}^2/\text{m}$$

Pipa dalam :

dipilih 1,25" NPS, sch 40

$$\text{diameter dalam, } I_d = 1,38 \quad \text{in} = 0,0351 \quad \text{m}$$

$$\text{diameter luar, } O_d = 1,66 \quad \text{in} = 0,0422 \quad \text{m}$$

$$\text{Luas permukaan, } a'' = 0,1324624 \quad \text{m}^2/\text{m}$$

$$\text{Dipilih pipa dengan panjang} = 12 \quad \text{ft} = 3,6574 \quad \text{m}$$

$$\text{Panjang pipa yang diperlukan, } L_{\text{total}} = A/(a''L)$$

$$L_{\text{total}} = 153,8783 \quad \text{m}$$

$$\text{maka jumlah pipa yang dibutuhkan : } 29$$

A standart

$$\text{Luas perpindahan kalor standar, } A_{\text{standart}} = n a'' L$$

$$\text{Maka, } A_{\text{standart}} = 20,3831 \quad \text{m}^2$$

Menentukan luas perpindahan ppanas standart

$$U_d = 0,100$$

6.Route Fluida

Tube side = hot fluid

Annulus side = cold fluid

7. Koefisien perpindahan kalor dalam tabung , selongsong, dan gabungan

Annulus : fluida dingin

$$D2 = \text{diameter dalam pipa luar} = 0,0525 \text{ m}$$

$$D1 = \text{diameter luar pipa dalam} = 0,0422 \text{ m}$$

Luas aliran:

$$a_a = \frac{\pi}{4} (D2^2 - D1^2)$$

$$a_a = 0,0007686 \text{ m}^2$$

$$G_a = 1752,2664 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

Pipa dalam : fluida panas

$$a_p = \frac{\pi Id^2}{4}$$

$$a_p = 0,000965 \text{ m}^2$$

$$\text{Flux massa, } G_t = 293,0209 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

Diameter ekivalen

$$D_e = 0,0232 \text{ m}$$

Bilangan reynold

$$Re_a = 35733$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = 15,8775$$

Koefisien perpindahan kalor dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0.36 \times \frac{k_{thav}}{D_e} \times Re^{0.8} \times Pr^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{\mu}{\mu_{av}}\right)^{0.14}$$

$$h_o = 21,7818 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

Suhu rata2 fluida panas

$$t_{av} = 364,3765 \text{ K} = 91,3765 \text{ C}$$

sifat fisis pada suhu t_{av}

COOLER 4 (CL-04)

Komponen	kg/jam	fraksi massa
NH3	1017,9308	1
Total	1017,9308	1

μ kg/ms	kth kJ/msK	ρ_l [kg/m ³]
1,253E-05	3,27E-05	673,02121

$\mu \cdot x_{mass}$	kth $\cdot x_{mass}$	$\rho_l \cdot X_{mass}$
1,25,E-05	3,27E-05	673,02121

$$\mu_{lav} = 1,25,E-05 \text{ kg/ms}$$

$$k_{thlav} = 3,27,E-05 \text{ kJ/msK}$$

$$c_{plav} = 2,5010 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{rapat massa} = 673,0212 \text{ kg/m}^3$$

$$Re_p = 8,20,E+05$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = 0,9580$$

Koefisien perpindahan kalor dihitung dengan persamaan :

$$hi = 0.027 \frac{k_{thlav}}{Id} Re^{0.8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$hi = 0,2891 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

$$hio = 0,2510689 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan

$$Uc = 0,2482079 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

8. Faktor Pengotor

$$Rd = 5,9711 \text{ m}^2\text{sK/kJ}$$

$$= 0,0060 \text{ m}^2\text{sK/J}$$

$$= 0,0339 \text{ ft}^2\text{h.F/BTU}$$

$$Rd_{min} = 0,003 \text{ ft}^2\text{h.F/BTU}$$

Rd yang diperlukan = 0,003 hr.ft² F/BTU (Tabel 12. Kern, 1965)

Jadi $Rd > Rd_{min}$ artinya, bisa digunakan

9. Pressure drop

Annulus

Faktor friksi dihitung dengan persamaan:

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$$

$$f = 0,0067309$$

$$\Delta Pt = \frac{4f Ga^2 L npipa}{2\rho s De}$$

$$\begin{aligned} \Delta Ps &= 6908,8326 \text{ Pa} \\ &0,0682 \text{ atm} \\ &1,0020 \text{ Psi} \end{aligned}$$

$$\Delta Psmaks = 10 \text{ psi}$$

$$\Delta Ps < \Delta Psmaks$$

Pipa dalam

Faktor friksi dihitung dengan persamaan :

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$$

$$f = 0,0043666$$

$$\Delta Pt = \frac{4f Gp^2 L npipa}{2\rho l Id}$$

$$\begin{aligned} \Delta Pt &= 118,2658 \text{ Pa} & Poperasi &= 6,2421594 \text{ atm} \\ &0,0012 \text{ atm} & Pkeluar CL-04 &= 6,1728 \text{ atm} \\ &0,0172 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\Delta Ptmaks = 5 \text{ psi}$$

$$\Delta Pt < \Delta Ptmaks$$

Kesimpulan

Tugas : Mendinginkan produk hasil keluar reaktor hingga mencapai suhu emb pada Condensor Parsial (CDP-01)

Jenis : Double Pipe Heat Exchanger

Beban panas : 884573,09 kJ/jam

Luas Transfer Panas : 20,3831 m²

Kecepatan Fluida Panas: 1017,9308 kg/jam

Kecepatan Fluida dingin : 4849 kg/jam

Jumlah pipa 29

Bahan Stainless steel

ho : 21,7818 kJ/m²sK

hio : 0,2510689 kJ/m²sK

Uc : 0,2482079 kJ/m²sK

Ud : 0,1 kJ/m²sK

ΔPs : 0,0682 atm

ΔPt : 0,0012 atm

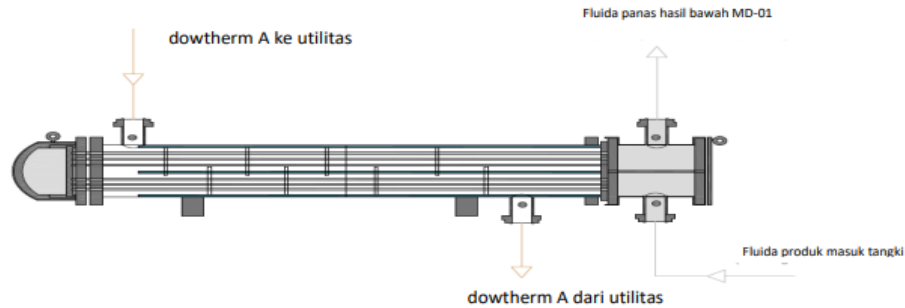
P keluaran cooler : 6,1728 atm

HEATER (H-01)

HEATER (H-01)

Tugas : Memanaskan cairan hasil bawah separator CDP hingga mencapai kondisi operasi umpan MD-01

Jenis : Shell And Tube Heat Exchanger



Dari neraca massa fluida panas, diketahui :

Fluida Panas

T masuk = 356,8520 K

T keluar = 481,8740 K = 208,7240 C

Komponen	kg/jam	fraksi massa	BM	kmol/jam
$C_6H_5NH_2$	968,0442	0,0866	93	10,4091
H_2O	60,7226	0,0054	18	3,3735
$(C_6H_5)_2NH$	10155,1385	0,9080	169	60,0896
Total	11183,9053	1		73,8721

Kapasitas Fase Cair

Persamaan :

$$cpg = cpga + cpgb T + cpgc T^2 + cpgd T^3$$

cpg = kapasitas panas fase cair

$cpga, cpgb, cpgc, cpgd, cpge$ = konstanta (J/mol K)

T = suhu operasi (K)

Komponen	A	B	C	D
$C_6H_5NH_2$	63,288	0,9896	-2,36E-03	2,33E-06
H_2O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
$(C_6H_5)_2NH$	72,447	1,46E+00	-2,96E-03	2,44E-06

Viskositas Fase Cair

Persamaan :

HEATER (H-01)

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

μ_{cair} : viskositas fase cair (centipoise)

T : Suhu operasi (K)

Komponen	A	B	C	D
C ₆ H ₅ NH ₂	-13,863	2,51E+03	0,0257	-1,83E-05
H ₂ O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05
(C ₆ H ₅) ₂ NH	-16,08	3,23E+03	0,0266	-1,63E-05

Densitas Fase Cair

Komponen	A	B	n	Tc
C ₆ H ₅ NH ₂	0,3119	0,25	0,2857	699
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0,3141	0,2455	0,2833	817
NH ₃	0,23689	0,25471	0,2887	600

Konduktivitas Thermal Fase Cair

Persamaan :

$$k_{liq} = 10^{A+B*(1-(T/C))^{2/7}}$$

k_{thg} : konduktivitas thermal fase cair (W/mK)

T : Suhu Operasi (K)

Komponen	A	B	C
C ₆ H ₅ NH ₂	1,9620E-01	-5,214E-07	-2,446E-07
H ₂ O	-0,2758	4,612E-03	-5,539E-06
(C ₆ H ₅) ₂ NH	1,4790E-01	-3,166E-05	-1,340E-07

Langkah Perhitungan :

1. Beban panas
2. Media pemanas
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan panas
5. Alat penukar panas
6. Route fluida
7. Koefisien h_i , h_o , h_c , U_c
8. Factor Pengotoran (R_d)
9. Pressure drop

1. Beban Panas

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{pli} (T_2 - T_1)$$

m_i : Kecepatan massa masing-masing komponen (Kg/jam)

c_{pli} : kapasitas panas fase cair (Kj/Kmol)

Q_t : Bebas Panas Total (KJ/jam)

T_1 : suhu fluida panas masuk (K)

T_2 : suhu fluida panas keluar (K)

Panas yang dibawa umpan masuk :

$$\text{Suhu masuk } (T_1) = 356,8520 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar } (T_2) = 481,8740 \text{ K}$$

$$\text{Suhu rata-rata } (T_{av}) = 419,363 \text{ K}$$

Komponen	BM	kmol/jam	Cp dT	m Cp dT
$C_6H_5NH_2$	93	10,4091	29518,111	307256,308
H_2O	18	3,3735	9779,31496	32990,2852
$(C_6H_5)_2NH$	169	60,0896	43165,6789	2593807,39
Total		73,8721		2934053,98

$$Q_t = 2934053,98 \text{ kJ/jam}$$

2. Media Pendingin

Sebagai media pemanas dipakai Dowtherm A

Tekanan = 1 atm

$$\text{Suhu masuk, } t_1 = 550 \text{ K} = 277 \text{ C}$$

$$\text{Suhu keluar, } t_2 = 360 \text{ K} = 87 \text{ C}$$

$$T_{avg} = 455,00 \text{ K} = 182 \text{ C}$$

$$C_p = 1,94004 \text{ kJ/kg.K}$$

$$K_{th} = 0,00011278 \text{ kJ/msK}$$

$$\text{rapat massa} = 959,724 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{viskositas} = 0,0002984 \text{ kg/ms}$$

Massa dowtherm yang diperlukan :

$$m_{\text{dowtherm}} (m) = \frac{Q_t}{C_p \cdot (t_2 - t_1)}$$

$$w = 7960 \text{ kg/jam}$$

3. Menentukan beda suhu rata2 (LMTD)

Fluida Dingin		Fluida Panas	
T1=	356,8520	t1=	550
T2 =	481,8740	t2=	360

delta T2 = 68,1260

delta T1 = 3,1480

LMTD = 21,1338 K

4. Menentukan koefisien perpindahan panas

Cold Fluid = Dowtherm

Hot Fluid = Heavy Oil

Dari tabel 12.1 (Towell and Sinnott, 1965) koefisien perpindahan panas bernilai Ud berkisar antara 50-300 W/ m² °C

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² °C)
<i>Heat exchangers</i>		
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
<i>Coolers</i>		
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
<i>Heaters</i>		
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
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

Dipilih Ud = 294,3072 W/ m² °C

= 0,2943 kJ/ m² s K

5. Alat penukar panas yang diperlukan

a. Menentukan luas perpindahan panas :

HEATER (H-01)

$$A = \frac{Q_t}{U_d \cdot LMTD} = 131,0350 \text{ m}^2 = 1410,4602 \text{ ft}^2$$

b. ukuran pipa

Dipilih berdasarkan table 10 Kern, D.Q

Pipa Luar : 3/4 in Od 14 BWG hal 843

Dipilih 2" NPS, sch 40

diameter dalam ,Id = 0,584 in = 0,0148 m

diameter luar,Od = 0,75 in = 0,0191 m

Luas permukaan , a" = 0,0598 m²/m

Pipa dalam :

dipilih 1,25" NPS, sch 40

diameter dalam, Id = 1,38 in = 0,0351 m

diameter luar, Od = 1,66 in = 0,0422 m

Luas permukaan, a"= 0,1325 m²/m

Dipilih panjang tabung L =

Dipilih pipa dengan panjang 12 ft = 3,6574 m

c. Panjang pipa yang diperlukan , Ltotal= A/(a"L)

nt = 599

d. Alat penukar kalor standart

Dipilih dari tabel 10 -10 A, Ludwig. E.E., vol III, halaman 49

Table 10-10A
Full Circle Tube Layouts Floating Head Exchanger ³/₄-in.
O.D. Tubes on ¹⁵/₁₆-in. Triangular Pitch

Size (In.)	Number of Passes					Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
	1	2	4	6	8		
8	42	40	32	32	24	3.75	13
10	73	68	56	54	52	4.63	17
12	109	106	88	86	80	4.00	21
14	130	124	110	108	104	4.50	25
16	187	176	162	152	144	5.00	29
18	241	232	214	216	204	5.88	33
20	308	302	282	274	264	6.50	37
22	384	372	352	348	336	7.13	41
24	472	458	432	420	406	7.75	45
26	555	538	510	510	502	8.63	48
28	649	636	610	606	580	8.13	53
30	764	744	716	708	700	8.75	57
32	868	850	822	812	796	9.38	63
34	994	970	930	928	912	9.75	65
36	1131	1108	1066	1058	1028	10.50	71
38	1268	1246	1204	1190	1172	11.25	75
40	1414	1390	1360	1338	1316	12.06	79
42	1558	1544	1502	1482	1464	11.50	83

HEATER (H-01)

Dipilih :

Diameter selongsong, I_{ds} : 24 in = 0,6096 m

Jumlah tube, n_t = 599

Pass tube, n_p = 1

Susunan : 3/4 " pada 15/16 " Triangular pitch

Pitch 0,0238 m

Diameter ekivalen :

D_e = 0,55 in = 0,01397 m

Luas perpindahan kalor standar :

A standart

Luas perpindahan kalor standar , $A_{standart} = n \cdot a \cdot L$

Maka, $A_{standart} = 131,034951$

Menentukan luas perpindahan ppanas standart

$U_d = 0,2943 \text{ kJ/ m}^2 \text{ s K}$

6.Route Fluida

Tube side = hot fluid

Annulus side = cold fluid

7. Menghitung koefisien h_i , h_{io} , h_o , U_c

Shell side : fluida dingin

Jarak baffle (B) :

$B = 0,12192024 \text{ m}$

Jumlah baffle :

$(N+1) = L/B = 30,00$

Clearance (C')

Pitch – OD = 0,0047 m

Luas flow area (as)

$$as = \frac{I_{ds} \cdot C' \cdot B}{Pitch} =$$

$as = 0,0148 \text{ m}^2$

$G_s = 149,0618 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$

Bilangan reynold

$Res = 6978,5461$

Biolangan Prandtl

$Pr = 5,1331$

HEATER (H-01)

Koefisien perpindahan kalor dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0.36 \times \frac{k_{thav}}{De} \times Re^{0.8} \times Pr^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{\mu}{\mu_{av}}\right)^{0.14}$$

$$h_o = 0,6519 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

Tube side : fluida panas

Suhu rata2 fluida panas

$$t_{av} = 419,3630 \text{ K}$$

sifat fisis pada suhu t_{av}

Komponen	kg/jam	fraksi massa
C ₆ H ₅ NH ₂	968,0442	0,0866
H ₂ O	60,7226	0,0054
(C ₆ H ₅) ₂ NH	10155,1385	0,9080
Total	11183,9053	1

Komponen	μ kg/ms	kth kJ/msK	ρ_l [kg /m ³]
C ₆ H ₅ NH ₂	0,00048035	0,00157027	906,61866
H ₂ O	0,00018728	0,00352034	907,129011
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0,00081397	0,00135378	987,315366

Komponen	$\mu \cdot x_{mass}$	kth $\cdot x_{mass}$	$\rho_l \cdot X_{mass}$
C ₆ H ₅ NH ₂	4,1578E-05	0,00013592	78,4741044
H ₂ O	1,0168E-06	1,9114E-05	4,92522093
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0,0007391	0,00122925	896,495815
Total	0,00078169	0,00138428	979,89514

$$\mu_{lav} = 0,00078169 \text{ kg/ms}$$

$$k_{thlav} = 0,00138428 \text{ kJ/msK}$$

$$c_{plav} = 2,0984 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{rapat massa} = 979,8951 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Luas aliran (at')} = 0,0002 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas per pipa (at)} = 0,1035 \text{ m}^2$$

$$\text{kecepatan massa (Gt)} = 30,0289 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

$$\text{Kecepatan linear (v lin)}$$

HEATER (H-01)

$$v_{lin} = 32,6317 \text{ m/s}$$

$$Re_t = 569,838733$$

Bilangan Prandtl

$$Pr = 1,18494902$$

Koefisien perpindahan kalor dihitung dengan persamaan :

$$h_i = \frac{4.2 (1.35 + 0.02 tav) v_{lin}^{0.8}}{Id^{0.2}}$$

$$h_i = 1542,9377 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

$$h_{io} = 1981,5125 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan

$$U_c = 0,6517149 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

8. Faktor Pengotor

$$R_d = 1,8634 \text{ m}^2\cdot\text{sK/Kj}$$

$$= 0,0019 \text{ m}^2\cdot\text{sK/J}$$

$$= 0,0106 \text{ ft}^2\cdot\text{h}\cdot\text{F/BTU}$$

$$R_{d \text{ min}} = 0,003 \text{ ft}^2\cdot\text{h}\cdot\text{F/BTU}$$

R_d yang diperlukan = 0,003 hr.ft² F/BTU (Tabel 12. Kern, 1965)

Jadi $R_d > R_{d \text{ min}}$

9. Pressure drop

Annulus

Faktor friksi dihitung dengan persamaan:

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$$

$$f = 0,00991538$$

$$\Delta P_s = \frac{f (N+1) G_s^2 I_{ds}}{2 \rho_f D_e}$$

$$\Delta P_s = 150,2498 \text{ pa}$$

$$= 0,0015 \text{ atm}$$

$$= 0,0218 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{s \text{ maks}} = 10 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s < \Delta P_{s \text{ maks}}$$

Pipa dalam

Faktor friksi dihitung dengan persamaan :

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{\text{Re}^{0.42}}$$

$$f = 0,02187334$$

$$\Delta P_t = \frac{4f G p^2 L_{npipa}}{2 \rho l d}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= 9,9260 \text{ pa} \\ &= 0,0001 \text{ atm} \\ &= 0,0014 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\Delta P_{tmaks} = 5 \text{ psi}$$

$$\Delta P_t < \Delta P_{tmaks}$$

HEATER (H-01)

Kesimpulan

Tugas : Memanaskan cairan hasil bawah separator CDP hingga mencapai kondisi operasi umpan MD-01

Jenis : Shell And Tube Heat Exchanger

Beban panas : 2934053,9789 kJ/jam

Luas Transfer Panas : 131,0350 m² 1410,44847 ft²

Kecepatan Fluida Panas: 11183,9053 kg/jam

Kecepatan Fluida dingin : 7960 kg/jam

Jumlah pipa 599

Bahan : Stainless Steel

h_o : 0,6519 kJ/m²sK

h_{io} : 1981,5125 kJ/m²sK

U_c : 0,6517149 kJ/m²sK

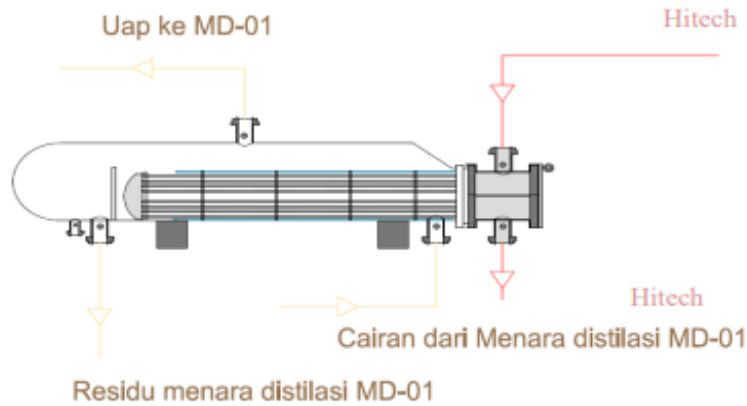
U_d : 0,2943 kJ/m²sK

ΔP_s : 0,0015 atm

ΔP_t : 0,0001 atm

REBOILER -01

Tugas : Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar MD dari suhu 575,12462 K sampai 578,33619 K 305,33619 dengan media pemanas hitech



Data :

$P = 1,3047777 \text{ atm}$

suhu masuk (t_1) 575,12462 K

suhu keluar (t_2) 578,33619 K

suhu rata2 = 576,73041 K

Komponen	Fluida masuk		Fluida Keluar			
	kg/jam	kmol/jam	uap		Cair	
			kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
C6H5NH2	51,28	0,5514	10,9298	0,1175	40,35	0,4339
(C6H5)2NH	12768,75	75,5547	2721,5218	16,1037	10047,22	59,4510
Total	12820,026	76,1061	2732,4517	16,2212	10087,574	59,8849

Kapasitas Panas Fase Cair $C_{pliq} = A + BT + CT^2 + DT^3$ ($C_p = J/mol \text{ K}$; $T = K$)

Komponen	A	B	C	D
C6H5NH2	63,288	0,9896	-2,36E-03	2,33E-06
(C6H5)2NH	72,447	1,46E+00	-2,96E-03	2,44E-06

Menghitung Cp

Komponen	Cp dT	Cpl (kJ/kg)
C ₆ H ₅ NH ₂	67566,965	726,52651
(C ₆ H ₅) ₂ NH	97351,674	576,04541

Viskositas Fase cair

Komponen	A	B	C	D
C ₆ H ₅ NH ₂	-13,863	2,51E+03	0,0257	-1,83E-05
(C ₆ H ₅) ₂ NH	-16,08	3,23E+03	0,0266	-1,63E-05

Menghitung viskositas

Komponen	fraksi massa	Viskositas	Xmass. Miu
C ₆ H ₅ NH ₂	0,004	0,0001694	6,776E-07
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0,996	0,0002773	0,0002762

Rapat massa Fase cair

Komponen	A	B	n	Tc
C ₆ H ₅ NH ₂	0,3119	0,25	0,2857	699
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0,3141	0,2455	0,2833	817

Menghitung rapat massa

Komponen	aju alir mass	rho	m/rho
C ₆ H ₅ NH ₂	51,2801	726,51675	0,0705835
(C ₆ H ₅) ₂ NH	12768,746	849,40755	15,032531
Total	12820,026		15,103115

rapat massa = 848,83323 kg/m³**Tekanan Uap**

Komponen	A	B	C	D	E
C ₆ H ₅ NH ₂	124,38	-7167,6	-42,763	0,017336	5,714E-15
(C ₆ H ₅) ₂ NH	9,7736	-3900,8	0,9121	-5,898E-03	2,301E-06

Panas Laten Penguapan

Komponen	A	Tc	n
C6H5NH2	72,038	699	0,459
(C6H5)2NH	83,711	817	0,346

Menghitung Thermal conductivity

Komponen	A	B	C	kth
C6H5NH2	-1,3485	0,6888	699	0,045143
(C6H5)2NH	-1,2631	0,4669	817	0,0553027

Menghitung Tegangan Muka

Komponen	A	Tc	N	
H2O	132,674	647,13	0,955	16,295679
C ₆ H ₅ NH ₂	77,26	699	1,08	11,921837
(C6H5)2NH	78,53	817	1,3173	

Menghitung hvap

Komponen	hvap (j/mol)
C6H5NH2	32555,678
(C6H5)2NH	54938,452

1. Beban Panas

$$Q_t = Q_s + Q_v$$

a. beban panas untuk menaikkan suhu

$$t_{avg} = 576,73041 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	Cp l (kJ/kmol)	mass Cpl d
C6H5NH2	0,5514	950,6573	524,1914
(C6H5)2NH	75,5547	1283,2053	96952,205
Total	76,1061		97476,396

maka $Q_s = 97476,396 \text{ kJ/jam}$

b. Beban panas untuk penguapan (Q_v)

Komponen	kmol/jam	hvap	$v_{\text{mass}} \cdot H_{\text{vap}}$
C ₆ H ₅ NH ₂	0,1175	32361,288	3803,254
(C ₆ H ₅) ₂ NH	16,1037	54811,98	882674,56
Total	16,2212		886477,81

$$Q_v = 886477,8121 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{jad } Q_t = 983954,2082 \text{ kJ/jam}$$

2. Media Pemanas

Sebagai media pemanas digunakan Hitech (Nitrate-Nitrite)

$$\text{Suhu masuk } T_1 = 786,4291 \text{ K } 513,4291 \text{ C}$$

$$\text{Suhu keluar } T_2 = 759,0746 \text{ K } 486,0746 \text{ C}$$

$$\text{suhu avg} = 772,7519 \text{ K}$$

$$C_p \text{ Hitech} = 1,7985 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\mu \text{ Hitech} = 2,9806 \text{ cP} = 0,0029806 \text{ kg/ms}$$

$$\rho \text{ hitech} = 1714,2679 \text{ kg/m}^3$$

$$W_p = 20000,00 \text{ kg/jam}$$

3. Beda Suhu rerata

Fluida Panas

Fluida dingin

$$\text{Masuk} = 786,4291 \text{ K } \text{Masuk} = 575,12462 \text{ K}$$

$$\text{Keluar} = 759,0746 \text{ K } \text{Keluar} = 578,33619 \text{ K}$$

Beda Suhu

$$\Delta T_1 = 208,0929 \text{ K}$$

$$\Delta T_2 = 183,9500 \text{ K}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = 195,77342 \text{ K}$$

4. Koefisien Perpindahan Kalor

Diprediksi berdasarkan Table 8 (Process Heat Transfer , Donald Q. Kern hal. 840)

Nilai Ud berkisar antara 30 Btu/h.F.ft² sampai 60 Btu/h.F.ft

atau 170,3479 W/m².K sampai 340 W/m².K

dicoba nilai Ud = 170 W/m².K
0,17 KW/m².K

5. Alat Penukar Kalor Standart

a. Luas Perpindahan Kalor

Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan :

$$A = \frac{Q_t}{U_d \cdot \Delta T} = 8,2123933 \text{ m}^2 \\ 89,030556 \text{ ft}^2$$

b. Ukuran Tube

Dipilih 3/4 in OD, 16 BWG

Dari tabel 10 Kern, D. Q., diperoleh :

Diameter luar tabung, OD = 0,75 in = 0,01905 m

Diameter dalam tabung, ID = 0,62 in = 0,015748 m

Luas Permukaan , a"= 0,0598473 m²/m

Panjang Tabung :

Panjang tabung standar = 6 ft, 8 ft, 12 ft, 16 ft dan 24 ft.

Towler dan Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles",
Mc Graw Hill, New York, 2008, halaman 805.

dipilih panjang tabung . L = 12 ft = 3,6574215 m

c. Jumlah tube

nt = 38

d. Alat Penukar kalor Standart

Dipilih dari tabel 10 -10 A, Ludwig, E.E., vol III, halaman 49 Dipilih :

Diameter shell, IDs = 8 in

Jumlah tube, nt = 40

Jumlah pass, np = 2

Susunan : ¾ in pada 15/16 in Triangular Pitch

Diamter Ekivalen, De = 0,55 in = 0,01397 m

Luas Perpindahan Kalor Standart :

$$A_s = n_t \times a'' \times L$$

$$A_s = 8,755478 \text{ m}^2$$

e. Koefisien Perpindahan Kalor Standart

$$U_d = \frac{Q_t}{A_s \cdot \Delta T}$$

$$U_d = 0,1594552 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

6. Route Fluida

Fluida dingin dialirkan dalam shell dan fluida panas dialirkan dalam tube.

7. Koefisien Perpindahan Kalor hi, hio, dan Uc

Shell : Fluida dingin

Tube : Fluida Panas

Koefisien perpindahan kalor dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0,00122 \left[\frac{k t h_i^{0,79} C_{p1}^{0,45} \rho_l^{0,49}}{\tau^{0,5} \mu_l^{0,29} \lambda^{0,24} \rho_v^{0,24}} \right] (T_w - T_s)^{0,24} (P_w - P_s)^{0,75}$$

(Towler dan Sinnott, 2008, halaman 894)

$$a_t' = 0,0001948 \text{ m}^2$$

$$a_t = 0,0038956 \text{ m}^2$$

Flux massa :

$$G_t = W/a_t = 1426,1224 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$v_{lin} = 1,6800973 \text{ m/s}$$

Koefisien Perpindahan kalor :

$h_i = 187,99356 \text{ kJ/m}^2\cdot\text{s}\cdot\text{K}$

$$h_i = \frac{4,2(1,35 + 0,02t_{av})v_{lin}^{0,8}}{ID^{0,2}}$$

$h_{io} = h_i(ID/OD)$

$= 155,40801 \text{ kJ/m}^2\cdot\text{s}\cdot\text{K}$

Suhu dinding dihitung dengan persamaan :

$$t_w = t_{av} + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_{av} - t_{av})$$

dicoba $h_o = 18,5 \text{ kJ/m}^2\cdot\text{s}\cdot\text{K}$

$t_{av} = 576,73041$

$T_{av} = 772,7519$

$t_w = 751,89948 \text{ K}$

Menghitung tekanan uap (Pw) pada Tw :

$P_w = 2,9871817 \text{ atm}$

Komponen	Laju alir	BM	kmol/jam	Fraksi mol
C6H5NH2	51,2801	93	0,551399	0,0072451
(C6H5)2NH	12768,746	169	75,554708	0,9927549
Total	12820,026		76,106107	1

Komponen	Puap	Ki = Puap/Pw	yi = Ki.xi
C6H5NH2	101,91491	34,117414	0,2471852
(C6H5)2NH	15,649161	5,238771	5,2008154
Total			5,4480

$P_s = P_t = 1,30478 \text{ atm}$

Sifat fisis :

Komponen	laju alir	Fraksi massapl (kJ/kg.K)	μ_l (kg/ms)
C6H5NH2	51,2801	0,004	2,62166
(C6H5)2NH	12768,746	0,996	2,0786512
Total	12820,026	1	

Komponen	h _{vap} (J/mol)	ρ _l (kg/m ³)	τ (N/m)	k _{th} (J/msK)
Komponen	32555,678	726,51675	0,0162957	0,045143
C ₆ H ₅ NH ₂	54938,452	849,40755	0,0119218	0,0553027
Total				

Komponen	x _{mass} x τ	x _{mass} . K _{th}	x _{mass} . C _{pl}	x _{mass} . μ _l	x _{mass} . H _{vap}	x _{mass} x ρ _l
C ₆ H ₅ NH ₂	6,518E-05	0,0001806	0,0104866	6,776E-07	130,22271	2,906067
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0,0118741	0,0550815	2,0703366	0,0002762	54718,698	846,00992
Total	0,0119393	0,055262	2,0808232	0,0002769	54848,921	848,91599

Rapat massa uap

didekati dengan persamaan gas ideal :

$$\rho_v = \frac{BM_{av} \cdot P_T}{R_g \cdot t_w}$$

Komposisi	kg/jam	kmol/jam
C ₆ H ₅ NH ₂	10,9298	0,1175
(C ₆ H ₅) ₂ NH	2721,5218	16,1037
Total	2732,4517	16,2212

$$B_{mav} = 168,44937 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_v = 3,5626039 \text{ kg/m}^3$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$U_c = 16,532006 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

8. faktor Pengotor

$$R_d = 5,8218642 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} / \text{kJ}$$

$$0,0058219 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} / \text{J}$$

$$0,033056 \text{ ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{F} / \text{BTU}$$

$$R_{dmin} = 0,002 \text{ ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{F} / \text{BTU}$$

R_d hitung > R_{dmin} , maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat.

9. Penurunan Tekanan

Shell : fluida dingin

Penurunan tekanan dalam selongsong diabaikan karena cairan menggenang (pool boiling).

Tube : fluida panas

Bilangan reynold :

$$R_e = \frac{ID \times G_t}{\mu_{steam}}$$

$$Re = 7534,7973$$

$$\text{Faktor friksi} = f = 0,0014 + \frac{0,125}{R_e^{0,32}}$$

$$f = 0,008582$$

$$\Delta P_t = \frac{4 \cdot f \cdot G_s^2 \cdot L \cdot n_p}{2 \cdot \rho_{hitec} \cdot ID}$$

$$\Delta P_t = 9458,7653 \text{ Pa}$$

$$0,0934 \text{ atm}$$

Ringkasan Hasil

Tugas : Menguapkan sebagian cairan yang keluar dari bawah menara distilasi dengan media steam jenuh.

Tipe alat : Shell and Tube Heat Exchanger

kondisi : Suhu masuk Pemanas = 786,4291 K

Suhu keluar Pemanas = 759,0746 K

Suhu umpan masuk = 575,12462 K

Suhu umpan keluar = 578,33619 K

Beban Panas = 886477,81 kJ/jam

Jumlah Pemanas Masuk : 20000 kg/jam

Di dipilih 3/4" OD, 16 BWG

OD = 0,75 in

ID = 0,62 in

Panjang Tabung = 12 ft

Jumlah Tabung = 40

Rd hitung = 0,033055963

Pressuredrop shell = 0

Pressure drop tube = 0,0934 atm

298
305,3361943

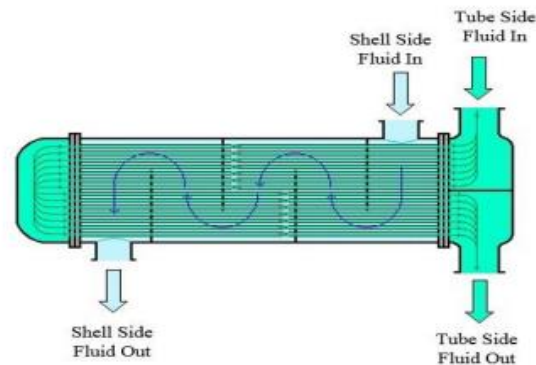
726,5167504

849,4075524

**Condensor Total
(CD-01)**

Tugas : Mengembunkan uap yang keluar dari puncak Menara Destilasi 1 (MD-01) dengan media pendingin Km³/jam pada suhu 193,0539 C dan tekanan 1,05 atm

Jenis alat : Shell and Tube Heat Exchanger



Gambar. Kondensor Total Menara Distilasi (CD-01)

Data Kondisi operasi:

Suhu Masuk = 466,0539 K = 193,0539 C

Suhu Keluar = 412,1580 K = 139,1580 C

T avg = 439,1060 K

Tref = 298 K

Tekanan (P) = 1,0563 atm

Komponen	BM	Mol	Massa
		Kmol/jam	Kg/jam
C ₆ H ₅ NH ₂	93	11,9023	1106,918
H ₂ O	18	4,0320	72,5755
(C ₆ H ₅) ₂ NH	169	0,2869	48,4848
Total		16,221204	1227,9778

Menentukan beban panas kondensor

Untuk menghitung beban panas kondensor, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Q_c = \sum F_{\text{mass}(i)} \cdot \lambda_{(i)}$$

Dimana:

Q_c = Beban panas kondensor (Kj/mol)

$F_{\text{massa}(i)}$ = Kecepatan massa masing-masing komponen pada 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} = 466,0539 K

Komponen	A	Tc	n	ΔH_{vap} (kJ/mol)
$C_6H_5NH_2$	72,0380	699,0000	0,4590	43,5028
H ₂ O	52,053	647,13	0,321	34,5852
$(C_6H_5)_2NH$	83,7110	817,0000	0,3460	62,4895

Tabel. Perhitungan panas laten penguapan

Komponen	Lamda (KJ/mol)	Mgas (mol/jam)	$Q=m*\text{lamda}$ (KJ/jam)
$C_6H_5NH_2$	43,5028	11902,34	517784,6517
H ₂ O	34,5852	4031,97	139446,8010
$(C_6H_5)_2NH$	62,4895	286,89	17927,7445
Total	140,58	16221,20	675159,1972

Kapasitas Panas

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ (J/mol K)				
	A	B	C	D	E
$C_6H_5NH_2$	-22,062	5,73E-01	-4,57E-04	1,84E-07	-2,99E-11
H ₂ O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
$(C_6H_5)_2NH$	-119,401	1,306	-1,22E-03	5,88E-07	-1,14E-10

Tabel. Perhitungan panas sensibel penguapan

Komponen	Mgas (Kmol/jam)	$C_p dT$ (Kj/kmol)	$Q=m*C_p dT$ (KJ/jam)
$C_6H_5NH_2$	11,9023	8407,6242	100070,3914
H ₂ O	4,0320	1866,5954	7526,0630
$(C_6H_5)_2NH$	0,2869	14238,865	4085,0197
Total	16,2212	24513,08	111681,4741

Didapatkan beban panas kondesor (Q_c)

$$Q_c = 786840,6713 \text{ KJ/jam}$$

Menghitung Jumlah Pendingin

Sebagai media pendingin digunakan dowterm A

Data:

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk (t1)} = 313 \text{ K} = 40 \text{ C}$$

$$\text{Suhu keluar (t2)} = 412 \text{ K} = 139 \text{ C}$$

$$T_{avg} = 362,5 \text{ K} = 89,5 \text{ C}$$

$$C_p = 1,7702 \text{ kJ/kg.K}$$

$$K_{th} = 1,28, E-04 \text{ kJ/msK}$$

$$\text{rapat massa} = 977,9125 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{viskositas} = 1,17, E-03 \text{ kg/ms}$$

Massa Dowtherm yang diperlukan

$$m_{\text{dowtherm}} = \frac{Q_t}{C_p \cdot (t_2 - t_1)}$$

$$= 4489,7918 \text{ kg/jam}$$

Menghitung Overall Heat Transfer

Cold Fluid : Dowtherm

Hot Fluid : Gasses

Dari tabel 12.1 (Towell and Sinnott, 1965) koefisien perpindahan panas berkisar antara nilai U_d berkisar antara 20-200 W/ m² °C.

$$\text{Dipilih } U_d : 96,72 \text{ W/ m}^2 \text{ °C}$$

$$348 \text{ kJ/jam m}^2 \text{ K}$$

$$0,09672 \text{ kJ/ m}^2 \text{ s K}$$

Menentukan Beda Suhu Rerata Logaritmik (ΔT_{LMTD})

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)}$$

Dimana:

$$\Delta T_{LMTD} = \text{Beda suhu rerata logaritmik (K)}$$

$$\Delta T_1 = \text{Beda suhu kiri pendingin dan fluida panas (K)}$$

$$\Delta T_2 = \text{Beda suhu kanan pendingin dan fluida panas (K)}$$

Suhu gas masuk (T _{dew})	466,0539
Suhu pendingin keluar (t ₂)	412
ΔT_1	54,0539

Suhu embun gas (T _{dew})	412,1580
Suhu pendingin masuk (t ₁)	313
ΔT_2	99,1580

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{54,0539 - 99,1580}{\ln\left(\frac{54,0539}{99,1580}\right)}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 74,339332 \text{ K}$$

Menentukan Alat Penukar Kalor Standar

Menentukan Luas Transfer Panas (A)

Untuk menghitung luas perpindahan kalor yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \cdot LMTD} =$$

Dimana:

A = Luas perpindahan kalor yang diperoleh (m²)

U_d = Koefisien perpindahan kalor gabungan (KJ/m² K)

ΔT_{LMTD} = Beda suhu rerata (K)

Diperoleh :

$$A = \frac{801723,9858 \text{ KJ/jam}}{360 \frac{\text{KJ}}{\text{jam m}^2 \text{ K}} \cdot 74,339332 \text{ K}}$$

$$A = 30,3976 \text{ m}^2$$

$$= 326,7443 \text{ ft}^2$$

Menurut “D, Q, Kern, “Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)”, halaman 79, luas perpindahan kalor > 200 ft² menggunakan alat penukar kalor jenis shell and tube.

Menentukan Ukuran Pipa

Dipilih berdasarkan Tabel, 10, “D, Q, Kern, “Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)”, halaman 843.

DIPILIH 0,75” OD,16 BWG

Condensor (CD-01)

$$\begin{aligned}\text{Diameter luar tabung (OD)} &= 0,75 \text{ in} = 0,0625 \text{ ft} \\ \text{Diameter dalam tabung (ID)} &= 0,62 \text{ in} = 0,0517 \text{ ft} \\ \text{Luas permukaan (a'')} &= 0,302 \text{ in}^2 = 0,002097 \text{ ft}^2 \\ A_o &= 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}\end{aligned}$$

Panjang tabung :

Berdasarkan line 21-22, "Chemical Design and Principles, Practice and Economics Plant and Process Design", halaman 805.

Panjang tabung standar adalah 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

DIPILIH : panjang tabung, $L = 16 \text{ ft}$

Menentukan Jumlah Pipa yang Diperlukan

Untuk menghitung jumlah pipa yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$N_t = \frac{A}{A_o \cdot L}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$N_t = \frac{326,7443 \text{ ft}^2}{0,1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} \cdot 16 \text{ ft}}$$

$$N_t = 104,0322$$

Route Fluida

Tube side = hot fluid

Annulus side = cold fluid

Menentukan Layout Alat Penukar Panas

Dipilih dari Tabel, 9, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)", halaman 842.

DIPILIH :

Tipe = Triangular

Diameter selongsong (IDs) = 13,25 in

Jumlah tabung (Nt) = 106

Pass Tabung (n) = 2

Pitch = 1 in = 0,0833 ft

Diameter ekivalent

$D_e = 0,73 \text{ in} = 0,06083 \text{ ft}$ (Fig, 28, “D, Q, Kern, “Process Heat Transfe, Mc,Graw Hill (1965)”)

Menentukan Luas Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung luas perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = N_t \cdot A_o \cdot L$$

Dimana:

A = Luas perpindahan kalor standar

N_t = Jumlah pipa standar

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$A = 106 \cdot 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \cdot 16 \text{ ft}$$

$$A = 332,9248 \text{ ft}^2$$

$$A = 30,9957 \text{ m}^2$$

Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$U_d = \frac{Q_t}{A \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana:

U_d = Koefisien perpindahan kalor standar (KJ/Jam.m² .K)

A = Luas perpindahan kalor standar (m²)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$U_d = \frac{801723,9858 \text{ KJ/jam}}{30,9957 \text{ m}^2 \cdot 74,33933 \text{ K}}$$

$$U_d = 341 \text{ KJ/Jam.m}^2 \cdot \text{K}$$

$$U_d = 94,8559 \text{ J/m}^2 \text{ s K}$$

$$U_d = 94,8559 \text{ W/m}^2 \text{ C} \quad (\text{Masih dalam range } U_d \text{ yang dipilih})$$

Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor dalam Shell, Tube dan Gabungan

Shell Side : Dowtherm A

Data-data :

$$ID_s = 13,25 \text{ in}$$

Pitch	=	1	in
Odt	=	0,75	in
De	=	0,73	in = 0,018542 m
n	=	2	
Massa fluida	=	4489,7918	Kg.jam
Tin	=	313	K
Tout	=	412	K
Tavg	=	362,5	K
Densitas	=	977,9125	kg/m ³
viskositas	=	0,0011696	kg/ms

Menentukan Luas Aliran Fluida Panas Dalam pipa

Untuk menghitung luas aliran fluida dingin dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$at = \frac{at \cdot Nt}{n}$$

Dimana:

at = Luas aliran fluida dingin total pipa (m²)

a't = Luas aliran fluida dingin per pipa (m²)

Nt = Jumlah pipa

n = Jumlah pass di pipa

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$at = \frac{0,002096 \text{ ft}^2 \cdot 106}{2}$$

$$at = 0,111088^2 \text{ ft}^2 = 0,0103 \text{ m}^2$$

Menentukan Flux Massa dalam Pipa (Gt)

Untuk menghitung flux massa dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Gt = \frac{\text{Kecepatan massa fluida}}{at}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$Gt = \frac{4574,7175 \text{ Kg/jam}}{0,01032 \text{ m}^2}$$

$$Gt = 118986,33 \text{ Kg/jam m}^2$$

$$= 33,0518 \text{ kg/s.m}^2$$

Menentukan Kecepatan Linier (V_{lin})

Untuk menghitung kecepatan linier, digunakan rumus sebagai berikut:

$$V_{lin} = \frac{Gt}{\rho_{dowterm}}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan

$$V_{lin} = \frac{118986,33 \frac{kg}{jam \ m^2}}{977,9125 \ kg/m^3}$$
$$V_{lin} = 133,4939 \ m/jam = 0,4131 \ ft/s$$

Menentukan Bilangan Reynold Fluida Dingin (Re)

Untuk menghitung bilangan Reynold fluida dingin, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Re = \frac{ID \cdot Gt}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$Re = \frac{0,0157 \ m \cdot 118986,33 \frac{kg}{jam \ m^2}}{4,21065 \frac{kg}{m \ jam}}$$
$$Re = 1603,4741$$

Menentukan Koefisien Kalor Fluida Dingin

Dari fig,25, halaman 835, “D, Q, Kern, “Process Heat Transfe, Mc,Graw Hill (1965)

Diperoleh nilai, koefisien kalor (h_i) = 600 BTU/Jam.ft² .F

Maka, nilai koefisien kalor awal (h_{io}) :

$$h_{io} = h_i \cdot \frac{ID}{OD}$$
$$h_{io} = \frac{600 \frac{BTU}{jam \ ft^2 \ F} \cdot 0,62 \ in}{0,75 \ in}$$

$$h_{io} = 496 \ BTU/jam.ft.F = 10139,106 \ KJ/jam.m^2.K$$

Tube Side : Umpan masuk Condensor (Fluida Panas)

Data-data :

Condensor (CD-01)

Nt	=	106		
n (pass tube)	=	2		
IDt	=	0,62 in	=	0,5167 ft = 0,0157 m
Odt	=	0,75 in	=	0,0625 ft
a't	=	0,302 in ²	=	0,0021 ft
Massa feed in	=	1227,9778 Kg/Jam		
t ₂	=	466,0539 K		
t ₁	=	412,1580 K		
t _{avg}	=	439,1060 K		
Densitas	=	891,3243 Kg/m ³		
Viskositas	=	0,0003 kg/ms	=	1,1650 Kg/m jam
B _{Mavg} fluida	=	93,3333		

Koposisi Fluida hasil Puncak MD-01

Komponen	Fraksi mol	Laju alir mo	BM	Kg/jam	fraksi massa
C ₆ H ₅ NH ₂	0,7337519	11,9023	93	1106,918	0,9014
H ₂ O	0,2485619	4,0320	18	72,5755	0,0591
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0,0176862	0,2869	169	48,4848	0,0395
Total	1	16,2212		1227,9778	1

Rapat massa Fase cair

Komponen	A	B	n	T _c
C ₆ H ₅ NH ₂	0,3119	0,25	0,2857	699
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0,3141	0,2455	0,2833	817
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13

Komponen	rho	m/rho
C ₆ H ₅ NH ₂	886,8119	1,2482
(C ₆ H ₅) ₂ NH	971,2510	0,0747
H ₂ O	885,1152	0,0548
Total		1,3777

Menentukan Suhu Rerata

$$h_o (\text{Trial}) = 195 \text{ BTU/jam.ft.F}$$

Condensor (CD-01)

$$T_v = 466,0539 = 379,2270 \text{ F}$$

$$t_a = \frac{412 \text{ K} + 313 \text{ K}}{2}$$

$$t_a = 439,1060 \text{ K} = 192,83 \text{ F}$$

$$t_w = t_a + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_v - t_a)$$

$$t_w = 192,83 \text{ F} + \frac{195 \frac{\text{BTU}}{\text{jam ft}^2 \text{ F}}}{(496 + 195) \frac{\text{BTU}}{\text{jam ft}^2 \text{ F}}} (379,227 - 192,83)$$

$$t_w = 245,4312 \text{ F}$$

$$t_f = \frac{T_v + t_w}{2}$$

$$t_f = \frac{379,227 \text{ F} + 245,4312 \text{ F}}{2}$$

$$t_f = 312,3291 \text{ F} = 428,8884 \text{ K}$$

Sifat-sifat fisis fluida panas :

Nilai viskositas (μ), Cp, dan konduktivitas komponen pada $T_f = 334,110 \text{ K}$

$$\mu = 0,00032 \text{ kg/ms}$$

$$c_p = 90,9475 \text{ KJ/Kmol K}$$

$$k = 6,66\text{E-}05 \text{ KJ/m s K}$$

$$\rho = 891,3243 \text{ Kg/m}^3$$

Viskositas gas

Komponen	$\mu_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$				
	A	B	C	miu	xmass.miu
C6H5NH2	-6,916	2,59E-01	-3,43E-05	97,9981	88,3369
H2O	-36,826	4,29E-01	-1,62E-05	1,44E+02	8,5217
(C6H5)2NH	-3,913	2,08E-01	-2,06E-05	81,4324	3,2152
Total				0,3236	0,1001

Komponen	BM	Cp dT	Cpgas
C ₆ H ₅ NH ₂	93	8407,62	81,49
H ₂ O	18	1866,60	6,13
(C ₆ H ₅) ₂ NH	169	14238,87	3,33
Total		24513,08	90,95

Thermal Konduktivitas

Komponen	A	B	C	ΔK
C ₆ H ₅ NH ₂	-0,01769	8,35E-05	1,50E-09	1,92E-02
H ₂ O	0,00053	4,71,E-05	4,96,E-08	3,08,E-02
(C ₆ H ₅) ₂ NH	-0,00972	5,44E-05	1,23E-08	1,65,E-02
Total				6,66E-05

Menentukan Luas Aliran Fluida Panas Dalam Shell (as)

Untuk menghitung luas aliran fluida panas pada shell, digunakan rumus sebagai berikut:

$$as = \frac{ID_s \cdot B \cdot C'}{pitch}$$

Dimana

as = Luas aliran fluida panas pada selongsong (m²)

B = Jarak antara baffle (m)

C' = Clearance (m)

Jarak antar baffle (B)

Jarak antar baffle berkisar antara ID_s/5 sampai ID_s.

Dipilih B = ID_s

ID_s = 13,25

B = 13,25

Pitch = 1

Clearance (C')

C' = Pitch - OD

= 1 in - 0,75 in

= 0,25 in

Sehingga as :

$$as = \frac{13,25 \text{ in } 13,25 \text{ in } 0,25 \text{ in}}{1 \text{ in}}$$

$$\begin{aligned} as &= 43,8906 \text{ in}^2 \\ &= 0,3048 \text{ ft}^2 = 0,0283 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Menentukan Fluks Massa dalam Shell (Gs)

$$Gs = \frac{\text{Massa fluida}}{as}$$

$$Gs = \frac{4574,7175 \text{ kg/jam}}{0,028316 \text{ m}^2}$$

$$Gs = 44,0441 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

Menentukan Condensing Load

$$Gs'' = \frac{\text{Massa Fluida}}{L \cdot Nt^{\frac{2}{3}}}$$

$$Gs'' = \frac{10085,5257 \text{ lb/jam}}{16 \text{ ft} \cdot 106^{\frac{2}{3}}}$$

$$Gs'' = 0,1683 \text{ lb/jam.ft}$$

$$Res = 698,2292$$

Menentukan Nilai Koefisien Kalor (ho)

Dari fig,12.9, halaman 267, “D, Q, Kern, “Process Heat Transfe, Mc,Graw Hill (1965)”. Diperoleh nilai, koefisien kalor (ho) = 195 BTU/Jam.ft² .F (sesuai dengan trial).

Weighted Clean Overall Coefficient (Uc)

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor gabungan bersih, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Uc = \frac{hio - ho}{hio + ho}$$

Dimana:

Ukon = Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih (Btu/Jam.ft² .F)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan

$$U_c = \frac{496 \cdot 195}{496 + 195} \times \frac{Btu}{jam \cdot ft^2 \cdot F}$$

$$\begin{aligned} U_c &= 139,9711 \text{ Btu/jam.ft}^2.F \\ &= 0,0031 \text{ Kj/jam.m}^2.K \end{aligned}$$

Dirt Factor (Rd)

Untuk menghitung faktor pengotor, digunakan rumus sebagai berikut:

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$R_d = \frac{139,97106 \frac{BTU}{jam \ ft^2 \ F} - 17,0211 \frac{BTU}{jam \ ft^2 \ F}}{139,97106 \frac{BTU}{jam \ ft^2 \ F} \times 17,0211 \frac{BTU}{jam \ ft^2 \ F}}$$

$$R_d = 0,0516 \text{ jam.ft}^2.F/BTU$$

Pressure Drop

Shell Side : Dowtherm A

$$\Delta P_{shell} = \frac{1}{2} \frac{f G_s^2 \cdot ID_s (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot spgr}$$

Dengan :

$$Re = 8,35, E-04$$

$$f = 5,1852$$

$$ID_s = 13,25 \text{ in} = 0,3366 \text{ m}$$

$$D_e = 0,73 \text{ in} = 0,0185 \text{ m}$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$B = 13,25 \text{ in} = 1,1042 \text{ ft}$$

$$G_s = 44,0441 \text{ kg/s.m}^2$$

$$\rho = 977,9125 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{viskositas} = 1,17, E-03 \text{ kg/ms}$$

$$\begin{aligned} N+1 &= \frac{L}{B} = \frac{16 \text{ ft}}{1,10417 \text{ ft}} = 14,4905 = 14,5 \text{ ft} \\ &= 4,4194 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka:

$$\Delta P_{shell} = 412,5402 \text{ pa}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_{\text{shell}} &= 0,0598 \text{ psi} \\ &= 0,0041 \text{ atm}\end{aligned}$$

Tube Side : Umpan masuk kondensor

Menentukan Penurunan Tekanan pada Pipa

Untuk menghitung penurunan tekanan pada pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

Dengan:

$$\begin{aligned}Re &= 1603,4741 \\ f &= 0,0154 \\ Gt &= 33,0518 \text{ kg/s.m}^2 \\ L &= 16 \text{ ft} = 4,8766 \text{ m} \\ n_t &= 106 \\ ID_t &= 0,62 \text{ in} = 0,0517 \text{ ft} \\ n_p &= 2\end{aligned}$$

Maka:

$$\Delta P_t = \frac{4 f Gt^2 L n_p}{2 \rho_{\text{umpan}} Id}$$

$$\Delta P_t = 7,1204 \text{ pa}$$

Menentukan Penurunann Tekanan Karena Belokan

Untuk menghitung penurunan tekanan pada pipa karena belokan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n \cdot V_{\text{lin}}^2 \cdot 62,5}{s \cdot 2 \cdot g}$$

Dengan:

$$\begin{aligned}n_p &= 2 \\ V_{\text{lin}} &= 0,4131 \text{ ft/s} \\ g &= 32,2 \text{ ft/s}^2 \\ s &= 1\end{aligned}$$

Maka:

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n \cdot V_{\text{lin}}^2 \cdot 62,5}{s \cdot 2 \cdot g}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_r &= 1,3249 \text{ Pa} \\ &= 0,0002 \text{ psi} \\ &= 1,31\text{E-}05 \text{ atm}\end{aligned}$$

Menghitung penurunan tekanan total tube side (ΔP_t)

Condensor (CD-01)

$$\begin{aligned}\Delta P_t &= \Delta P_t + \Delta P_r \\ &= 7,1204 + 1,3249 \\ &= 8,4453 \text{ pa} \\ \Delta P_t &= 8,33\text{E-}05 \text{ atm}\end{aligned}$$

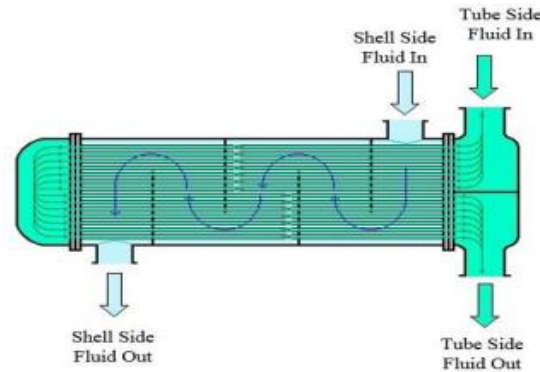
**Ringkasan Condensor-01
(CD-01)**

Tugas	:	Mengkondensasikan produk atas MD-01
Jenis	:	Shell and Tube Condensor
Beban panas	:	786840,7 kJ/jam
Luas transfer panas	:	30,9957 m ²
Kecepatan fluida panas	:	1227,98 kg/jam
Kecepatan fluida dingin	:	4489,79 kg/jam
Shell		
ID shell	:	0,3366 m
ΔP_{shell}	:	0,0443 atm
Tube		
OD Tube	:	0,0625 ft
BWG	:	16
ID Tube	:	0,0517 m
Pass	:	2
Jumlah Pipa	:	106
Susunan	:	Triangular Pitch
Bahan	:	Stainless Steel
ΔP_t	:	8,33,E-05 atm

**Condensor Total
(CD-02)**

Tugas : Mengembunkan uap yang keluar dari atas Separator (SP-02)

Jenis alat : Shell and Tube Heat Exchanger



Gambar. Kondensor Total Menara Distilasi (CD-02)

Data Kondisi operasi:

Suhu Masuk = 350 K = 77,00 C

Suhu Keluar = 319,08 K = 46,08 C

T avg = 334,54 K

Tref = 298 K

Tekanan (P) = 18 atm

Komponen	BM	Mol	Massa
		Kmol/jam	Kg/jam
NH3	17	59,7693	1016,078
Total		59,7693	1016,0779

Menentukan beban panas kondensor

Untuk menghitung beban panas kondensor, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Q_c = \sum F_{mass(i)} \cdot \lambda_{(i)}$$

Dimana:

Qc = Beban panas kondensor (Kj/mol)

Fmassa(i) = Kecepatan massa masing-masing komponen pada 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} = 350,00 K

Komponen	A	Tc	n	ΔH_{vap} (kJ/mol)
NH3	31,5230	405,6500	0,3640	15,2971

Tabel. Perhitungan panas laten penguapan

Komponen	Lamda (KJ/mol)	Mgas (mol/jam)	Q=m*lamda (KJ/jam)
NH3	15,2971	59769,29	914298,1170
Total	15,30	59769,29	914298,1170

Kapasitas Panas

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ (J/mol K)				
	A	B	C	D	E
NH3	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

Tabel. Perhitungan panas sensibel penguapan

Komponen	Mgas (Kmol/jam)	Cp dT (Kj/kmol)	Q=m*CpdT (KJ/jam)
C ₆ H ₅ NH ₂	59,7693	1046,399	62542,5281
Total	59,7693	1046,40	62542,5281

Didapatkan beban panas kondesor (Qc)

$$Q_c = 976840,6451 \text{ KJ/jam}$$

Menghitung Jumlah Pendingin

Sebagai media pendingin digunakan air

Data:

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk (t1)} = 303 \text{ K} = 30 \text{ C}$$

$$\text{Suhu keluar (t2)} = 323 \text{ K} = 50 \text{ C}$$

$$T_{avg} = 313 \text{ K} = 40 \text{ C}$$

$$C_p = 4,179 \text{ kJ/kg.K}$$

$$K_{th} = 0,000634 \text{ kJ/msK}$$

$$\text{rapat massa} = 991,495 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{viskositas} = 0,000631 \text{ kg/ms}$$

Massa Air yang diperlukan

$$m_{\text{air}} = \frac{Q_t}{C_p \cdot (t_2 - t_1)}$$

$$= 11687,493 \text{ kg/jam}$$

$$= 25770,922 \text{ lb/jam}$$

Menghitung Overall Heat Transfer

Cold Fluid : Air

Hot Fluid : Gasses

Dari tabel 12.1 (Towell and Sinnott, 1965) koefisien perpindahan panas berkisar antara nilai Ud berkisar antara 20-200 W/ m² °C.

Dipilih Ud : 200,0000 W/ m² °C

$$720 \text{ kJ/jam m}^2 \text{ K}$$

$$0,2000 \text{ kJ/ m}^2 \text{ s K}$$

$$24,8579 \text{ BTU/jam.ft}^2\text{.F}$$

Menentukan Beda Suhu Rerata Logaritmik (ΔT_{LMTD})

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

Dimana:

ΔT_{LMTD} = Beda suhu rerata logaritmik (K)

ΔT_1 = Beda suhu kiri pendingin dan fluida panas (K)

ΔT_2 = Beda suhu kanan pendingin dan fluida panas (K)

Suhu gas masuk (Tdew)	350,0
Suhu pendingin keluar (t2)	323
ΔT_1	27,0000

Suhu embun gas (Tdew)	319,0814
Suhu pendingin masuk (t1)	303
ΔT_2	16,0814

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{54,0539 - 99,1580}{\ln\left(\frac{54,0539}{99,1580}\right)}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 21,071317 \text{ K}$$

Menentukan Alat Penukar Kalor Standar

Menentukan Luas Transfer Panas (A)

Untuk menghitung luas perpindahan kalor yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = \frac{Qt}{Ud.LMTD} =$$

Dimana:

A = Luas perpindahan kalor yang diperoleh (m²)

Ud = Koefisien perpindahan kalor gabungan (KJ/m² K)

ΔT_{LMTD} = Beda suhu rerata (K)

Diperoleh :

$$A = \frac{985661,4224 \text{ KJ/jam}}{509 \frac{\text{KJ}}{\text{jam m}^2 \text{K}} \cdot 33,54 \text{ K}}$$

$$A = 64,39 \text{ m}^2$$

$$= 692,10 \text{ ft}^2$$

Menurut “D, Q, Kern, “Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)”, halaman 79, luas perpindahan kalor > 200 ft² menggunakan alat penukar kalor jenis shell and tube.

Menentukan Ukuran Pipa

Dipilih berdasarkan Tabel, 10, “D, Q, Kern, “Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)”, halaman 843.

DIPILIH 0,75” OD,16 BWG

Diameter luar tabung (OD)	=	0,75	in	=	0,0625	ft
Diameter dalam tabung (ID)	=	0,62	in	=	0,0517	ft
Luas permukaan (a”)	=	0,302	in ²	=	0,002097	ft ²
Ao	=	0,1963	ft ² /ft			

Panjang tabung :

Berdasarkan line 21-22, "Chemical Design and Principles, Practice and Economics Plant and Process Design", halaman 805.

Panjang tabung standar adalah 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

DIPILIH : panjang tabung, I= 16 ft

Menentukan Jumlah Pipa yang Diperlukan

Untuk menghitung jumlah pipa yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Nt = \frac{A}{A_o \cdot L}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$Nt = \frac{615,60 \text{ ft}^2}{0,1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} \cdot 16 \text{ ft}}$$

$$Nt = 220,36$$

Route Fluida

Tube side = hot fluid

Annulus side = cold fluid

Menentukan Layout Alat Penukar Panas

Dipilih dari Tabel, 9, “D, Q, Kern, “Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)”, halaman 842.

DIPILIH :

Tipe = Triangular
Diameter selongsong (IDs) = 19,25 in = 0,489 m
Jumlah tabung (Nt) = 226
Pass Tabung (n) = 4
Pitch = 1 in = 0,0833 ft
Diameter ekivalent

$De = 0,73 \text{ in} = 0,06083 \text{ ft}$ (Fig, 28, “D, Q, Kern, “Process Heat Transfe, Mc,Graw Hill (1965)”)

Menentukan Luas Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung luas perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = Nt. A_o. L$$

Dimana:

A = Luas perpindahan kalor standar

Nt = Jumlah pipa standar

Data-data yang ada dimasukan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$A = 226 \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 16 \text{ ft}$$

$$A = 709,8208 \text{ ft}^2$$

$$A = 66,085169 \text{ m}^2$$

Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Ud = \frac{Q_t}{A \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana:

Ud = Koefisien perpindahan kalor standar (KJ/Jam.m² .K)

A = Luas perpindahan kalor standar (m²)

Data-data yang ada dimasukan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$Ud = \frac{801723,9858 \text{ KJ/jam}}{30,9957 \text{ m}^2 \cdot 74,33933 \text{ K}}$$

$$\begin{aligned}
 U_d &= 702 \text{ KJ/Jam.m}^2 \cdot \text{K} \\
 U_d &= 194,86 \text{ J/m}^2 \text{ s K} \\
 U_d &= 194,86 \text{ W/m}^2 \text{ C} \quad (\text{Masih dalam range } U_d \text{ yang dipilih})
 \end{aligned}$$

Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor dalam Shell, Tube dan Gabungan

Shell Side : Air

Data-data :

$$\begin{aligned}
 I_Ds &= 19,25 \text{ in} \\
 Pitch &= 1 \text{ in} \\
 O_{dt} &= 0,75 \text{ in} \\
 D_e &= 0,73 \text{ in} = 0,018542 \text{ m} \\
 n &= 2 \\
 \text{Massa fluida} &= 11687,493 \text{ Kg.jam} \\
 T_{in} &= 303 \text{ K} \\
 T_{out} &= 323 \text{ K} \\
 T_{avg} &= 313 \text{ K} \\
 \text{Densitas} &= 991,50 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{viskositas} &= 1,17 \cdot 10^{-3} \text{ kg/ms}
 \end{aligned}$$

Menentukan Luas Aliran Fluida Panas Dalam pipa

Untuk menghitung luas aliran fluida dingin dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$at = \frac{a'' \cdot Nt}{n}$$

Dimana:

$$\begin{aligned}
 at &= \text{Luas aliran fluida dingin total pipa (m}^2\text{)} \\
 a'' &= \text{Luas aliran fluida dingin per pipa (m}^2\text{)} \\
 Nt &= \text{Jumlah pipa} \\
 n &= \text{Jumlah pass di pipa}
 \end{aligned}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$at = \frac{0,002096 \text{ ft}^2 \cdot 196}{2}$$

$$at = 0,2368 \text{ ft}^2 = 0,0220 \text{ m}^2$$

Menentukan Flux Massa dalam Pipa (Gt)

Untuk menghitung flux massa dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Gt = \frac{\text{Kecepatan massa fluida}}{at}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$Gt = \frac{1016,0779 \text{ Kg/jam}}{0,0191 \text{ m}^2}$$

$$Gt = 46177,56 \text{ Kg/jam m}^2$$

$$= 12,83 \text{ kg/s.m}^2$$

Menentukan Kecepatan Linier (Vlin)

Untuk menghitung kecepatan linier, digunakan rumus sebagai berikut:

$$V_{lin} = \frac{Gt}{\rho \cdot d \cdot \omega}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan

$$V_{lin} = \frac{46177,56 \frac{\text{kg}}{\text{jam m}^2}}{541,78 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_{lin} = 85,232701 \text{ m/jam} = 0,4130983 \text{ ft/s}$$

Menentukan Bilangan Reynold Fluida Dingin (Re)

Untuk menghitung bilangan Reynold fluida dingin, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Re = \frac{ID \cdot Gt}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$Re = \frac{0,0157 \text{ m} \cdot 46177,56 \frac{\text{kg}}{\text{jam m}^2}}{0,5353 \frac{\text{kg}}{\text{m jam}}}$$

$$Re = 1354,2543$$

Menentukan Koefisien Kalor Fluida Dingin

Dari fig,25, halaman 835, “D, Q, Kern, “Process Heat Transfe, Mc,Graw Hill (1965)

Diperoleh nilai, koefisien kalor (hi) = 600 BTU/Jam.ft² .F

Maka, nilai koefisien kalor awal (hio) :

$$h_{io} = h_i \cdot \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = \frac{600 \frac{\text{BTU}}{\text{jam ft}^2 \text{ F}} \cdot 0,62 \text{ in}}{0,75 \text{ in}}$$

$$h_{io} = 496 \text{ BTU/jam.ft.F} = 10139,106 \text{ KJ/jam.m}^2.\text{K}$$

Tube Side : Umpan masuk Condensor (Fluida Panas)

Data-data :

Nt	=	226
n (pass tube)	=	2
IDt	=	0,62 in = 0,5167 ft = 0,0157 m
ODt	=	0,75 in = 0,0625 ft
a't	=	0,302 in ² = 0,002096 ft
Massa feed in	=	1016,0779 Kg/Jam
t2	=	350 K
t1	=	319,08 K
tavg	=	334,54 K
Densitas	=	541,78 Kg/m ³
Viskositas	=	1,49,E-04 kg/ms = 0,5353 Kg/m jam
BMavg fluida	=	17

Koposisi Fluida

Komponen	Fraksi mol	Laju alir mol	BM	Kg/jam	fraksi massa
NH3	0,5	59,7693	17	1016,08	1
Total	1,5	119,5386		1016,08	1

Rapat massa Fase cair

Komponen	A	B	n	Tc
NH3	0,23689	0,25471	0,2887	405,65

Komponen	rho	m/rho
NH3	541,78221	1,8754
Total		1,8754

Menentukan Suhu Rerata

$$h_o (\text{Trial}) = 195 \text{ BTU/jam.ft.F}$$

$$T_v = 350 = 170,60 \text{ F}$$

$$t_a = \frac{412 \text{ K} + 313 \text{ K}}{2}$$

$$t_a = 334,5407 \text{ K} = 142,77 \text{ F}$$

$$t_w = t_a + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_v - t_a)$$

$$t_w = 142,77 \text{ F} + \frac{195 \frac{\text{BTU}}{\text{jam ft}^2 \text{ F}}}{(496 + 195) \frac{\text{BTU}}{\text{jam ft}^2 \text{ F}}} (170,60 - 142,77)$$

$$t_w = 150,63 \text{ F}$$

$$t_f = \frac{T_v + t_w}{2}$$

$$t_f = \frac{170,60F + 150,63F}{2}$$

$$t_f = 160,61 \text{ F} = 428,89 \text{ K}$$

Sifat-sifat fisis fluida panas :

Nilai viskositas (μ), C_p , dan konduktivitas komponen pada $T_f = 334,110 \text{ K}$

$$\mu = 1,49 \times 10^{-4} \text{ kg/ms}$$

$$c_p = 61,55 \text{ KJ/Kmol K}$$

$$k = 2,89 \times 10^{-5} \text{ KJ/m s K}$$

$$\rho = 541,78 \text{ Kg/m}^3$$

Viskositas gas

Komponen	$\mu_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$				
	A	B	C	miu	xmass.miu
NH3	-7,874	3,67E-01	-4,47E-06	148,7058	148,7058
Total				0,1487	0,1487

Komponen	BM	$C_p \text{ dT}$	$C_{p\text{gas}}$
NH3	17	1046,40	61,5529
Total		1046,40	61,5529

Thermal Konduktivitas

Komponen	A	B	C	ΔK
NH3	0,00457	2,32E-05	1,48E-07	2,89E-02
Total				2,89E-05

Menentukan Luas Aliran Fluida Panas Dalam Shell (as)

Untuk menghitung luas aliran fluida panas pada shell, digunakan rumus sebagai berikut:

$$a_s = \frac{ID_s \cdot B \cdot C'}{pich}$$

Dimana

a_s = Luas aliran fluida panas pada selongsong (m^2)

B = Jarak antara baffle (m)

C' = Clearance (m)

Jarak antar baffle (B)

Jarak antar baffle berkisar antara $ID_s/5$ sampai ID_s .

Dipilih B = ID_s

$ID_s = 17,25$

B = 17,25

Pitch = 1

Clearance (C')

C' = Pitch - OD

= 1 in - 0,75 in

= 0,25 in

Sehingga as :

$$as = \frac{19,25 \text{ in} \times 19,25 \text{ in} \times 0,25 \text{ in}}{1 \text{ in}}$$

$$as = 74,39 \text{ in}^2$$

$$= 0,5166 \text{ ft}^2 = 0,0480 \text{ m}^2$$

Menentukan Fluks Massa dalam Shell (Gs)

$$G_s = \frac{\text{Massa fluida}}{as}$$

$$G_s = \frac{4027,8914 \text{ kg/jam}}{0,0480 \text{ m}^2}$$

$$G_s = 67,6445 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

Menentukan Condensing Load

$$G_s'' = \frac{\text{Massa Fluida}}{L \cdot Nt^{\frac{2}{3}}}$$

$$G_s'' = \frac{8881,5005 \text{ lb/jam}}{16 \text{ ft} \cdot 196^{\frac{2}{3}}}$$

$$G_s'' = 0,0946051 \text{ lb/jam.ft}$$

$$Res = 1987,7399$$

Menentukan Nilai Koefisien Kalor (h_o)

Dari fig.12.9, halaman 267, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfe, Mc,Graw Hill (1965)". Diperoleh nilai, koefisien kalor (h_o) = 195 BTU/Jam.ft² .F (sesuai dengan trial).

Weighted Clean Overall Coefficient (U_c)

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor gabungan bersih, digunakan rumus sebagai berikut:

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

Dimana:

U_{kon} = Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih (Btu/Jam.ft² .F)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan

$$U_c = \frac{496 \times 195}{496 + 195} \times \frac{Btu}{jam.ft^2.F}$$

$$\begin{aligned} U_c &= 139,9711 \text{ Btu/jam.ft}^2.F \\ &= 0,0031 \text{ Kj/jam.m}^2.K \end{aligned}$$

Dirt Factor (R_d)

Untuk menghitung faktor pengotor, digunakan rumus sebagai berikut:

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$R_d = \frac{139,97106 \frac{BTU}{jam \text{ ft}^2 F} - 24,8579 \frac{BTU}{jam \text{ ft}^2 F}}{139,97106 \frac{BTU}{jam \text{ ft}^2 F} \times 24,8579 \frac{BTU}{jam \text{ ft}^2 F}}$$

$$R_d = 0,0331 \text{ jam.ft}^2.F/BTU$$

Pressure Drop

Shell Side : Air A

$$\Delta P_{shell} = \frac{1}{2} \frac{f G_s^2 \cdot ID_s (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot spgr}$$

Dengan :

$$Re = 1987,7399$$

$$f = 0,0143716$$

$$ID_s = 19,25 \text{ in} = 0,489 \text{ m}$$

$$D_e = 0,73 \text{ in} = 0,018542 \text{ m}$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$B = 19,25 \text{ in} = 1,6041667 \text{ ft}$$

$$G_s = 67,6445 \text{ kg/s.m}^2$$

$$\rho = 991,4950 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{viskositas} = 1,17, E-03 \text{ kg/ms}$$

$$N+1 = \frac{L}{B} = \frac{16 \text{ ft}}{1,4375 \text{ ft}} = 9,9740 \text{ ft} = 3,0399 \text{ m}$$

Maka:

$$\Delta P_{\text{shell}} = 2,6584 \text{ pa}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_{\text{shell}} &= 0,0003856 \text{ psi} \\ &= 2,62\text{E-}05 \text{ atm} \end{aligned}$$

Tube Side : Umpan masuk kondensor

Menentukan Penurunan Tekanan pada Pipa

Untuk menghitung penurunan tekanan pada pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

Dengan:

$$Re = 1354,2543$$

$$f = 0,0163$$

$$G_t = 12,8271 \text{ kg/s.m}^2$$

$$L = 16 \text{ ft} = 4,8766 \text{ m}$$

$$n_t = 226$$

$$ID_t = 0,62 \text{ in} = 0,0517 \text{ ft}$$

$$n_p = 2$$

Maka:

$$\Delta P_t = \frac{4 f G_t^2 L n_p}{2 \rho_{\text{pump}} I_d}$$

$$\Delta P_t = 1,8658 \text{ pa}$$

Menentukan Penurunann Tekanan Karena Belokan

Untuk menghitung penurunan tekanan pada pipa karena belokan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n \cdot V_{\text{lin}}^2 \cdot 62,5}{s \cdot 2 \cdot g}$$

Dengan:

$$n_p = 2$$

$$V_{\text{lin}} = 0,4131 \text{ ft/s}$$

$$g = 32,2 \text{ ft/s}^2$$

$$s = 1$$

Maka:

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n \cdot V_{\text{lin}}^2 \cdot 62,5}{s \cdot 2 \cdot g}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_r &= 1,3249 \text{ Pa} \\ &= 1,92, \text{E-}04 \text{ psi} \\ &= 1,31 \text{E-}05 \text{ atm}\end{aligned}$$

Menghitung penurunan tekanan total tube side (ΔP_t)

$$\begin{aligned}\Delta P_t &= \Delta P_t + \Delta P_r \\ &= 1,8658 + 1,3249 \\ &= 3,1907 \text{ pa} \\ \Delta P_t &= 3,149 \text{E-}05 \text{ atm}\end{aligned}$$

**Ringkasan Condensor-02
(CD-02)**

Tugas	:	Mengkondensasikan produk atas MD-01
Jenis	:	Shell and Tube Condensor
Beban panas	:	976840,6 kJ/jam
Luas transfer panas	:	66,0852 m ²
Kecepatan fluida panas	:	1016,0779 kg/jam
Kecepatan fluida dingin	:	11687,493 kg/jam
Shell		
ID shell	:	0,4890 m
ΔP_{shell}	:	0,1153 atm
Tube		
OD Tube	:	0,0625 ft
BWG	:	16
ID Tube	:	0,0517 m
Pass	:	2
Jumlah Pipa	:	226
Susunan	:	Triangular Pitch
Bahan	:	Stainless Steel
ΔP_t	:	3,1,E-05 atm

Condensor (CD-02)

Ptot 18

Tdidih 319,0814 K 46,0814 C

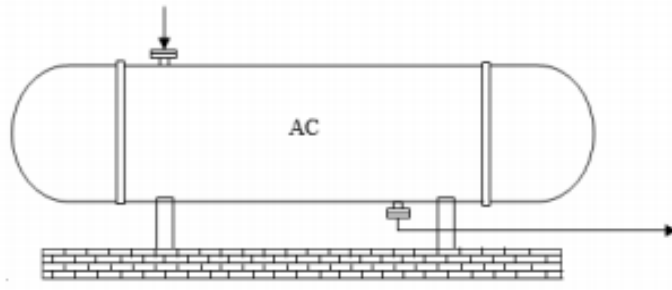
Komponen	BM	D (Kmol/jam)	yi	Psat (atm)	Ki=Psat/P	yi=xi*Ki	αi=Ki/Khk
NH3	17	59,7693	1,0000	17,9997	1,0000	1,0000	1,0000
Total		59,7693	1,0000		1,0000	1,0000	1,0000

NH3	37,1575	-2,028E+03	-1,16E+01	7,4625E-03	-9,58E-12
-----	---------	------------	-----------	------------	-----------

Akumulator (ACC-01)

Tugas : Menampung embunan yang berasal dari CD-01 selama 5 menit dengan laju 1027,4259 Kg/jam pada suhu 412,1580 K dan tekanan 1,0 atm.

Jenis : Tangki silinder horizontal



Gambar 1. Akumulator

Tekanan Operasi = 1,00 atm
 Suhu Operasi = 412,1580 K
 139,1580 C

Volume Embun

Spesifikasi Umpan

T_{cair} = 412,1580 K = 139,15805 C

Tabel. Spesifikasi Umpan Masuk Accumulator

Komponen	BM	V=Kmol/jam	Kg/jam	Fraksi Mol	Fraksi Massa
C ₆ H ₅ NH ₂	93	9,9585	926,1370	0,7338	0,9014
H ₂ O	18	3,3735	60,7226	0,2486	0,0591
(C ₆ H ₅) ₂ NH	169	0,2400	40,5663	0,0177	0,0395
Total		13,5720	1027,4259	1	1

Laju umpan massa akumulator sebesar 1027,4259 Kg/jam.

Menghitung Rapat Massa Fase cairan

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C. L., "Chemical Properties Handbook" (1999), Mc Grw Hill, New york.

$$\rho = A \cdot B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana :

ρ = Rapat massa fase cair (gram/ml)

A, B, n = Konstanta

T = Temperatur (K)

Tc = Temperatur (K)

Tabel. Data Hitungan Densitas Cairan

Komponen	A	B	n	Tc	rho i	xi . Rho i
C6H5NH2	0,3119	0,2500	0,2857	699	0,9137	0,8236
H2O	0,3471	0,2740	0,2857	647,13	0,9150	0,0541
(C6H5)2NH	0,3141	0,2455	0,2833	817	0,9931	0,0392
Total	-	-	-	-	-	0,9169

Menghitung Densitas Campuran

$$\begin{aligned} \text{Rho Campuran} &= 0,9169 \text{ gr/ml} \\ &= 916,91142 \text{ Kg/m}^3 \end{aligned}$$

Menghitung kecepatan volumetrik umpan

Kecepatan volumetrik umpan dihitung dengan persamaan berikut :

$$F_v = F_m / \rho$$

Dimana :

Fv = Kecepatan Volumetrik Umpan Akumulator (m³/jam)

Fm = Kecepatan Massa Umpan Akumulator (Kg/jam)

Maka,

$$F_v = 1,120529 \text{ m}^3/\text{Jam}$$

Menghitung Volume Cairan Disimpan

Diprediksi berdasarkan Wallas , S.M., Chemical Process Equipment selection and design, (1990) XIII waktu tinggal berkisar antara 5 sampai 10 menit.

Cairan dirancang akan disimpan didalam akumulator dengan waktu tinggal selama 5 menit ($\theta = 0,8333$ jam).

$$\begin{aligned} t \text{ penyimpanan} &= 10 \text{ menit} \\ &= 0,1666667 \text{ jam} \end{aligned}$$

Volume cairan disimpan (V) dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$V = F_v \times \theta$$

Maka :

$$V = 0,1867548 \text{ m}^3$$

Dimensi Akumulator

Menghitung Volume Akumulator

Dirancang faktor keamanan 20 %

Maka volume tangki didapatkan :

volume Akumulator (Vt)

$$V_t = 0,2241058 \text{ m}^3 \quad \text{Dirancang} = 1,2$$

Menghitung Dimensi Akumulator

Rasio antara panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5.

$$L/D = 3 \quad (\text{Dirancang}) \quad \text{Wallas hal 611}$$

$$D = \left(\frac{12V_t}{10\pi} \right)^{\frac{1}{3}} \quad <250 \text{ psig } L/D = 3$$

Dimana :

D = Diameter Akumulator

$$D = \left(\frac{12 \cdot 0,2241}{10 \cdot 3,14} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D = 0,4408 \text{ m} = 17,354064 \text{ in} \quad 1 \text{ in} = 0,0254 \text{ m}$$

20	508	4,78	s = 5,54 6,35	9,53	12,70
22	559	4,78	s = 5,54 6,35	9,53	12,70
24	610	5,54	s = 6,35 6,35	9,53	14,27
26	660		7,92	12,7	
28	711		7,92	12,7	15,88
30	762	6,35	s = 7,92 7,92	12,70	15,88

D standar dipilih pada nearest standart pipe sizing

$$\text{NPS} = 28 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 711 \text{ mm} = 0,711 \text{ m}$$

$$\text{SC Num} = 20$$

$$\text{Tebal pipa} = 12,7 \text{ mm} = 0,0127 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 685,6 \text{ mm} = 0,6856 \text{ m}$$

$$L = 2056,8 \text{ mm} = 2,0568 \text{ m}$$

Menghitung Panjang Akumulator

Karena dirancang rasio $L/D = 3$ maka:

$$L = 3 D$$

$$\begin{aligned} L &= 1,3224 \text{ m} & 1 \text{ ft} &= 12 \text{ in} \\ &= 52,062 \text{ in} \\ &= 4,339 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung Volume Terkoreksi

Volume terkoreksi adalah volume aktual dari akumulator yang dirancang.

Sehingga didapat V koreksi:

$$V_t = \frac{\pi}{4} D^2 L + \frac{\pi}{12} D^3$$

$$V_t \text{ koreksi} = 0,8433 \text{ m}^3$$

Mechanical Design

Menghitung Tebal Heat dan Bottom

Untuk penutup akumulator dipilih jenis Torispherical. Pemilihan jenis tutup dapat dibaca pada ASME Section VIII Div. I, dimana untuk perencanaan tebal silinder menggunakan Paragraf UG 32. Tebal penutup dihitung dengan persamaan:

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P \cdot I D_s}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + C'$$

Dimana :

t_h = Tebal tutup/alas menara (m)

P = Tekanan dalam (psi)

$I D_s$ = Diameter dalam shell (m)

f = Allowable stress (psi)

E = Efisiensi sambungan

C' = Faktor Korosi (m)

Bahan yang dipilih : Carbon Steel SA-285 Grade A.

Ukuran :

- a. Diameter dalam (IDs) = 0,6856 m
 b. Tekanan dalam Shell 1 Pa = 0,000145 psi
 P operasi = 1 atm (Tunggu keluar CDP)
 Tekanan perancangan

Dirancang : Shell mampu menahan tekanan sebesar 50% lebih tinggi dari tekanan operasi (Meggyessy, "Pressure vessel handbook" Butherfold, London (1999)).

$$P \text{ design} = (100\% + 20\%) \times 1,2 \text{ atm} \times (1013325 \text{ Pa/1atm})$$

$$= 1,2 \text{ atm} = 121590,0 \text{ pa} = 17,6306 \text{ psi}$$

- c. Nilai mazimum allowable stress (f) bahan-bahan:
 Carbon Steel SA – 285 Grade A untuk T -20 s/d 650oF = 11250 psi (Tabel 13.1 Brownell & Young, 1959)
- d. Jenis sambungan yang digunakan adalah double welded butt-joint Maka nilai maksimum efisiensi sambungan → E = 0,8 (Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959)
- e. Faktor korosi untuk bahan non korosif → C' = 0,125 in
 = 0,003175 m

Head and Bottom

$$th = \frac{0,885 \cdot P \cdot IDs}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + C'$$

- P = 17,6306 psi
 Ids = 0,6856 m
 f = 11250 psi
 E = 0,8
 C' = 0,003175 in

Maka: diperoleh tebal alas/tutup menara :

$$th = \frac{0,885 \cdot 17,6306 \text{ psi} \cdot 0,6856 \text{ m}}{11250 \text{ psi} \cdot 0,8 - 0,1 \cdot 17,6306 \text{ psi}} + 0,003175 \text{ m}$$

$$th = 0,003252 \text{ m}$$

- Dipilih tebal alas/tutup standar (th) = 0,1280334 in
 dipilih tebal standar = 0,1875 in

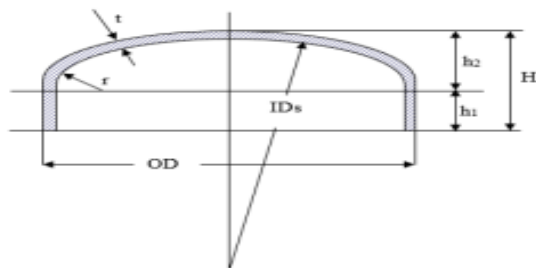
= 0,0047625 m

Table 5.4. Dimensions of Standard Flanged-only Heads for All Diameters
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Gage (Thickness) <i>t</i>	Standard Straight Flange (in.) <i>sf</i>	Inside-corner Radius (in.) <i>icr</i>
3/16	1 1/2-2	9/16
1/4	1 1/2-2 1/2	3/4
5/16	1 1/2-3	15/16
3/8	1 1/2-3	1 1/8
7/16	1 1/2-3 1/2	1 5/16
1/2	1 1/2-3 1/2	1 1/2
5/8	1 1/2-3 1/2	1 7/8
3/4	1 1/2-3 1/2	2 1/4
7/8	1 1/2-4	2 5/8
1	1 1/2-4	3
1 1/8	1 1/2-4 1/2	3 3/8
1 1/4	1 1/2-4 1/2	3 3/4
1 3/8	1 1/2-4 1/2	4 1/8
1 1/2	1 1/2-4 1/2	4 1/2
1 3/4	1 1/2-4 1/2	5 1/4
2	1 1/2-4 1/2	6

Gambar2 . Tabel standar untuk dimensi tutup dan alas

Tinggi Head and Bottom



Gambar 3. Penampang Teraspherical Heads

Dimana :

- h1 = Flange lurus (m)
- h2 = Tebal shell + Depth of dish (m)
- r = Jari-jari kelengkungan (m)
- t = Tebel Shell (m)
- H = Tinggi penutup (m)

IDs = Diameter dalam shell (m)

OD = Diameter luar shell (m)

Menghitung Ods

$$Ods = 0,4503182 \text{ m}$$

Tinggi Penutup dihitung dengan persamaan :

$$H = h1 + h2$$

$$h1 = 3.5 * t$$

$$= 3,4 \times 0,0048 \text{ m} = 0,0167 \text{ m}$$

$$h2 = 0.2 * Ids$$

$$= 0,2 \times 0,6856 \text{ m} = 0,1371 \text{ m}$$

$$H = h1 + h2$$

$$= 0,0167 \text{ m} + 0,1371 \text{ m} = 0,1538 \text{ m}$$

Jadi didapat tinggi tutup/alas sebesar 0,1538 meter.

1,4762

Ringkasan Akumulator (ACC-01)

Tugas : Menampung embunan yang berasal dari CD-01 selama 5 menit dengan laju 1027,4259 Kg/jam pada suhu 412,1580 K dan tekanan 1,0 atm.

Jenis : Tangki silinder horizontal

Bahan : Carbon Steel SA - 285 Grade A.

Kondisi Operasi :

Suhu = 412,1580 K
Tekanan = 1 atm

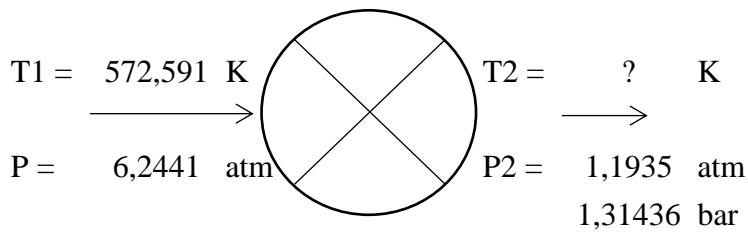
Spesifikasi :

Volume cairan = 0,1867548 m³
Volume Tangki = 0,8433 m³
Diameter Tangki = 0,6856 m
Panjang Tangki = 1,3224 m
Tebal shell = 0,0127 m
Tebal Head = 0,0047625 m
Jumlah = 1 unit

EXPANSION VALVE

EXPANSION VALVE

Tugas : Menurunkan Tekanan da 6,2441 atm menjadi 1,1935 atm



Data :

Bahan yang di ekspansi :

Komponen	BM	Kmol/jam	Kg/jam	yi (mol)	xi (massa)
C6H5NH2	93	10,4091	968,044	0,1409	0,0866
H2O	18	3,3735	60,7226	0,0457	0,0054
(C6H5)2NH	169	60,0896	10155,1	0,8134	0,9080
Total		73,8721	11183,9	1	1

Suhu Masuk = 572,591 K

P masuk = 6,2441 atm
6,3253 bar

Suhu didih, suhu kritis, tekanan kritis, dan faktor asentrik

Komponen	Tb (°C)	Tc (°C)	Pc (bar)	Omega
C6H5NH2	184,1	425,85	53,09	0,404
H2O	100,15	374,13	220,55	0,345
(C6H5)2NH	302	543,85	31,8	0,53

Kapasitas panas

PERSAMAAN :

$$cpg = cpga + cpgb T + cpgc T^2 + cpgd T^3$$

cpg = kapasitas panas fase cair

cpga, cpgb, cpgc, cpgd = konstanta (J/mol K)

T = suhu operasi (K)

Komponen	A	B	C	D
C6H5NH2	63,288	0,990	-2,E-03	2,E-06
H2O	92,053	-0,040	-2,E-04	5,E-07
(C6H5)2NH	72,447	1,461	-3,E-03	2,E-06

Rg = 8,314 kJ/kmol.K

EXPANSION VALVE

Langkah perhitungan

1. Persamaan yang digunakan
2. Menentukan suhu keluar

Persamaan yang digunakan

hukum 1 thermodynamics

$$\Delta H + \Delta EK + \Delta EP = Q - W$$

ΔEK = perubahan energi kinetik (kJ/jam)

ΔEP = perubahan energi potensial (kJ/jam)

ΔH = perubahan enthalpy (kJ/jam)

Q = panas masuk (kJ/jam)

W = kerja poros (kJ/jam)

pada ekspansi valve ΔEK ΔEP Q dan $W = 0$, maka $\Delta H = 0$, sehingga persamaannya menjadi

$$\Delta H = \int_{P_1}^{P_2} \left(\frac{\partial H}{\partial P} \right)_{T_1} dP + \int_{T_1}^{T_2} C_p^\circ dT + \int_{P_2}^{P_1} \left(\frac{\partial H}{\partial P} \right)_{T_2} dP$$
$$\Delta H = (H^\circ - H_{P_1})_{T_1} + \int_{T_1}^{T_2} C_p^\circ dT - (H^\circ - H_{P_2})_{T_2}$$

$(\partial H / \partial P)_T dP$: perubahan enthalpy terhadap tekanan pada suhu tetap, dapat dihitung dengan persamaan virial ke 2

$$\frac{H^R}{RT_c} = P_r \left[B^0 - T_r \frac{dB^0}{dT_r} + \omega \left(B^1 - T_r \frac{dB^1}{dT_r} \right) \right] \quad (4-75)$$

$$B^0 = 0.083 - \frac{0.422}{T_r^{1.6}} \quad (4-77)$$

$$B^1 = 0.139 - \frac{0.172}{T_r^{4.2}} \quad (4-78)$$

$$\frac{dB^0}{dT_r} = \frac{0.675}{T_r^{2.6}} \quad (4-79)$$

$$\frac{dB^1}{dT_r} = \frac{0.722}{T_r^{5.2}} \quad (4-80)$$

EXPANSION VALVE

(Perry's, 4-10)

$$T1 = 572,591 \text{ K}$$

$$P = 6,3253 \text{ bar}$$

Menghitung Cp

Komponen	Cp	Tb	Tc	Pc	Omega
C6H5NH2	294,066	457,25	699	53,09	0,404
H2O	100,365	373,3	647,28	220,55	0,345
(C6H5)2NH	397,572	575,15	817	31,8	0,53

Komponen	y	y.Cp	y.Tb	y.Tc	y.Pc	y.Omega
C6H5NH2	0,1409	41,4359	64,4296	98,4938	7,4807	0,0569
H2O	0,0457	4,58332	17,0473	29,5590	10,0717	0,0158
(C6H5)2NH	0,8134	323,396	467,842	664,570	25,8670	0,4311
Total	1,0000	369,415	549,319	792,623	43,4194	0,5038

$$Tr = T/Tc = 0,7224$$

$$Pr = P/Pc = 0,1457$$

$$B^{\circ} = -0,6270$$

$$\frac{dB^{\circ}}{dTr} = \frac{0,675}{Tr^{2,6}} = 1,5721$$

$$B' = -0,5350$$

$$\frac{dB'}{dTr} = \frac{0,722}{Tr^{5,2}} = 3,9165$$

$$\frac{dH^R}{R Tc} = P \left[B^{\circ} - Tr \frac{dB^{\circ}}{dTr} + \omega \left(B' - Tr \frac{dB'}{dTr} \right) \right]$$

$$= -0,5037$$

$$H1 = -3319,308$$

$$\text{Dicoba } T2 = 356,852 \text{ K} = 83,702 \text{ C}$$

$$Tr = T/Tc = 0,4502$$

$$Pr = P/Pc = 0,0303$$

$$B^{\circ} = -1,4300$$

EXPANSION VALVE

$$\frac{dB^0}{dTr} = \frac{0.675}{Tr^{2.6}} = 5,3754$$

$$B' = -4,7719$$

$$\frac{dB'}{dTr} = \frac{0.722}{Tr^{5.2}} = 45,7872$$

$$\frac{dH^R}{R Tc} = P \left[B^0 - Tr \frac{dB^0}{dTr} + \omega (B' - Tr \frac{dB'}{dTr}) \right]$$

$$= -0,5037$$

$$H2 = -3319,3081 \quad H1 = -3319,3081$$

$$H1-H2 = 0,00000$$

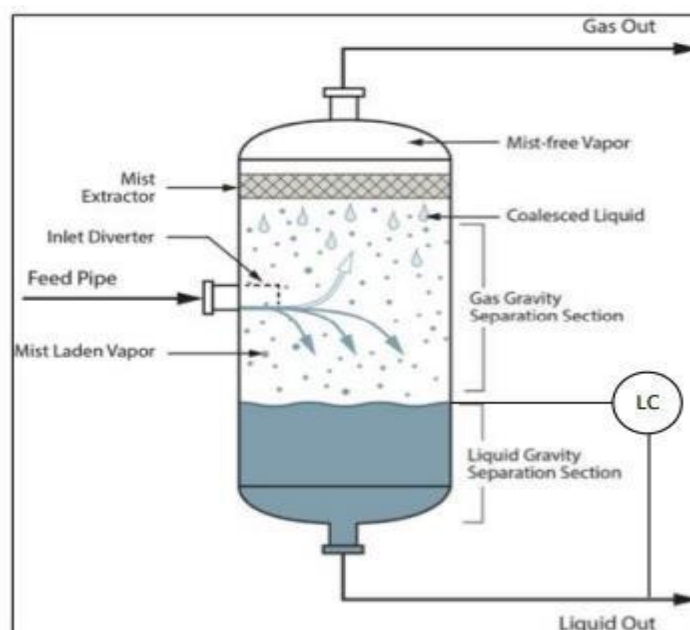
Syarat $\Delta H = 0$ atau $H1 = H2$

Karena $H1$ dan $H2$ yang dihitung sama maka trial suhu tepat

Separator -01

Tugas : Memisahkan uap dan cairan hasil keluaran vaporizer

Jenis alat : Vertical Separator



SEPARATOR (01)

$$\begin{array}{lclcl}
 P & 6,8 \text{ atm} & = & 5168 & \text{mmHg} \\
 T & 550,96 \text{ K} & = & 277,96 & \text{C}
 \end{array}$$

Komposisi Umpan Masuk

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	fraksi mol
C ₆ H ₅ NH ₂	93	150,17	13965,82	0,9729
H ₂ O	18	3,89	70,18	0,0253
(C ₆ H ₅) ₂ NH	169	0,27	46,88	0,0018
Total		154,34	14082,891	1

Komposisi Cair (Hasil Bawah)

Komponen	BM	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam	fraksi massa
C ₆ H ₅ NH ₂	93	20,2370	0,9729	1882,0372	0,9917
H ₂ O	18	0,5254	0,0253	9,4575	0,0050
(C ₆ H ₅) ₂ NH	169	0,0374	0,0018	6,3182	0,0033
Total		20,7998	1,0000	1897,8129	1,0000

Komposisi Uap (Hasil Atas)

Komponen	B	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam	fraksi massa
C ₆ H ₅ NH ₂	9	129,9332	0,9729	12083,7913	0,9917
H	1	3,3735	0,0253	60,7226	0,0050
(C ₆ H ₅) ₂ NH	1	0,2400	0,0018	40,5663	0,0033
		133,5468	1,0000	12185,08022	1

DATA RHO LIQUID MASING-MASING KOMPONEN (gr/cm³)

$$\rho = A \cdot (B - (1 - T/T_c)^n)$$

Komponen	A	B	n	Tc
C6H5NH2	0,3119	0,25	0,2857	699
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13
(C6H5)2NH	0,3141	0,2455	0,2833	817
NH3	0,23689	0,25471	0,2887	405,65

Densitas fase cair

Komponen	kg/jam	rho (kg/m ³)	m/rho
C6H5NH2	1882,0372	759,3265	2,4786
H2O	9,4575	735,4870	0,0129
(C6H5)2NH	6,3182	872,8332	0,0072
Total	1897,8129	2367,6467	2,4987

$$\rho_l = 759,5326669 \text{ kg/m}^3$$

densitas fase uap

Komponen	BM	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam
C6H5NH2	93	129,9332	0,9729	12083,7913
H2O	18	3,3735	0,0252	60,7226
(C6H5)2NH	169	0,2400	0,0017	40,5663
Total		133,5468	1	12185,0802

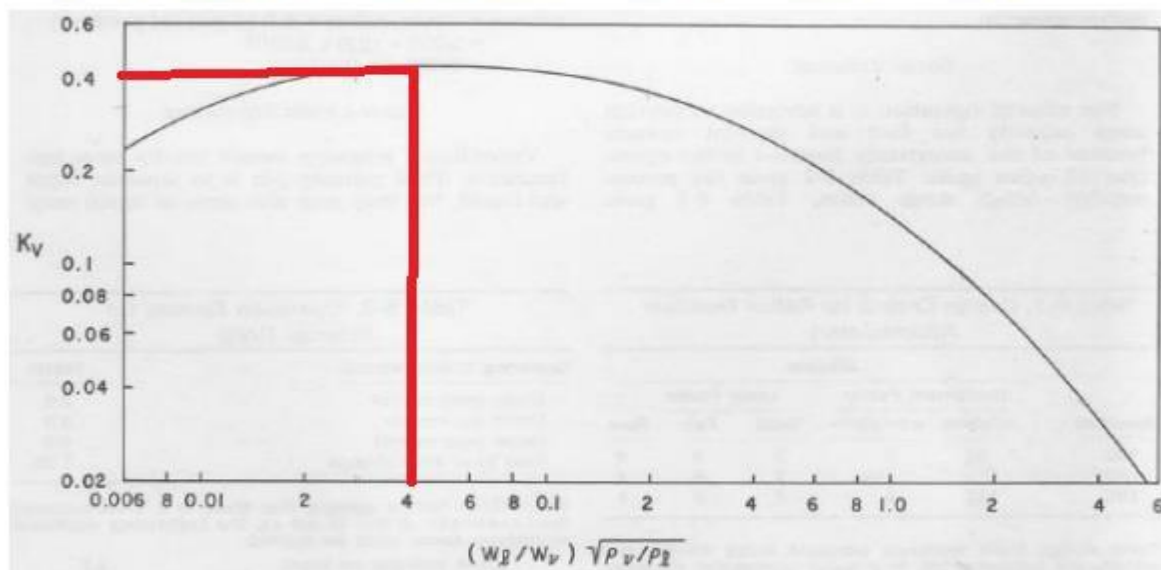
$$B_{muap} = 91,24 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_v = 13,55 \text{ kg/m}^3$$

Rumus $(w_l/w_v) \sqrt{\rho_v/\rho_l}$ (Frank L. Evans hal.155)

$$= 0,02079$$

Dengan menggunakan grafik pada fig.5.1 Frank L. Evans hal. 154 didapat



maka didapat ,

$$K_v = 0,4 \text{ ft/s}$$

$$K_h = 0,5 \text{ ft/s} = 0,1524 \text{ m/s}$$

Mencari $U_v \text{ max}$

$$(U_v)_{\text{max}} = K_h \times \sqrt{(\rho_l - \rho_v) / \rho_l}$$

$$U_v \text{ max} = 0,9051 \text{ m/s}$$

Laju Alir volume tetap

$$Q_v = \text{laju alir massa uap} / \rho_v$$

$$Q_v = 0,2501 \text{ m}^3/\text{s}$$

Vapor flow area minimum (A_v)

$$\begin{aligned} \min(A_v) \text{ min} &= Q_c / U_v \text{ max} \\ &= 0,2501 \text{ m}^3/\text{s} \cdot 0,9051 \text{ m/s} \\ &= 0,2763 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luasan ketika vessel Penuh (A_v) total

$$(A_v) \text{ total minimum} = 1,38 \text{ m}^2$$

Mencari diameter minimum

$$D_{\text{min}} = \sqrt{4 \times A_{\text{total}} / \pi}$$

$$D_{\text{min}} = 0,59 \text{ m}$$

H/D berkisar antara 3-5 (Frank L Evans hal 155)

dipilih rasio 3

$$D = \left(\frac{4 \cdot V}{3 \cdot \pi} \right)^{1/3}$$

$$D = 0,64 \text{ m}$$

$$H = 1,92 \text{ m}$$

Mencari tinggi cairan dalam separator

Holding Time (waktu pengosongan cairan) = 2-5 menit (Frank L Evans hal 164)

$$V_1 = \text{laju alir volume} \times \text{holding time}$$

dipilih holding time 5 menit

$$V_1 = 0,3240 \text{ m}^3$$

Separator(SP-01)

$$\text{Luas Penampang} = \frac{\pi \times D^2}{4} = \frac{\pi \times 2.471^2}{4} = 0,3240 \text{ m}^2$$

$$\text{Tinggi cairan (HI)} = 0,64 \text{ m}$$

Bahan Konstruksi

Bahan: Stainless Steel SA-167 grade 11 type 316 pada suhu 500 °F
(Brownell & young hal. 342)

Dengan spesifikasi sebagai berikut:

Tekanan yang diizinkan (f)	=	17200 psi	
Efisiensi pengelasan (E)	=	0,85	
Faktor korosi (C)	=	2 mm	= 0,0787 in
Diameter dalam (IDs)	=	84,3897 in	
Jari-jari dalam shell (ri) = IDs/2	=	42 in	
Tekanan operasi (P)	=	6,8 atm	= 99,9325 psi
Faktor keamanan	=	20%	
Tekanan rancangan (Pdesign)	=	1.5 × Tekanan operasi	= 149,89 psi

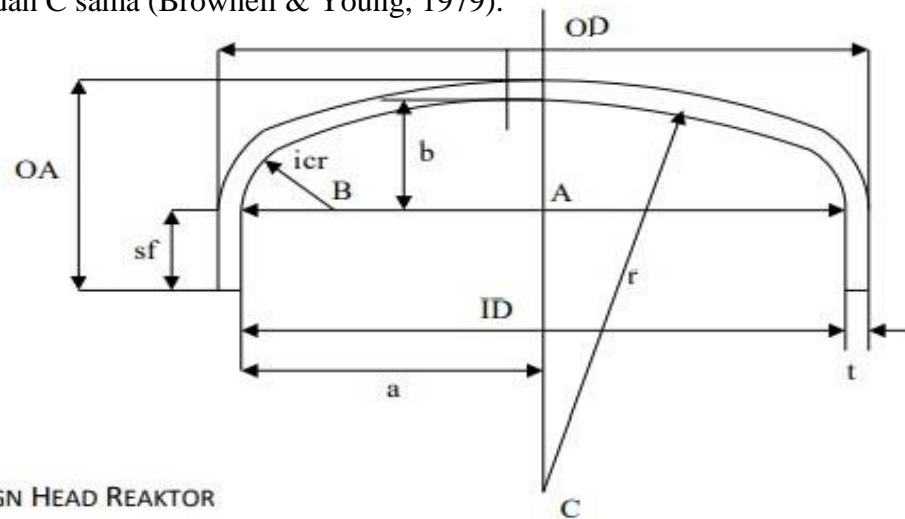
Untuk menghitung tebal shell, dihitung dengan persamaan 13-1 Brownell & Young:

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

tebal shell (ts) = 0,5140 in
 Diameter tebal standar = 0,625 in
 Diameter luar shell = 85,6397 in

HEAD

Untuk tekanan operasi antara 15 – 200 psig, digunakan torispherical head (flange and dished head). Bahan head diambil sama dengan shell, sehingga nilai f dan C sama (Brownell & Young, 1979).



GAMBAR 1. DESIGN HEAD REAKTOR

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$OA = sf + B + th$$

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

$$BC = r - icr$$

$$AB = \frac{ID_s}{2} - icr$$

Ukuran head:

a. Tebal head, dihitung dengan persamaan Untuk menghitung tebal head reaktor, digunakan persamaan 13.46 Chemical Engineering Design :

Principles, Practices, and Economics of Plant and Process Design (Gavin, 2008) hal. 990 seperti berikut:

$$t_h = \frac{0.885 P_{design} ID_s}{fE - 0.1P_{design}} + C$$

th = 0,845229481 in
 diambil tebal standar = 0,875 in

Separator(SP-01)

b. Tinggi head (OA) = th + B + sf

Nilai sf diperoleh dari table 5.6 Brownell dan Young, "Process Equipment Design" (1959), John Willey and Son, New York.

Nilai sf berkisar antara 1½ in sampai 2½ in. Maka dipilih sf dengan nilai

sf = 2
 Ods = 85,6397
 IDs = 84,3897

OD	78		84		90		96		102		108		114	
t	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r
3/16														
1/4														
5/16	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108
3/8	↑	78	↑	↑	↑	90	↑	96	↑	↑	6 1/2	↑	↑	↑
7/16		78				84		90				↑		
1/2		72				↑		↑						
5/8		↑												
3/4														
7/8														
1				84								102		
1 1/8				↑								↑		
1 1/4								90				↑		

Dipilih ODs = 90 in dengan r = 84 in dan t = 5/8 in maka didapat icr = 5 1/2 in (tabel 5.7 hal. 90 Brownell and Young).

icr = 5,5 in
 diambil sf = 2 in
 a = 42,1948 in
 AB = 36,6948 in
 r = 84,3897 in
 BC = 78,8897 in
 b = $r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$
 = 14,5536 in

sehingga tinggi head = (1+b+2)
 = 17,5536 in
 = 0,4458 meter

Separator(SP-01)

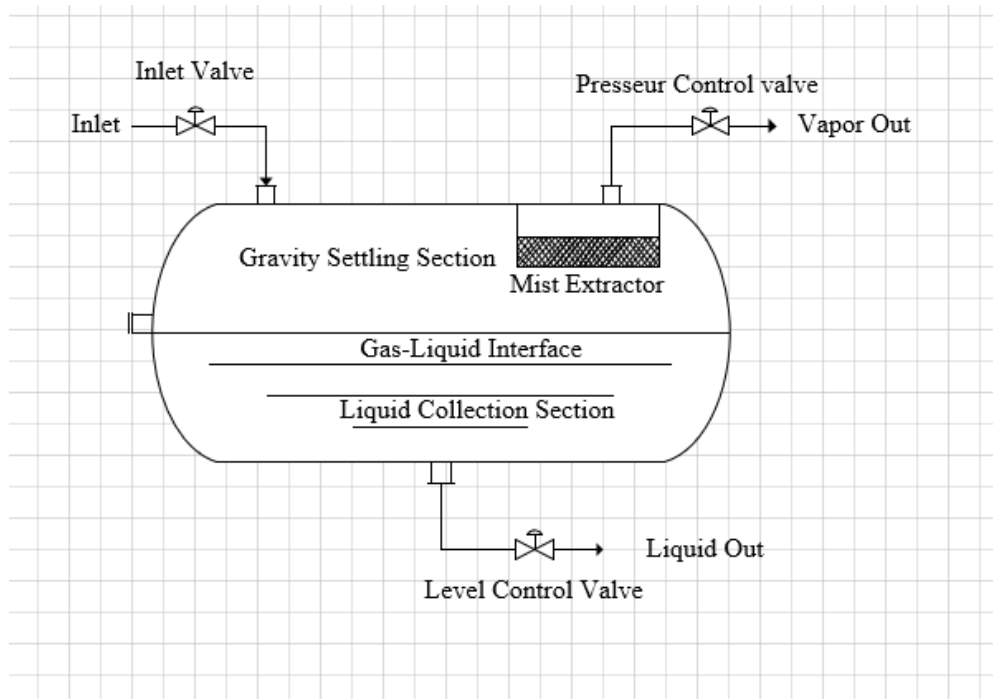
Ringkasan Separator (SP-01)

Dmin	= 0,5992 m
Amin	= 0,2763 m ²
L/3	= 3
D	= 0,6425 m
L	= 1,9275 m
A	= 1,3814 m ²
Waktu tinggal cairan	= 5 menit
Tinggi cairan	= 0,6425 m
Bahan konstruksi	= <i>Stainless Steel SA-167 grade 11 type 316</i>

SEPARATOR 02 (SP-02)

Tugas : Memisahkan NH₃ dengan H₂O, Anilin, dan Diphenylamine

Jenis Alat : Horizontal Separator



Data : $P = 4931,3512 \text{ mmHg} = 6,2422 \text{ atm}$

$T = 570,093 \text{ K} = 297,093 \text{ }^\circ\text{C}$

Komposisi Cair

Komponen	BM	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam	fraksi massa
C ₆ H ₅ NH ₂	93,129	10,3947	0,1409	968,0442	0,0866
H ₂ O	18	3,3735	0,0457	60,7226	0,0054
(C ₆ H ₅) ₂ NH	169,226	60,0093	0,8134	10155,1385	0,9080
NH ₃	17,031	0	0	0	0
Total			73,77746	1	11183,9053

Komposisi Gas

Komponen	BM	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam	fraksi massa
C6H5NH2	93	0	0	0	0
H2O	18	0	0	0	0
(C6H5)2NH	169	0	0	0	0
NH3	17	59,7693	1	1017,9308	1
Total		59,7693	1	1017,9308	1

Data Densitas Liquid Masing-Masing Komponen (gr/cm³)

$$\rho = A \cdot (B^{-(1-T/T_c)^n})$$

Komponen	A	B	n	Tc
C6H5NH2	0,3119	0,25	0,2857	699
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13
(C6H5)2NH	0,3141	0,2455	0,2833	817
NH3	0,23689	0,25471	0,2887	600

Densitas fase cair

Komponen	kg/jam	rho (kg/m ³)	m/rho
C6H5NH2	968,0442	733,5788	1,3196
H2O	60,72257	702,3359	0,0865
(C6H5)2NH	10155,14	854,3652	11,8862
NH3	0	305,5252	0
Total	11183,91	2595,8052	13,2923

$$\rho_l = \frac{11183,91}{13,2923} = 841,385 \text{ kg/m}^3$$

Densitas fase uap

Komponen	BM	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam
C6H5NH2	93	0	0,00	0,00
H2O	18	0	0,00	0,00
(C6H5)2NH	169	0	0,00	0,00
NH3	17	59,7693	1,0000	1017,9308
Total		59,7693	1,0000	1017,9308

$$BM_{uap} = \frac{1017,9308 \text{ kg/jam}}{59,7693 \text{ kmol/jam}} = 17.031 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_v = \frac{Bm \cdot Pt}{R \cdot T} = \frac{17.031 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \times 6,2422 \text{ atm}}{0,0832 \frac{\text{m}^3 \text{ atm}}{\text{kmol K}} \times 570,093 \text{ K}} = 2,24 \text{ kg/m}^3$$

Rumus (wl/wv) $\sqrt{\rho_v/\rho_l}$ (Frank L. Evans hal.155)

$$= \left(\frac{11183,9053 \text{ kg/jam}}{1017,9308 \text{ kg/jam}} \right) \times \sqrt{\frac{2,24 \text{ kg/m}^3}{841,385 \text{ kg/m}^3}}$$

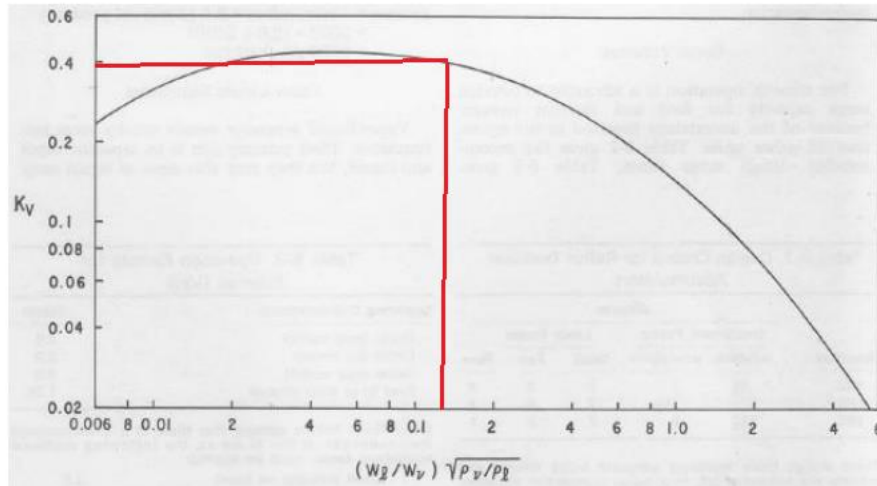
$$= 0,5670$$

Mencari horizontal vapor velocity factor (Kh)

Dengan menggunakan grafik pada fig.5.1 Frank L. Evans hal. 154 didapat

Mencari horizontal vapor velocity factor (Kh)

Dengan menggunakan grafik pada fig.5.1 Frank L. Evans hal. 154 didapat



$$K_v = 0,2 \text{ ft/s}$$

$$K_h = 1,25 \times K_v$$

$$= 1,25 \times 0,2 \text{ ft/s} \times 0,3048 \text{ m/ft}$$

$$= 0,0762 \text{ m/s}$$

Mencari (Uv)max (kecepatan maksimum uap)

$$(U_v)_{\max} = K_h \times \sqrt{(\rho_l - \rho_v) / \rho_l}$$

$$= 0,0762 \text{ m/s} \times \sqrt{\frac{841,385 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 2,24 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{841,385 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}}$$

$$= 1,47 \text{ m/s}$$

Laju alir volume uap

$$Q_v = \text{laju alir massa uap} / \rho_v$$

$$= 1017,9308 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} / 2,24 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,1261 \text{ m}^3/\text{s}$$

Vapor flow area minimum (Av)min

$$\begin{aligned} (A_v)_{\min} &= Q_v / U_{v\max} \\ &= 0,1261 \text{ m}^3/\text{s} / 1,47 \text{ m/s} \\ &= 0,0855 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luasan ketika vessel penuh $(A_v)_{\text{total}}$

$$\begin{aligned} (A_v)_{\text{total minimum}} &= (A_v)_{\min} / 0,2 \\ &= 0,4278 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Mencari Diameter Minimum

$$\begin{aligned} D_{\min} &= \sqrt{4 \times A_{\text{total}} / \pi} \\ &= \sqrt{4 \times 4,0137 \text{ m}^2 / 3,14} \\ &= 2,26062 \text{ m} \end{aligned}$$

L/D berkisar antara 3-5 (Frank L Evans hal. 155)

Dipilih Rasio 3

Mencari Panjang dan Diameter Separator

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{4 \cdot V}{3 \cdot \pi} \right)^{1/3} \\ V &= 4,43 \text{ m}^3 \\ D &= \left(\frac{4 \cdot 30,7792 \text{ m}^3}{3 \cdot 3,14} \right)^{1/3} \\ &= 1,23 \text{ m} \\ L &= 3 \times 1,23 \text{ m} \\ &= 3,70 \text{ m} \end{aligned}$$

Mencari tinggi cairan dalam separator

Holding Time (waktu pengosongan cairan) = 2-5 menit (Frank L Evans hal 164)

VI = laju alir volume x waktu tinggal

$$= 13,2923 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \times 5 \text{ menit}$$
$$= 1,1076 \text{ m}^3$$

$$\text{Luas Penampang} = \frac{\pi \times D^2}{4} = \frac{\pi \times 1,23^2}{4} = 1,196 \text{ m}^2$$

$$\text{Tinggi cairan (Hl)} = \text{Vl} / \text{Luas Penampang}$$
$$= 1,1076 \text{ m}^3 / 1,1196 \text{ m}^2$$
$$= 0,9254 \text{ m}$$

Waktu tinggal cairan berkisar antara 5 sampai 10 menit (Wallas, S.T., halaman XVIII)

Maka diambil waktu tinggal cairan = 10 menit

Syarat : pada separator horizontal minimum ruang untuk uap adalah 20% dari diameter , jadi maksimum ruang untuk cairan adalah 80% dari diameter (Frank L Evans hal.156)

$$\text{Ruang cairan} = (\text{Tinggi cairan} / D) \times 100\%$$

$$= \frac{0,9254 \text{ m}}{1,23 \text{ m}} \times 100\%$$

$$= 74,96 \% \text{ (memenuhi syarat)}$$

Bahan Konstruksi

Dipilih Baja Karbon

Bahan: *Stainless Steel SA-167 grade 11 type 316* pada suhu 500 °F (Brownell & young hal. 342)

Dengan spesifikasi sebagai berikut:

$$\text{Tekanan yang diizinkan (f)} = 17200 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} = 0.85$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 2 \text{ mm} = 0.0787 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam (IDs)} = 84.3897 \text{ in}$$

Separator (SP-02)

$$\begin{aligned}\text{Jari-jari dalam shell (ri)} &= \text{IDs}/2 = 42.1948 \text{ in} \\ \text{Tekanan operasi (P)} &= 6,4886 \text{ atm} = 95,356133 \text{ psi} \\ \text{Faktor keamanan} &= 20 \% \\ \text{Tekanan rancangan (Pdesign)} &= 1,5 \times \text{Tekanan operasi} \\ &= 1,5 \times 95,356133 \text{ psi} = 143,0342 \text{ psi}\end{aligned}$$

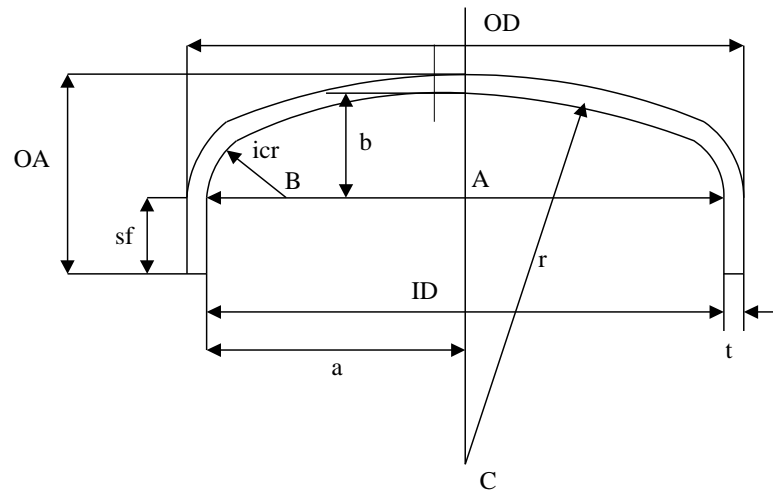
Untuk menghitung tebal *shell*, dihitung dengan persamaan 13-1 Brownell & Young:

$$t_s = \frac{P_{design} \times r_{is}}{f \cdot E - 0,6 \cdot P_{design}}$$
$$t_s = \frac{143,0342 \text{ psi} \times 42.1948 \text{ in}}{17200 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 143,0342 \text{ psi}} + 0.0787 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}\text{Tebal shell (ts)} &= 0,4939 \text{ in} \\ \text{Diambil tebal standar} &= 1/2 \text{ in} = 0,5 \text{ in (Brownell \& Young, 1979)} \\ \text{Diameter luar shell} &= \text{IDs} + 2 \text{ ts} = 84.3897 + 2 (0.5) = 85,3897 \text{ in}\end{aligned}$$

HEAD

Untuk tekanan operasi antara 15 – 200 psig, digunakan *torispherical head* (*flange and dished head*). Bahan head diambil sama dengan *shell*, sehingga nilai *f* dan *C* sama (Brownell & Young, 1979).



Gambar 1. Design Head Reaktor

dengan,

icr = Jari-jari sudut internal (m)

rc = Jari-jari kelengkungan (m)

sf = Flange lurus (m)

th = Tebal penutup (m)

OA = Tinggi penutup (m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$OA = sf + B + th$$

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

$$BC = r - icr$$

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

Ukuran head:

- a. Tebal head, dihitung dengan persamaan Untuk menghitung tebal head reaktor, digunakan persamaan 13.46 *Chemical*

Engineering Design : Principles, Practices, and Economics of Plant and Process Design (Gavin, 2008) hal. 990 seperti berikut:

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

$$t_h = \frac{0,885 \times 143,0342 \text{ psi} \times 84,3897 \text{ in}}{17200 \text{ psi} \times 0,85 - 0,1 \times 143,0342 \text{ psi}} + 0,0787 \text{ in}$$

$$t_h = 0,8100922$$

Diambil tebal standar = 7/8 in = 0.875 in

b. Tinggi head (OA) = $t_h + B + sf$

Nilai sf diperoleh dari table 5.6 Brownell dan Young, "Process Equipment Design" (1959), John Willey andSon, New York. Nilai sf berkisar antara 1½ in sampai 2½ in. Maka dipilih sf dengan nilai sf = 2

ODs = 90 in

IDs = 85,3897 in

OD	78		84		90		96		102		108		114	
t	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r
3/16														
1/4														
5/16	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108
3/8	↑	78	↑	↑	↑	90	↑	96	↑	↑	↑	102	↑	↑
7/16		78				84		90						
1/2		72				↑		↑						
5/8		↑						↑						
3/4														
7/8														
1				84								102		
1 1/8				78								96		
1 1/4								90						

Dipilih ODs = 90 in dengan r = 84 in dan t = 5/8 in maka didapat icr = 5¹/₂ in (tabel 5.7 hal. 90 Brownell and Young).

$$\text{icr} = 5,5 \text{ in}$$

$$\text{diambil sf} = 2 \text{ in}$$

$$a = \frac{1}{2} \text{ IDs} = 42,19485 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= a - \text{icr} \\ &= 42,19485 \text{ in} - 5,5 \text{ in} \\ &= 36,69485 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} r &= \text{IDs} \\ &= 84,3897 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BC} &= r - \text{icr} \\ &= 84,3897 \text{ in} - 5,5 \text{ in} \\ &= 78,8897 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2} \\ &= 14,5537 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{sehingga, tinggi head} &= (1 + 14,5537 + 2) \text{ in} \\ &= 17,4287 \text{ in} \\ &= 0,4426879 \text{ m} \end{aligned}$$

**RINGKASAN HASIL
SEPARATOR (SP – 02)**

$$D_{\min} = 0,7380 \text{ m}$$

$$A_{\min} = 0,0855 \text{ m}^2$$

$$L/D = 3$$

$$D = 1,23 \text{ m}$$

$$L = 3,7035 \text{ m}$$

$$A = 1,19 \text{ m}^2$$

$$\text{Holding Time} = 5 \text{ menit}$$

$$t_{\text{interface}} = 10 \text{ menit}$$

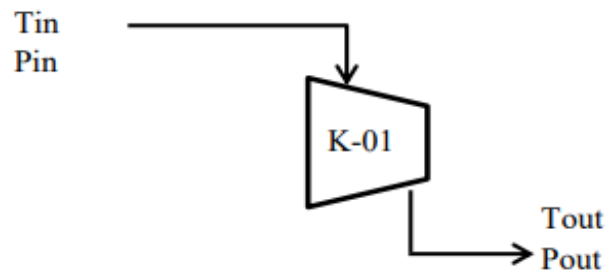
$$\text{Tinggi cairan} = 0,9254 \text{ m}$$

$$\text{Ruang cairan} = 74,96\% \text{ dari Diameter}$$

$$\text{Bahan konstruksi} = \textit{Stainless Steel SA-167 grade 11 type 316}$$

KOMPRESOR (K-01)

Tugas : Untuk menaikkan tekanan gas NH₃ dari 6,2 atm ke 18 atm
Tipe : Centrifugal Kompresor



A. Kondisi Operasi

Suhu masuk = 570,09 K
Tekanan Masuk = 6,2422 atm
Tekanan Keluar = 18 atm

B. Perancangan Kompresor

1. Laju alir Volumetrik Gas

Komponen	kmol/jam	kg/jam	BM	yi	BM.yi
NH ₃	59,7693	1016,0779	17	1	17
Total				1	

Laju alir massa, W = 1016,0779 kg/jam
37,3325 lb/min

Densitas Gas

Komponen	Tc (K)	Pc (atm)
NH ₃	405,65	111,3

Densitas gas dapat dihitung dengan persamaan :

$$\rho = \frac{P \cdot \sum y_i \cdot B M_i}{Z \cdot R \cdot T}$$

Untuk mencari Z perlu diketahui nilai Z :

$$T_r = T/T_c$$

$$P_r = P/P_c$$

$$T_r = \frac{570,09}{405,65}$$

$$= 1,4054 \quad K$$

$$P_r = \frac{18}{111,3}$$

$$= 0,1617 \quad \text{atm}$$

Dengan menggunakan T_r dan P_r , dari fig 12-14B Ludwig didapat

$$Z = 0,98$$

Maka densitas dapat dihitung :

$$\rho = \frac{P \cdot \sum y_i \cdot B M_i}{Z \cdot R \cdot T}$$

$$\text{Densitas gas} = 0,0659 \quad \text{kg/m}^3$$

$$= 0,0041 \quad \text{lb/ft}^3$$

$$\text{Laju alir Volumetrik gas} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$$

$$= 9077,2738 \quad \text{ft}^3/\text{min}$$

2. Tipe Kompresi dan Effisiensinya.

Komponen	A	B	C	D	E
NH3	33,57	-0,0126	8,89E-05	-7,18E-08	1,857E-11

$$T = 570,09$$

$$T_{ref} = 298 \quad K$$

Komponen	Cp (J/molK)	yi	Cp.Yi
NH3	43,94619	1	43,9462

Menghitung Cv

$$H = U + PV$$

$$C_p \Delta T = C_v \Delta T + R \Delta T$$

$$C_p = C_v + R \Delta T$$

maka :

$$C_v = 43,9462 - 8,314$$

$$C_v = 35,6322$$

$$k = C_p / C_v = C_p / (C_p - R)$$

$$= 1,233$$

Dari figure 12-63 Ludwig didapat nilai $(n-1)/n = 0,23$

dengan nilai k diambil 1,233 untuk Ammonia, sehingga nilai $n = 1,233$

Karena $n=k$ maka digunakan kompresi adiabatik (Ludwig, 2001, P.485)

Kemudian dari tabel 12-9A, Ludwig dipilih Frame D berdasarkan laju dipilih frame D berdasarkan laju alir volumetrik gas dan didapat efisiensi politropik 77%

3. Jumlah Stage

$$\text{Rasio Kompresi (Rc)} = \frac{P_2}{P_1}$$

$$= 2,9032$$

Rasio kompresi yang baik adalah 1-7 (Ludwig, P. 412, 1964).

Karena rasio kompresi 2,9 maka dapat menggunakan 1 stage kompresor

4. Menentukan Power Kompresor

Untuk menentukan head digunakan pers 12-104, Ludwig :

$$HF = Z_a n R T x \frac{k}{k-1} x \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/k} - 1$$

dimana :

n = Laju alir mol(kmol/jam)

P1 = tekanan masuk, psia = 91,1152

P2 = tekanan keluar kompresor, psia = 264,528

Za = Faktor kompreibilitas gas rata rata= 1

k-1/k = 0,1892

Maka nilai HP dapat dihitung :

HP = 220345,21 kJ/jam

= 61,2560 kW

= 82,1443 Hp

Kompresor dirancang adiabatik dengan 1 stage , suhu masuk 297,09 C

maka suhu keluar :

$$T_2 = T_1 x \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/k}$$

T2 = 697,4551 K

= 424,4551 C

5. Effisiensi Kompresor

Bila effisiensi 90% maka :

W actual = 91,2714 Hp

Dari Ludwig vol.III hal 628 digunakan motor industri dengan standart NEMA

100 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.

KESIMPULAN K-01

Tugas : Untuk menaikkan tekanan gas NH₃ dari 6,2 atm ke 18 atm

Tipe : Centrifugal Kompresor

Kondisi Operasi

P1 = 6,2422 atm

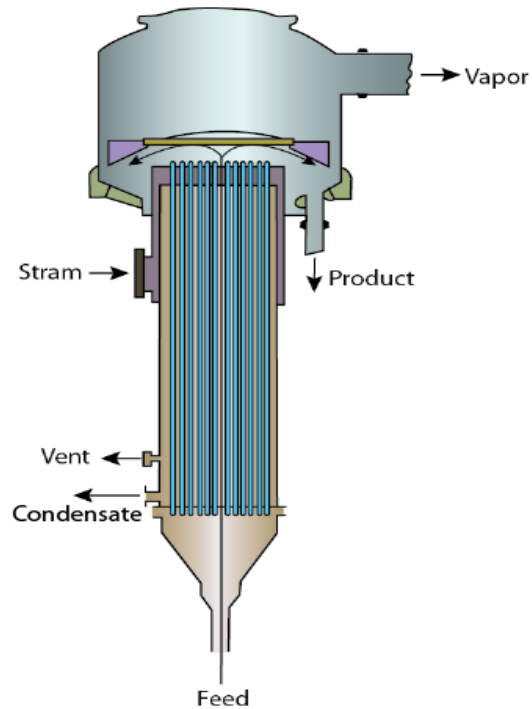
P2 = 18 atm

T1 = 297,09 C

T2 = 424,46 C

Daya = 91,27 Hp

EVAPORATOR (EV-01)



Tujuan : Memekatkan hasil keluaran fase berat berupa $C_6H_5NH_2$, $(C_6H_5)_2NH$, dan H_2O (laju alir massa sebesar 1027,426 kg/jam)

Jenis Alat : Vertikal Long Tube Evaporator, Natural Circulation

Kondisi Operasi : $P = 1 \text{ atm}$

$T = 100,163 \text{ } ^\circ\text{C} = 373,163 \text{ K}$

Alasan Pemilihan Evaporator

Berikut merupakan beberapa alasan pemilihan jenis Vertical Long Tube Evaporator yakni :

- Harga relatif murah (low cost)
- Digunakan untuk larutan yang korosif (Corrosive solutions)
- Digunakan untuk campuran yang memiliki perbedaan titik didih yang jauh

Evaporator (EV-01)

- d. Digunakan untuk suhu operasi yang tidak terlalu tinggi (low temperatur)
- e. Digunakan untuk larutan yang berbusa (Foaming liquids)

Komponen	BM (kg/kmol)
C ₆ H ₅ NH ₂	93
H ₂ O	18
C ₆ H ₅) ₂ NH	169
NH ₃	17
	Yaws

Data panas reaksi

Komponen		ΔHF 25°C (kJ/mol)
C ₆ H ₅ NH ₂	Anilin	86,86
(C ₆ H ₅) ₂ NH	Diphenylamine	202
H ₂ O	Air	-

Neraca Massa Evaporator

Komponen	Ouput MD (hasil atas)		Fraksi masssa	Titik Didih (C)
	kmol/jam	kg/jam		
H ₂ O	3,3735	60,7226	0,0591	100
C ₆ H ₅ NH ₂	9,9585	926,1370	0,9014	184,4
C ₆ H ₅) ₂ NH	0,2400	40,5663	0,0395	302
Total	13,5720	1027,4259	1,0000	

Efisiensi = 0,924

Komponen	Ouput MD (hasil atas)		gas		xi (gas)
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	
H ₂ O	3,3735	60,7226	3,1171	56,1077	1
C ₆ H ₅ NH ₂	9,9585	926,1370	0	0	0
C ₆ H ₅) ₂ NH	0,2400	40,5663	0	0	0
Total	13,5720	1027,426	3,1171	56,1077	1,0000

Evaporator (EV-01)

Komponen	Ouput MD (hasil atas)		cair		xi (cair)
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	
H ₂ O	3,3735	60,7226	0,2564	4,6149	0,0048
C ₆ H ₅ NH ₂	9,9585	926,1370	9,9585	926,1370	0,9535
C ₆ H ₅) ₂ NH	0,2400	40,5663	0,2400	40,5663	0,0418
Total	13,5720	1027,426	10,4549	971,3182	1

Menentukan Kondisi Operasi Evaporator (EV-01)

Mengasumsi keluar atas Evaporator (EV-01) (gas) adalah H₂O sebesar 56,1077 kg/jam. Selanjutnya menghitung Vapour Pressure untuk mengetahui trial tekanan dalam Evaporator (EV-01).

$$\text{Mol H}_2\text{O Hasil Atas (A)} = 3,1171 \text{ kmol//jam}$$

$$\text{Mol Total Masuk (B)} = 3,3735 \text{ kmol//jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Fraksi Mol (y}_i) &= \frac{A}{(A + B)} \times 100 \% \\ &= \frac{3,1171}{(3,1171 + 3,3735)} \times 100 \% \\ &= 48 \% \end{aligned}$$

$$\text{Pparsial H}_2\text{O} = y_i \cdot P \text{ sistem}$$

Dengan Trial tekanan = 1 atm

$$\text{Pparsial H}_2\text{O} = 48 \% \times 1 \text{ atm}$$

$$\text{Pparsial H}_2\text{O} = 48\% = 0,48 \text{ atm}$$

$$\text{Dengan trial suhu (T)} = 101 \text{ }^\circ\text{C} = 374 \text{ K}$$

$$\text{Tekana (P)} = 1 \text{ atm}$$

Data Vapor Pressure H2O

Komponen	log P = A + B/T + C log T + DT + ET^2				
	A	B	C	D	E
H2O	29,8605	-3,2E+03	-7,3E+00	2,42E-09	1,81E-06

(Yaws, 1999)

Untuk nilai konstanta kesetimbangan (k) dapat dihitung dengan persamaan:

$$k = \frac{P_o}{P_{parsial_{H2O}}}$$

Dimana,

Po = Tekanan uap murni (atm)

Pparsial H2O = Tekanan parsial (atm)

Sedangkan kondisi suatu campuran dapat diketahui dari persamaan

roult dalton dengan: $y_i = k \cdot x_i$

Po = 760 mmHg

= 1,0000 atm

Kondisi Operasi Campuran

Komponen	x	Po (mmhg)	k = Po/Pt	y = k . x
H2O	1	782,91033	1,0301	1

Menentukan Boiling Point Rise (BPR)

$$BPR = 1,78 X + 6,22 X^2 \quad (\text{Geankoplis 3th ed, hal. 506})$$

dimana , X = fraksi massa C6H5NH2 dalam larutan

$$X = 0,9014$$

Maka, BPR = 6,6586 °C

Aktual Boiling point pada evaporator = titik didih + BPR = 107,6586 °C

Maka jumlah total xi dan yi yang diperoleh adalah satu maka nilai dianggap satu. Mengasumsi kondisi operasi yang terjadi pada umpan, hasil atas, dan hasil bawah adalah sama. Dapat disimpulkan bahwa kondisi:

Evaporator (EV-01)

- i Suhu (T)
- ii Tekanan (P)
- iii Jenis yang diperlukan adalah Vertikal Long Tube Evaporator, Natural Circulation untuk memekatkan $C_6H_5NH_2$, $(C_6H_5)_2NH$, dengan menguapkan H_2O (laju alir massa sebesar 1027,426 kg/jam).

Kondisi operasi :

Suhu masuk =	90	°C	=	363	K	=	194	F
Suhu keluar =	107,6586	°C	=	380,65857	K	=	225,78543	F
Suhu referensi =	25	°C	=	298	K	=	77	F
Tekanan alat =	1	atm	Tavg=	371,82929	K			

Panas Masuk Evaporator (EV-01)

Karena hasil keluaran Menara Distilasi (MD-01) berupa liquid lalu diumpkan sebagai aliran masuk dan hasil keluarannya berupa liquid pada evaporator (EV-01), maka perhitungan panas yang berlaku adalah panas sensibel.

Data Cp cair

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (J/mol K)			
	A	B	C	D
H ₂ O	92,053	-4,0E-02	-2,1E-04	5,35E-07
C ₆ H ₅ NH ₂	63,288	9,90E-01	-2,4E-03	2,33E-06
(C ₆ H ₅) ₂ NH	72,447	1,46E+00	-3,0E-03	2,44E-06

Umpan Masuk Evaporator (EV-01)

Data umpan masuk Evaporator 1 (EV-01)

Panas Masuk (Q_{in})

T_{in} 363 K

T_{out} 298 K

Evaporator (EV-01)

Komponen	Ouput MD (hasil atas)		fraksi massa xi	Cp (kJ/kmol.K)	Q1 (kJ/jam)
	kmol/jam	kg/jam			
H2O	3,3735	60,7226	0,0591	-4,9E+03	-1,6E+04
C6H5NH2	9,9585	926,1370	0,9014	-1,4E+04	-1,4E+05
(C6H5)2NH	0,2400	40,5663	0,0395	-2,1E+04	-5,0E+03
Total	13,5720	1027,426	1	-39801,34	-1,6E+05

Hasil Keluaran Evaporator 1 (EV-01)

Merupakan keluaran H2O yang teruapkan, sebagai berikut:

Data Keluaran Atas Evaporator 1 (EV-01)

Data Cp gas

Komponen	Cp = A + BT + CT ² + DT ³ + ET ⁴ (J/mol K)				
	A	B	C	D	E
H2O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

Panas keluaran hasil atas (Qout1)

Tout 380,65857 °K

Tref 298 °K

Komponen	gas		fraksi massa xi	Cp (kJ/kmol.K)	Qv (kJ/jam)
	kmol/jam	kg/jam			
H2O	3,1171	56,1077	1	2,80E+03	8,73E+03
Total	3,1171	56,1077	1	2,80E+03	8,73E+03

Data Keluaran Bawah Evaporator 1 (EV-01)

Merupakan keluaran sisa campuran yang lebih pekat disebabkan,

H2O yang teruapkan.

Panas keluaran hasil bawah (Qout2)

Komponen	cair		fraksi massa xi	Cp (kJ/kmol.K)	Q2 (kJ/jam)
	kmol/jam	kg/jam			
H2O	0,2564	4,6149	0,0048	6,2,E+03	1,6,E+03

Evaporator (EV-01)

C6H5NH2	9,9585	926,1370	0,9535	1,8,E+04	1,8,E+05
(C6H5)2NH	0,2400	40,5663	0,0418	2,7,E+04	6,4,E+03
Total	10,4549	971,3182	1	5,1,E+04	1,9,E+05

Panas Sensibel Evaporator (Qs)

Komponen	Keluar		Cp	Qs
	kmol/jam	kg/jam	kJ/mol	kJ/jam
H2O	3,1171	56,1077	6,2E+03	1,9E+04

Beban Panas Evaporator

$$\begin{aligned} Q_{\text{beban}} &= Q_{\text{atas}} + Q_{\text{bawah}} + Q_{\text{masuk}} + Q_s \\ &= 5,4E+04 \text{ kJ/jam} = 51369,275 \text{ BTU/jam} \end{aligned}$$

Menentukan Kebutuhan Pemanas Dowtherm tipe A

$$\begin{aligned} \text{Kondisi Fluida Pemanas:} &= 412,158 \text{ K} \\ \text{Range suhu operasi: } 12\text{-}425 \text{ }^\circ\text{C} &= 367 \text{ K} \\ \text{Suhu masuk (T1)} &= 139,158 \text{ }^\circ\text{C} = 282,4844 \text{ F} \\ \text{Suhu keluar (T2)} &= 94 \text{ }^\circ\text{C} = 201,2 \text{ F} \\ \text{Suhu rata-rata (Tavg)} &= 241,8422 \text{ F} = 116,579 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Pada suhu rata-rata diperoleh:

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Panas (Cp)} &= 1,8464212 \text{ kJ/kg.K} = 0,44101 \text{ BTU/lb.F} \\ \text{Viskositas } (\mu) &= 0,0008289 \text{ kg/ms} \\ \text{Densitas } (\rho) &= 980,76522 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Konduktifitas thermal (k)} &= 0,0001232 \text{ kJ/msK} \\ \text{Qdowtherm A} &= 54197,454 \text{ kJ/jam} = 51369,275 \text{ BTU/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Massadowtherm} = \frac{Q}{C_p \times \Delta T}$$

$$\text{Massadowtherm} = \frac{54197,45438 \text{ kJ/jam}}{1,8464212 \text{ kJ/kg.K} \times (412-367) \text{ K}}$$

$$\text{Massadowtherm} = 650,00008 \text{ kg/jam}$$

Maka neraca panas evaporator sebagai berikut :

Panas Masuk (BTU/jam)		Panas Keluar (BTU/jam)	
Panas umpan masuk	153401,7424	Panas Hasil Bawah	178113,5021
Panas Dowtherm A	51369,2751	Panas penguapan	8274,2459
		Panas sensibel	18383,2695
Total	204771,0175	Total	204771,0175

Thermal economy

$$TE = \frac{H_2O \text{ teruapkan}}{\text{jumlah steam}}$$

$$TE = 0,086 = 1 \text{ buah evaporator yang digunakan}$$

Berdasar Wallas, 1990 halaman 210 jika nilai TE sekitar 0,8 maka menggunakan single effect, jika 1,6 menggunakan double effect dan 2,4 menggunakan triple effect evaporator.

HE Design

Menentukan ΔT_{lmtd}

Fluida panas (Dowtherm A)

Laju Alir Massa

$$T1 = 139,158 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 412,158 \text{ K} \quad 282,4844 \text{ F}$$

$$T2 = 94 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 367 \text{ K} \quad 201,2 \text{ F}$$

Fluida panas (umpan masuk evaporator)

Laju Alir Massa

$$t1 = 90 \text{ C} = 194 \text{ F} = 363,15 \text{ K}$$

$$t2 = 107,6586 \text{ C} = 225,78543 \text{ F} = 380,80857 \text{ K}$$

$$\Delta T_{lmtd} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$\begin{aligned} &= (139,158-107,6586)-(97-90)/\ln((139,158-107,6586)-(97-90)) \\ &= 23,985836 \text{ F} \end{aligned}$$

Menentukan Luas Transfer Panas

Kern D. Q., Process Heat Transfer : Table 8., P. 840,

karena umpan heavy organics

di ambil UD 10 BTU/ft².jam.F

$$Q_s = UD \cdot A \cdot \Delta T_{lmtd}$$

$$A = \frac{Q_s}{UD \cdot \Delta T_{lmtd}}$$

$$= 214,16504 \text{ ft}^2$$

Karena luas perpindahan kalor > 200 ft² , maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah Shell and Tube.

Perancangan Shell dan Tube

Dari Table 10. Kern. D. Q., P. 843

digunakan rancangan standart yaitu 2 x 1 1/4 in IPS, L=12-30 ft

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 1,38 \text{ in} = 0,1150 \text{ ft} \\ \text{OD} &= 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft} \\ \text{IPS} &= 1 \frac{1}{4} \text{ in} = 0,1042 \text{ ft} \\ \text{at}'' &= 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104167 \text{ ft}^2 \\ \text{aout} &= 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ \text{ain} &= 0,362 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ \text{L} &= 12 \text{ ft} = 144 \text{ in} \\ \text{NS} &= 40 \end{aligned}$$

Menghitung Jumlah tube (Nt)

$$N_t = \frac{A}{L_a \cdot \text{at}''}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{214,1650 \text{ ft}^2}{12 \text{ ft} \times 0,435 \text{ ft}} \\ &= 41,027786 = 50 \text{ buah} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 9, hal. 842, Kern 1950 diperoleh:

$$\begin{aligned} N_t &= 51 \\ \text{pitch} &= 2 \quad \text{Tringular pitch} \\ \text{IDshell} &= 15,25 \text{ in} \\ \text{ODtube} &= 1,5625 \text{ in} \end{aligned}$$

Koreksi Ud

Luas permukaan perpindahan panas sebenarnya:

$$\begin{aligned} A &= N_t \times L \times a_t \\ A &= 51 \times 12 \text{ ft} \times 0,435 \text{ ft} \\ A &= 266,22 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Nilai Ud sebenarnya:

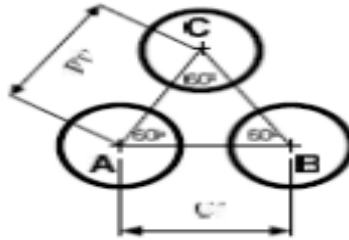
$$\begin{aligned} U_d &= \frac{Q}{A \times \Delta T_{lmtD}} \\ &= \frac{51369,2751 \text{ BTU/jam}}{266,22 \text{ ft}^2 \times 23,985836 \text{ F}} \\ &= 8,0446639 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ F} \end{aligned}$$

Pemilihan Pitch

Untuk IDshell 15,25 in = 1,2708 ft dan $N_t = 51$ buah, dipilih triangular pitch dengan $P_t = 15/8 \text{ in} = 0,1563 \text{ ft}$

Alasan pemilihan adalah:

- a. Jumlah tube yang dibuat lebih banyak karena susunannya lebih kompak.
- b. Film koefisien triangular pitch lebih tinggi daripada rotated triangular pitch dan square pitch.



Gambar 2. Susunan tube dengan triangular pitch

$$\begin{aligned}
 \text{Clearance, } C' &= Pt - OD_{\text{tube}} \\
 &= 1,8750 \text{ in} - 1,66 \text{ in} \\
 &= 0,215 \text{ in} \\
 &= 0,01792 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas ABC (pitch)} &= 1/2 \times \text{alas} \times \text{tinggi} \\
 &= 1/2 \times Pt \times t \\
 &= 1/2 \times Pt \times Pt \sin 60 \\
 &= 1/2 \times Pt^2 \times \sin 60 \\
 &= 1,5223 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka } A' &= N_t \times 2 \times \text{Luas ABC} \\
 &= 51 \times 2 \times 1,5223 \text{ in}^2 \\
 &= 155,2746 \text{ in}^2 \\
 &= 1,0782958 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung volume tube:

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tube} &= 1/4 \times \pi \times (ID_{\text{tube}})^2 \times L \\
 &= 1/4 \times 3,14 \times (1,38 \text{ in})^2 \times 144 \text{ in} \\
 &= 215,27338 \text{ in}^3 \\
 &= 0,0035277 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume total tube} = N_t \times \text{Volume tube}$$

$$= 51 \text{ buah} \times 215,27338 \text{ in}^3$$

$$= 10978,942 \text{ in}^3$$

$$= 0,1799126 \text{ m}^3$$

Menentukan Desain shell and tube

Tabel 1. Desain shell and tube pada Evaporator (EV-01)

Dimensi shell and tube	
Shell (Dowtherm A)	Tube (Umpan Evaporator)
IDs	Jumlah, Nt
15,25 in	51 buah
0,38735 m	
1,2708333 ft	Panjang, L
	3,6576 m
Pass (n)	12 ft
1	
Buffle space, B	OD
1,525 in	1,66 in
0,038735 m	0,1383333 ft
0,1270833 ft	ID
	1,38 in
r (jari-jari)	0,115 ft
7,625 in	0,035052 m
0,193675 m	Pitch
	1,875 in
	0,5715 m
	(triangular pitch)
	Pass (n)
	2
	at'
	1,5 in2
Fluida Panas, Dowtherm A (Shell)	Fluida Panas, Larutan Anilin (Tube)
menghitung flow area, as	Menghitung flow area
as = $\frac{ID \times C' \times B}{144 \times Pt}$ = 0,001543 ft2	at = $\frac{Nt \times at}{144 \times n}$ = 0,265625 ft2
Laju alir massa, Gs	Laju alir massa, Gt
W = 650,0001 kg/jam	W = 1027,4259 kg/jam
= 1433,0049 lb/jam	= 2265,0863 lb/jam
Gs = $\frac{W}{as}$ = 928694,12 lb/jam.ft2	Gt = $\frac{W}{at}$ = 8527,3838 lb/jam.ft2

as	at
Bilangan Reynold, Re	Bilangan Reynold, Re
T1 = 282,4844 F	t1 = 194 F
μ = 0,828947 cP	μ = 0,1000738 cP
= 2,0053 lb/jam.ft	= 0,2421 lb/jam.ft
$De = \frac{4 \cdot (Pt2 - \pi \cdot ODt/4)}{\pi \cdot Odt}$	ID tube = 0,115 ft
= 0,086635 ft	
$Res = \frac{De \cdot Gs}{\mu} = 40122,399$	$Ret = \frac{De \cdot Gt}{\mu} = 4050,5954$
Menghitung Heat Transfer Coeffisien	
Menentukan ho	menentukan jH
$ho = jH \times \frac{(k) \times (Cp \cdot \mu)^{1/3}}{(De) (k)}$	jH = 14 (Fig. 24 Kern)
jH = 110	menentukan hi
k = 0,07126 BTU/jam ft F	$hi = jH \times \frac{(k) \times (Cp \cdot \mu)^{1/3}}{(De) (k)}$
Cp = 0,44101 BTU/lb.F	Cp = 9506,3866 BTU/lb.F
De = 0,086635 ft	k = 0,4495 BTU/jam ft F
μ = 2,0053 lb/jam.ft	μ = 0,2421 lb/jam.ft
ho = 374,2878 BTU/jam ft ² F	hi = 328632,56 BTU/jam ft ² F
	menghitung hio
	$hio = \frac{hi (ID)}{\phi t (\phi t (OD))}$
	hi = 328632,56 BTU/jam ft ² F
	IDt = 0,115 ft
	ODt = 0,1383333 ft
	hio = 273200,56 BTU/jam ft ² F

Menghitung clean overall heat transfer coefficient, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = \frac{273200,56 \times 374,2878}{273200,56 + 374,2878}$$

$$U_c = 373,77572$$

Menghitung dirt factor, R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$R_d = \frac{373,77572 - 8,0446639}{373,77572 \times 8,0446639}$$

$$R_d = 0,1216306$$

$$R_d \text{ min} = 0,001$$

$R_d > R_d \text{ min}$ maka alat dianggap layak

Menghitung Pressure Drop

Tabel 2. Menghitung Pressure Drop

Menghitung Pressure Drop			
Shell :	Dowtherm A	Tube :	Larutan Anilin
Gs	928694,12 lb/jam.ft ²	Gt	8527,3838 lb/jam.ft ²
S	1,3901	S	1
Res	40122,399	Ret	4050,5954
f	0,0065774	f	0,0115621
IDs	1,2708333 ft	Dt	0,115 ft
N + 1 = 12 x L	1133,1148	L	12 ft
	B	n	2
De	0,086635 ft	ϕ_t	$\frac{(\mu)}{(\mu_w)}^{0,14}$
ϕ_s	$\frac{(\mu)}{(\mu_w)}^{0,14}$	μ	0,2421 lb/jam.ft

Evaporator (EV-01)

μ 2,0053 lb/jam.ft μ_w $\mu \times 2,42$ 4,852826 lb/jam.ft ϕ_s 0,8836206 $\frac{f \cdot G_s^2 \cdot I D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s}$ ΔP_s 0,0015835	μ_w $\mu \times 2,42$ 0,585882 lb/jam.ft ϕ_t 0,8836206 ΔP_t $\frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot I D_t \cdot s \cdot \phi_t}$ 0,003804
--	--

Kondisi Operasi Evaporator (EV-01)

Suhu = 107,6586 C

Tekanan = 1 atm

Uap keluar Evaporator (Fase Gas)

Mencari Densitas Campuran

Densitas gas dihitung dengan mengasumsikan perilaku gas sebagaimana gas ideal, sehingga berlaku persamaan:

$$P V = n R T$$

disusun ulang, diperoleh:

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{P_g \text{ BM}}{R T}$$

Keterangan:

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

T = Suhu gas (K)

BM = Berat molekul gas (kg/kmol)

BM H₂O = 18,0153 kg/kmol

P_g = Tekanan (gas) = 1 atm

Sehingga diperoleh densitas gas sehingga berikut:

$$\rho_{\text{gas}} = 0,5769271 \text{ kg/L} = 576,92709 \text{ kg/m}^3$$

Densitas cairan dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\rho = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

Keterangan:

ρ = Densitas (gr/ml)

T = Suhu (K)

Tc = Suhu Kritis (K)

n = Koefisien regresi

Sehingga diperoleh densitas cairan sebagai berikut:

Tabel. Densitas Produk Keluar Cair Evaporator

Komponen	A	B	Tc	n	ρ liq (kg/L)
H ₂ O	0,34710	0,27400	647,13	0,2857	1,0560
C ₆ H ₅ NH ₂	0,3119	0,25	699	0,2857	1,0004
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0,3141	0,2455	817	0,2833	0,9736
Total	-				3,0300

Tabel 3. Densitas Campuran dalam Evaporator

Komponen	ρ gas (kg/m ³)	ρ liq (kg/m ³)
H ₂ O	576,9271	5,0172
C ₆ H ₅ NH ₂	-	953,8511
(C ₆ H ₅) ₂ NH	-	40,6634
Total	576,9271	999,5318
		ρ mix = 999,5318 kg/m ³

Dimensi Evaporator

Untuk menentukan bentuk-bentuk Head ada 4 (empat) macam pilihan, yaitu :

1. Flanged only head

Head tipe ini digunakan untuk vessel dengan tekanan uap rendah. Biasanya digunakan untuk bahan bakar minyak.

2. Flanged Standard Dished and Flanged Swallow Dished Head

Head tipe ini digunakan untuk vessel yang umumnya bertekanan rendah. Biasanya digunakan pada cairan yang volatile seperti naphta, gasoline, dan kerosene.

3. Flanged and Dished Head (Torispherical)

Head tipe ini digunakan untuk vessel yang umumnya bertekanan sebesar 15 - 200 lb/in² atau setara dengan 1,02 - 13,60 atm.

4. Elliptical Dished Heads Meeting ASME and API ASME

Head tipe ini digunakan untuk vessel yang umumnya bertekanan antara 100 – lebih dari 200 psig atau setara dengan 6,8 – 12,6 atm.

Untuk tekanan 1 atm atau 15 lb/in² maka dipilih Flanged and Dished Head (Torispherical). Evaporator yang digunakan berbentuk silinder tegak.

Diketahui:

$$\begin{aligned}\rho_{\text{mix}} &= 0,9995 \text{ kg/L} \\ &= 999,5318 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

Menghitung Volume Evaporator

$$\begin{aligned}q_0 &= \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\rho_{\text{mix}}} \\ q_0 &= \frac{1027,4259 \text{ kg/jam}}{999,5318 \text{ kg/m}^3} \\ q_0 &= 1,0279072 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Waktu tinggal didalam Evaporator dirancang selama 15 menit = 0,25 jam, maka:

$$\begin{aligned}\text{Volume Cairan} &= \text{Laju Alir cairan} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 1,0279072 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,25 \text{ jam} \\ &= 0,2569768 \text{ m}^3 = 67,841874 \text{ gall} \\ &= 9,0751355 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Volume Evaporator dirancang 20% lebih besar untuk keamanan (Peter and Timmerhaus, 1991, halaman 35).

$$\begin{aligned}\text{Volume over design (V)} &= 120\% \times \text{Volume Cairan (V}_c) \\ &= 120\% \times 9,07505 \text{ ft}^3 = 10,890163 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$= 0,3083722 \text{ m}^3$$

Merancang Tekanan Perancangan Evaporator

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Operasi} &= 1 \text{ atm} \\ &= 14,7 \text{ psia} \end{aligned}$$

Tekanan perancangan dibuat 20% lebih besar dari tekanan operasi untuk faktor keamanan, maka:

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Perancangan} &= 1,2 \times P_{op} \\ &= 1,2 \times 1 \text{ atm} \\ &= 1,2 \text{ atm} \\ &= 17,64 \text{ psia} \end{aligned}$$

Menghitung Tebal Dinding Evaporator

Pemilihan bahan pembuatan Evaporator didasarkan atas bahan baku, dalam hal ini Evaporator digunakan untuk memekatkan larutan Anilin dengan menguapkan H₂O. Sehingga dipilih Evaporator dengan bahan Stainless Steel SA-167 tipe 321 karena memiliki ketahanan suhu dan korosi yang baik, dengan allowable stress (f) yaitu 18750 (Brownel, 1958, halaman 342). Efisiensi sambungan (E) yang dipakai yaitu jenis double welded butt joint dengan nilai 80% karena tidak memiliki batas ketebalan seperti jenis single (Brownel, 1958, halaman 254).

Faktor korosi (C) pada jenis Stainless Steel tipe 305 yaitu 0,125 in (Peters, M.S., K.D., Timmerhaus Ed. V, 1991, halaman 426).

Maka Tebal dinding evaporator untuk bentuk head torispherical, yaitu:

$$t = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 P} + C$$

Dimana:

t = Tebal dinding evaporator (in)

P = Tekana perancangan (psia)

- r = Jari-jari dalam Evaporator (in)
- f = Allowable Stress
- E = Efisiensi Sambungan
- C = Faktor korosi

(Brownel and Young, 1958, page 254)

$$t_{shell} = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 P} + C$$

$$t_{shell} = \frac{17,64 \text{ psia} \cdot 7,625 \text{ in}}{0,8 \cdot 18750 - 0,6 \cdot 17,64 \text{ psia}} + 0,215 \text{ in}$$

$$t_{shell} = 0,2239733 \text{ in}$$

$$\text{diambil} = 0,25 \text{ in}$$

Maka diambil Tebal Dinding Evaporator standar yaitu 1/4 in atau 0,25 in

(Brownel and Young, 1958, page 88, tabel 5.6)

Maka nilai diameter luar evaporator yaitu,

$$OD = ID + 2t_{shell}$$

$$OD = 15,25 + (2 \times 0,25)$$

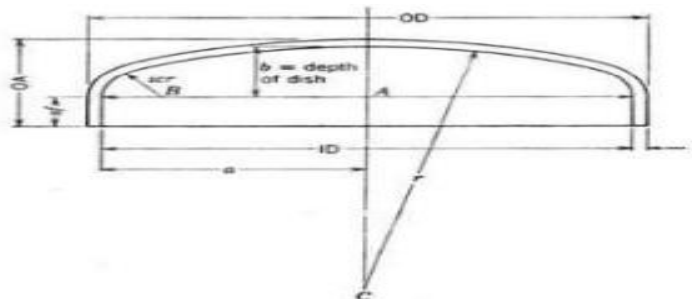
$$OD = 15,75 \text{ in}$$

Diambil diameter luar standar untuk evaporator sebesar 16 in

(Brownel and Young., 1958 p. 89., table 5.7)

Tinggi dan Tebal Head Evaporator

Evaporator yang digunakan berbentuk silinder tegak dengan bentuk head flanged and dished head (Torispherical). Sehingga perhitungan sebagai berikut;



Gambar 2. Flanged and Dished Head (Torispherical)

Dimana,

sf = Standart Straight Flanged (2 in)

icr = Inside Corner Radius

a = ID/2

b = $rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - (a - irc)^2}$

AB = ID/2 - icr

BC = r - icr

AC = $\sqrt{BC^2 - AB^2}$

OA = t + b + sf

OD = ID + 2tshell

(Brownel and Young., 1958 p. 87)

Nilai diameter dalam evaporator

OD = ID + 2tshell

16 in = ID + 2 . 0,25

ID = 15,5 in = 1,2916667 ft = 0,3937 m

Dari nilai OD = 16 in, didapat nilai berikut

rc = 8 in

icr = 0,75 in

t = 0,25 in

sf = 1,5 - 2,5 in Maka diambil : 2 in

(Brownel and Young., 1958 p. 90 Table 5.7)

Menentukan tebal dinding head adalah

$$t_{head} = \frac{P r W}{2fE - 0,2P} + C$$

(Brownel and Young., 1958 p. 138 Pers 7.77)

Dimana,

thead = Tebal Head (in)

W = Stress intensification faktor

- f = Allowable stress
- E = Efisiensi sambungan
- C = Corrosion allowance (in)
- P = Tekanan design (psia)

Maka,

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right)$$
$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{8}{0,75}} \right)$$

$$W = 1,5664966$$

$$\text{thead} = 0,2220242 \text{ in}$$

$$\text{thead} = 0,25 \text{ in}$$

Maka diambil thead standart yaitu, $1/4 \text{ in} = 0,25 \text{ in}$

(Brownel and Young., 1958 p. 88 Table 5.6)

Menentukan tinggi head (OA):

Untuk thead = 0,222024 in, diambil nilai sf sebesar 0,25 in

Dimensi head, yaitu :

$$a = 7,75 \text{ in}$$

$$b = 6,1125414 \text{ in}$$

$$AB = 7 \text{ in}$$

$$BC = 7,25 \text{ in}$$

$$AC = 1,8874586 \text{ in}$$

Maka tinggi head,

$$OA = \text{thead} + b + sf$$

$$= 8,3625414 \text{ in}$$

$$= 0,6968784 \text{ ft}$$

Menghitung Tinggi Total Evaporator

Jika tinggi cairan diatas tube-sheet 20% dari panjang tube dan bagian bawah juga 20%, maka tinggi cairan:

$$\begin{aligned} H_l &= 1,2 \times L \text{ tube} \\ &= 1,2 \times 144 \text{ in} \\ &= 172,8 \text{ ft} \end{aligned}$$

Kemudian diipilih ID = H karena Evaporator berbentuk vessel kecil dengan tutup (Brownel and Young, 1958, page 43).

$$ID = 15,5 \text{ in} = 1,2916667 \text{ ft}$$

Maka, tinggi shell evaporator:

$$\begin{aligned} H_s &= H_l + H \\ &= 172,8 + 1,2916667 \text{ ft} \\ &= 174,09167 \text{ ft} \\ &= 53,06314 \text{ m} \end{aligned}$$

$$H_{total} = H_{shell} + 2H_{head}$$

Maka,

$$\begin{aligned} H_{total} &= 174,09167 \text{ ft} + (2 \times 0,696878) \text{ ft} \\ &= 175,48542 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perancangan Baffle Pemisah

Distributing Plates atau Baffles digunakan untuk memisahkan cairan dan uap dengan membentuk lintasan fluida di dalam shell.

Merancang tinggi baffle

Tinggi baffle pada evaporator diasumsikan 0,75 kali dari diameter dalam evaporator, maka diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi baffle (h)} &= 75\% \cdot ID_{\text{evaporator}} \\ &= 11,4375 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan jarak antar baffle

Jarak antar baffle adalah 0,1 dari diameter dalam evaporator, maka:

$$\begin{aligned} \text{jarak antar baffle} &= 0,1 \cdot ID_{\text{evaporator}} \\ &= 1,525 \text{ in} \end{aligned}$$

Merancang Pipa Inlet dan Outlet Evaporator

Umpan masuk dari output kondensor

Keluaran Hasil Atas (Fase Uap)

Komponen	W		ρ (kg/L)	Fraksi Massa
	kmol/jam	kg/jam		
H ₂ O	3,1170919	56,107654	0,5769	1
Total	3,1170919	56,107654	0,5769	1

Maka,

$$\text{Kecepatan Massa} = 56,107654 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Rapat Massa} = 0,5769 \text{ kg/L} = 36,014691 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} q &= 97,252591 \text{ L/jam} \\ &= 9,64 \cdot 10^{-4} \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Menentukan diameter pipa optimum

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

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \cdot (0,0009638^{0,45} \cdot 36,01469^{0,13})$$

$$D_{\text{opt}} = 0,2730269 \text{ in}$$

(Walas S. M., 1990 Pers 6.32 P. 100)

Dipilih ukuran standar IPS 1/8 in yaitu,

$$ID = 0,269 \text{ in}$$

$$OD = 0,405 \text{ in}$$

$$NPS = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Sch No.} = 40$$

(Kern. D. Q., 1965 Tab. 11 P.844)

Keluaran Hasil Bawah (Fase Cair)

Komponen	W		ρ (kg/L)	Fraksi Massa	$\rho \cdot x_i$
	kmol/jam	kg/jam			
H ₂ O	0,2564	4,6149	1,0560	0,0048	0,0050
C ₆ H ₅ NH ₂	9,9589	926,1777	1,0004	0,9535	0,9539
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0,2398	40,5256	0,9736	0,0417	0,0406
Total	10,4551	971,3182	3,0300	1,0000	0,9995

Maka,

$$\text{Kecepatan Massa} = 971,3182 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Rapat Massa} = 0,9995 \text{ kg/L} = 62,396747 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} q &= \frac{\text{Kecepatan Massa}}{\text{Rapat Massa}} \\ &= \frac{971,3182 \text{ kg/jam}}{0,9995 \text{ kg/L}} \\ &= 971,77215 \text{ L/jam} \\ &= 34,3176 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0095327 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Menentukan diameter pipa optimum,

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

$$D_{opt} = 3,9 \times (0,009533 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,3967466 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$D_{opt} = 0,8224005 \text{ in}$$

(Walas S. M., 1990 Pers 6.32 P. 100)

Dipilih ukuran standar IPS 1 in yaitu,

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in}$$

$$\text{NPS} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Scd.No} = 40$$

(Kern. D. Q., 1965 Tab. 11 P.844)

KESIMPULAN EVAPORATOR 1 (EV-01)

Tugas : Memekatkan hasil keluaran atas Menata Distilasi (MD-01) berupa, $C_6H_5NH_2$, $(C_6H_5)_2NH$, dan H_2O (laju alir massa sebesar 1027,426 kg/jam) dengan cara menguapkan 99% H_2O

Jenis Alat : Vectical Long Tube Evaporator, Natural Circulation

Kondisi Operasi

Tekanan (P) : 1 atm

Suhu (T) input : 90 °C = 363 K

Suhu (T) output : 107,65857 °C = 380,65857 K

Pemanas : Dowtherm A

Jenis Pemanas : Shell And Tube Heat Exchanger

Bahan Konstruksi : Stainless Steel SA 167 type 305

Tube

ID Tube : 1,38 in = 0,035052 m

OD Tube : 1,66 in = 0,042164 m

Panjang Tube : 12 ft = 3,6576 m

Passes : 2

Shell

ID Shell : 15,25 in = 0,38735 m

Passes : 1

Evaporator (EV-01)

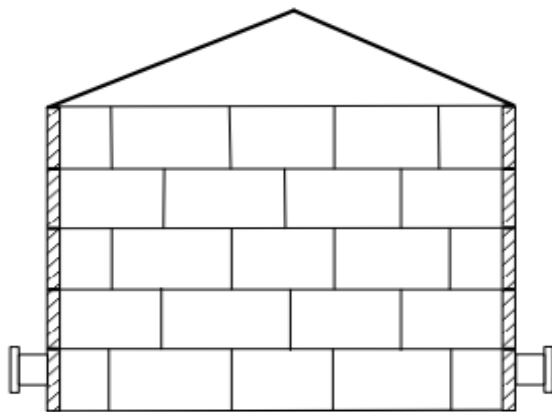
Dimensi Evaporator diperoleh hasil sebagai berikut:

Jarak Baffle	:	1,525	in	=	0,038735	m
Tinggi Baffle	:	11,4375	in	=	0,2905125	m
Diameter Dalam	:	15,5	in	=	0,3937	m
Diameter Luar	:	16	in	=	0,4064	m
Tinggi	:	175,48542	ft	=	53,487957	m
Volume Evaporator	:	10,890163	ft ³	=	0,3083722	m ³
Volume cairan	:	9,0751355	ft ³	=	0,2569768	m ³
Tebal Shell	:	0,25	in	=	0,00635	m
Tebal Head	:	0,25	in	=	0,00635	m
Tinggi Head	:	0,6968784	ft	=	0,2124086	m
ID Pipa Inlet	:	0,269	in	=	0,0068326	m
ID Pipa Out Atas	:	0,269	in	=	0,0068326	m
ID Pipa Out Bawah	:	1,049	in	=	0,0266446	m
Waktu Tinggal	:	15 menit		=	0,25 jam	

Tangki Bahan Baku (T-01)

Tugas : Menyimpan Stok Bahan Baku selama 60 hari

Jenis : Tangki silinder tegak



Suhu Operasi : 303 K = 30 C

Tekanan : 1 atm

Bahas yang disimpan

Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	fraksi mass
C6H5NH2	93	11157,65	119,9748	0,994997
H2O	18	56,1077	3,1171	0,005003
Total		11213,76	123,0919	1

Rapat massa

$$Densitas = \frac{A}{B^{(1-\frac{T}{T_c})^n}}$$

Dimana :

ρ_l : rapat massa fase cair (g/ml)

T: Suhu operasi (K)

Komponen	A	B	n	Tc
C6H5NH2	0,3119	0,25	0,2857	699
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13

Langkah Perhitungan:

1. Volume Bahan yang di simpan
2. Volume tangki yang di perlukan
3. Ukuran tangki standar

1. Volume Bahan

Volume Bahana = Kecepatan volume x waktu tinggal

Komponen	kg/jam	ho (kg/m ³)	m ³ /rho
C ₆ H ₅ NH ₂	11157,65	1013,574	11,0082
H ₂ O	56,108	1023,013	0,0548
Total			11,0631

$$\text{Volume bahan} = 11,0631 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 24 \text{ jam} \times 60 \text{ hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan} &= 15930,8329 \text{ m}^3 \\ &= 100201,9245 \text{ barrel} \\ &= 50100,96223 \end{aligned}$$

2. Voulme tangki

Dirancang dengan angka keamanan 20%

$$\begin{aligned} V_t &= 15930,8329 \text{ m}^3 \times 120\% \\ &= 19116,9995 \text{ m}^3 \\ &= 120993,6677 \text{ barrel} \end{aligned}$$

Dibuat menjadi 2 tangki sehingga

$$\begin{aligned} V_1 &= V_2 = \frac{120993,6677}{2} \\ &= 60496,83386 \text{ barrel} \end{aligned}$$

3. Ukuran Tangki

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses
Recommended by API Standard 12 C
(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)								
		4 12	5 18	6 24	7 30	8 36	9 42	10 48	11 54	12 60
		Number of Courses in Completed Tank								
		2	3	4	5	6	7	8	9	10
10	14.0	170	250	335	420	505
15	31.5	380	565	755	945	1,130
20	56.0	670	1,010	1,340	1,680	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	1,133	13,600	20,390	27,190	33,990	40,790	47,590	54,380	61,180	67,980
100	1,399	16,790	25,180	33,570	41,970	50,360	58,750	67,140	75,540	83,930
120	2,014	...	36,260	48,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,800	120,900
140	2,742	...	49,350	65,800	82,250	98,700	115,100	131,600	148,000	164,500
160	3,581	107,400	128,900	150,400	171,900	193,400	214,900
180	4,532	136,000	163,200	190,400	217,500	244,800	254,300
200	5,595	167,900	201,400	235,000	268,600	284,500	$D = 174$
220	6,770	203,100	243,700	284,400	322,300	$D = 194$	$D = 219$

The approximate capacities shown are based on the formula:
Capacity (42-gal bbl) = $0.14D^2H$, where D = listed tank diameter and H = listed tank height.
Capacities and diameters below the heavy lines (cols. 9-11) are maximum for the tank heights shown, on the basis of the 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

Kapasitas Standart = 61180 barrel = 2569560 gal = 9726842,704 L
 Diameter tangki = 90 ft = 27,432 meter
 Tinggi tangki = 54 ft = 16,4592 meter

Tebal dinding

Item 2. Shell Plate Thicknesses for Typical Sizes of Tanks with 72-in. Butt-welded Courses

Recommended by API Standard 12 C
(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diam (ft)	2 Tank Height (ft)										12 Maximum Allowable Height for Diameters Listed (ft)	
	3 Number of Courses in Completed Tank											
	4 Shell Plate Thickness (In.)											
	5 6	6 12	7 18	8 24	9 30	10 36	11 42	12 48	13 54	14 60		
10	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16
15	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16
20	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16
25	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.20	0.22
30	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.21	0.24	0.26
35	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.21	0.24	0.27	0.30
40	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.21	0.24	0.28	0.31	0.35
45	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.23	0.27	0.31	0.35	0.39
50	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	0.26	0.30	0.35	0.39	0.43
60	3/4	3/4	3/4	3/4	0.26	0.31	0.36	0.41	0.47	0.52
70	3/4	3/4	3/4	0.25	0.30	0.36	0.42	0.48	0.54	0.61
80	3/4	3/4	3/4	0.27	0.34	0.41	0.48	0.55	0.62	0.69
90	3/4	3/4	3/4	0.31	0.38	0.46	0.54	0.62	0.70	0.78
100	3/4	3/4	0.25	0.34	0.43	0.51	0.60	0.69	0.78	0.86
120	3/4	3/4	0.30	0.41	0.51	0.62	0.72	0.83	0.93	1.03
140	3/4	3/4	0.35	0.47	0.60	0.72	0.84	0.96	1.08	1.21
160	3/4	0.26	0.40	0.54	0.68	0.82	0.96	1.10	1.24	1.38	65.3	...
180	3/4	0.29	0.45	0.61	0.76	0.92	1.08	1.24	1.39	...	58.2	...
200	3/4	0.32	0.50	0.67	0.85	1.02	1.20	1.37	52.5	...
220	3/4	0.36	0.55	0.74	0.93	1.13	1.32	47.8	...

Plate thicknesses shown in item 2 in fractions are thicker than those required for hydrostatic loading but for practical reasons have been fixed at the values given; therefore, plates for these courses may be ordered on a weight basis. Plate thicknesses shown in item 2 in decimals are based on maximum allowable stresses, and therefore plates for these courses must be ordered on a thickness basis.

In deriving the plate-thickness values shown, it was assumed, on the basis of average mill practice, that the edge thickness of plates 72-in. wide and ordered on the weight basis would underrun the nominal thickness by 0.03 in. The actual thickness may underrun a calculated or specified thickness by 0.01 in.; consequently, fractional thickness values are shown only when the fractional value exceeds the calculated thickness of the course in question by more than 0.02 in.

The maximum allowable height for diameters listed in feet is based on the 1 1/4-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

Jarak di hitungan dari atas

Lembar ke	ft	tebal (in)
1	0-6	0,25
2	6-12	0,25
3	12-18	0,25
4	18-24	0,31
5	24-30	0,38
6	30-36	0,46
7	36-42	0,54
8	42-48	0,62
9	48-54	0,7
10	54-60	0,78

4. Menghitung tebal tutup

tekanan over design = 1,5 x 14,7 psi = 22,05 psi

diameter = 90 ft = 1080 in

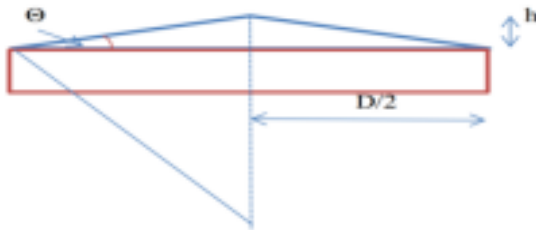
Allowable stress = 12650 psi

Efisiensi sambungan : 0,85

Faktor korosi = 0,13

$$\begin{aligned} \text{Tebal tutup} &= \frac{P \times D}{2 \times S \times E - 0,2P} + C && \text{(Brownell and Young, hal 254)} \\ &= \frac{22,05 \times 1080}{2 \times 12650 \times 0,85 - 22,05} + 0,13 \\ &= 1,237598 \text{ in} \end{aligned}$$

5. Menentukan tinggi Head



$\tan \Theta = H/r$

$\tan \Theta = 0,002292$

tinggi roof (h) = $D/2 \times \tan \Theta$

maka

$h = 540 \times 0,01146 = 1,237598 \text{ in}$

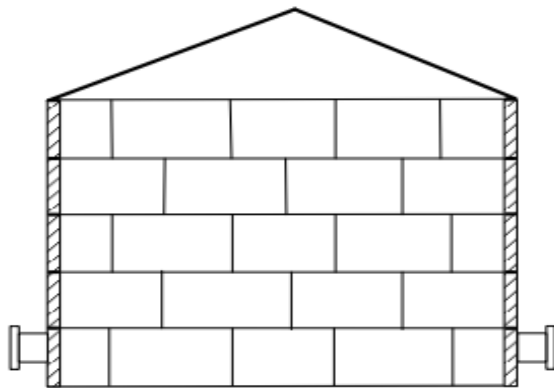
$= 0,103133126 \text{ ft}$

Material Carbon steel SA – 283 Grade

Tangki Penyimpanan Produk (T-02)

Tugas : Menyimpan Stok Produk selama 30 hari

Jenis : Tangki silinder tegak



Suhu Operasi = 303 K = 30 C

Tekanan = 1 atm

Bahan yang disimpan

Komponen	BM	Kmol/jam	Kg/jam	% berat
C ₆ H ₅ NH ₂	93	0,436197	40,5663	0,004
(C ₆ H ₅) ₂ NH	169	59,76929	10101,01	0,996
Total		0	10141,58	1

Rapat massa

Dihitung dengan persamaan

$$Densitas = \frac{A}{B \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana :

ρ: rapat massa fase cair (g/ml)

T: Suhu operasi (K)

Komponen	A	B	n	T _c
C ₆ H ₅ NH ₂	0,3119	0,25	0,2857	699
(C ₆ H ₅) ₂ NH	0,3141	0,2455	0,2833	817

Langkah perhitungan :

1. Volume bahan yang disimpan
2. Volume tangki yang diperlukan
3. Ukuran tangki standar

1 Volume Bahan

Volume Bahana = Kecepatan volume x waktu tinggal

Komponen	kg/jam	ho (kg/m ³)	m/rho
C ₆ H ₅ NH ₂	40,5663	1013,574	0,0400
C ₆ H ₅) ₂ NH	10101,01	1076,398	9,3841
Total			9,4241

$$\text{Volume bahan} = 9,4241 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 24 \text{ jam} \times 60 \text{ hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan} &= 13570,7191 \text{ m}^3 \\ &= 85357,25536 \text{ barrel} \\ &42678,62768 \end{aligned}$$

2. Voulme tangki

dirancang dengan angka keamanan 20%

$$\begin{aligned} V_t &= 16284,8630 \text{ m}^3 \\ &103068,7529 \text{ barrel} \end{aligned}$$

dibuat menjadi 2 tangki sehingga

$$\begin{aligned} v_1 = v_2 &= \frac{103068,7529}{2} \\ &= 51534,37645 \text{ barrel} \end{aligned}$$

3. Ukuran Tangki

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses Recommended by API Standard 12 C

(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)								
		4 12	5 18	6 24	7 30	8 36	9 42	10 48	11 54	12 60
		Number of Courses in Completed Tank								
		2	3	4	5	6	7	8	9	10
10	14.0	170	250	335	420	505
15	31.5	380	565	755	945	1,130
20	56.0	670	1,010	1,340	1,680	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	10,200
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	33,370	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	$D = 194$	$D = 219$

The approximate capacities shown are based on the formula:
 Capacity (42-gal bbl) = $0.14D^2H$, where D = listed tank diameter and H = listed tank height.
 Capacities and diameters below the heavy lines (cols. 9-11) are maximum for the tank heights shown, on the basis of the 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

Kapasitas Standart = 53720 barrel = 2256240 gal
 Diameter tangki = 80 ft = 24,384 meter
 Tinggi tangki = 60 ft = 18,288 meter

Tebal dinding

Item 2. Shell Plate Thicknesses for Typical Sizes of Tanks with 72-in. Butt-welded Courses

Recommended by API Standard 12 C
(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diam (ft)	2 Tank Height (ft)										12 Maximum Allowable Height for Diameters Listed (ft)
	6	12	18	24	30	36	42	48	54	60	
	3 Number of Courses in Completed Tank										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
	4 Shell Plate Thickness (In.)										
10	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$
15	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$
20	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$
25	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	0.19	0.20	0.22
30	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	0.19	0.21	0.24	0.26	...
35	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	0.19	0.21	0.24	0.27	0.30	...
40	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	0.19	0.21	0.24	0.28	0.31	0.35	...
45	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	0.19	0.23	0.27	0.31	0.35	0.39	...
50	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	0.26	0.30	0.35	0.39	0.43	...
60	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	0.26	0.31	0.36	0.41	0.47	0.52	...
70	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	0.25	0.30	0.36	0.42	0.48	0.54	0.61	...
80	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	0.27	0.34	0.41	0.48	0.55	0.62	0.69	...
90	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	0.31	0.38	0.46	0.54	0.62	0.70	0.78	...
100	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	0.25	0.34	0.43	0.51	0.60	0.69	0.78	0.86	...
120	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	0.30	0.41	0.51	0.62	0.72	0.83	0.93	1.03	...
140	$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{16}$	0.35	0.47	0.60	0.72	0.84	0.96	1.08	1.21	...
160	$\frac{3}{16}$	0.26	0.40	0.54	0.68	0.82	0.96	1.10	1.24	1.38	65.3
180	$\frac{3}{16}$	0.29	0.45	0.61	0.76	0.92	1.08	1.24	1.39	...	58.2
200	$\frac{3}{16}$	0.32	0.50	0.67	0.85	1.02	1.20	1.37	52.5
220	$\frac{3}{16}$	0.36	0.55	0.74	0.93	1.13	1.32	47.6

Plate thicknesses shown in item 2 in fractions are thicker than those required for hydrostatic loading but for practical reasons have been fixed at the values given; therefore, plates for these courses may be ordered on a weight basis. Plate thicknesses shown in item 2 in decimals are based on maximum allowable stresses, and therefore plates for these courses must be ordered on a thickness basis.

In deriving the plate-thickness values shown, it was assumed, on the basis of average mill practice, that the edge thickness of plates 72-in. wide and ordered on the weight basis would underrun the nominal thickness by 0.03 in. The actual thickness may underrun a calculated or specified thickness by 0.01 in.; consequently, fractional thickness values are shown only when the fractional value exceeds the calculated thickness of the course in question by more than 0.02 in.

The maximum allowable height for diameters listed in feet is based on the $1\frac{1}{2}$ -in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

Jarak di hitungan dari atas

Lembar ke	ft	tebal (in)
1	0-6	0,25
2	6-12	0,25
3	12-18	0,25
4	18-24	0,31
5	24-30	0,38
6	30-36	0,46
7	36-42	0,54
8	42-48	0,62
9	48-54	0,7
10	54-60	0,78

4. Menghitung tebal tutup

tekanan over design = 1,5 x 14,7 psi = 22,05 psi

diameter = 80 ft = 960 in

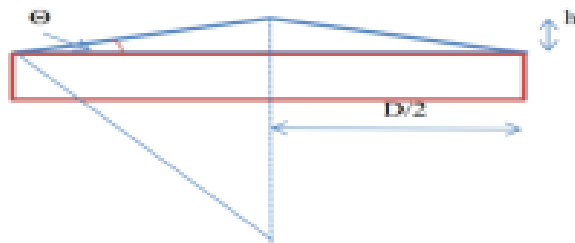
Allowable stress = 12650 psi = 480

Efisiensi sambung = 0,85

Faktor korosi = 0,13

$$\begin{aligned} \text{Tebal tutup} &= \frac{P \times D}{2 \times S \times E - 0,2P} + C \\ &= \frac{22,05 \times 960}{2 \times 12650 \times 0,85 - 22,05} + 0,13 \\ &= 1,11453 \text{ in} \end{aligned}$$

5. Menentukan tinggi Head



$\tan \Theta = H/r$

$\tan \Theta = 0,002322$

tinggi roof (h) = $D/2 \times \tan \Theta$

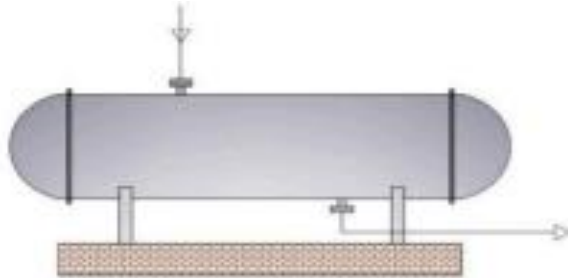
maka

$h = 480 \times 0,01146 = 1,114531 \text{ in}$

$= 0,092877594 \text{ ft}$

Material Carbon steel SA – 283 Grade

TANGKI 03 (T-03)



Tugas : Menyimpan Stok NH₃ selama 30 hari

Jenis : Silinder Horizontal

Data :

Kecepatan mol = 59,7693 kmol/jam

Tekanan = 18,234 bar

Suhu = 319,08 K = 46,08 C

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Kondisi tanki
2. Menentukan kapasitas tanki
3. Tebal Shell
4. Tebal head

1. Menentukan Kondisi Tanki

Komponen	laju alir mol	BM	laju alir massa
NH ₃	59,7693	17,0	1016,08

Penyimpanan dilakukan dalam fasa cair jenuh , berikut adalah perhitungan tekanan fluida pada temperatur 46,08C, dengan trial tekanan :

Tangki (T-03)

Dari Yaws didapat, :

Tabel data vapor pressure komponen

Komponen	A	B	C	D	E
NH3	37,1575	-2027,7	-1,16E+01	0,0074625	-9,58E-12

$$P = 18 \text{ atm}$$

$$T = 319,08 \text{ K}$$

Komponen	BM	laju alir	xi	Psat (atm)	ki = Psat/P	yi=k.x
NH3	17	59,7693	1	18	1	1

Pada kondisi tekanan dan suhu tersebut didapatkan kesetimbangan antara gas-cair artinya ammonia disimpan dalam keadaan cair jenuh.

2. Menentukan Kapasitas Tangki NH3

a. Menghitung Kapasitas tangki

Waktu tinggal yang akan digunakan adalah 3 hari

$$\text{Jumlah NH3 perjam} = 1016,08 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah NH3 30 hari} = 731576,12 \text{ kg}$$

$$= 8047337,3 \text{ kg/tahun}$$

Densitas Fase Cair

Komponen	A	B	n	Tc
NH3	0,23689	0,25471	0,2887	600

$$\text{Densitas} = 710,63 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga dapat dihitung volume liquid :

$$\text{Volume liquid} = 1029,4774 \text{ m}^3$$

$$= 36372,467 \text{ ft}^3$$

$$= 6475,4131 \text{ bbl}$$

b. Menentukan Rasio

$$V \text{ tangki} = V \text{ silinder} + 2 \times V \text{ tutup}$$

$$= \frac{\pi \cdot D^2}{4} L + (0,00076D^3)$$

Keterangan

D = diameter tangki (ft)

$$\frac{L}{D} < 2$$

Hasil trial rasio L/D terhadap volume standar diambil dari tabel Brownell halaman 346, didapat kan volume standart sebesar 7200 barel

Karena tangki dalam posisi horizontal maka tinggi (H) dapat ditulis panjang tangki (L)

L standart = 35 ft = 10,67 m = 419,98 in

D Standart = 42 ft = 12,80 m = 503,97 in

3. Tebal Dinding Tangki (Bagian Silinder)

Jenis bahan konstruksi : Low Alloy Steel SA-203 Grade C

f = allowable work stress : 16500 lb/in²

E = efisiensi sambungan : 0,9 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)

c = korosi : 0,25 in (chuse,1954)

Faktor keamanan : 10% (Coulson,1988 hal.637)

Tekanan perancangan (P) : 110% x 264,466 psi

: 290,913 psi

Tebal dinding dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{shell} = \frac{p \times r}{4 f \times E \times 0,6 \times p} + C$$

tshell = 1,4877 in

maka digunakan tebal shell standar : 1,5 in

(Brownell & Young hal: 88)

4. Tebal Dinding Head (Tutup tangki)

Bentuk atap yang digunakan adalah Elliptical and Dished Head yang berproses pada tekanan 15-200 psig.

Tangki (T-03)

Faktor korosi (C) : 0,25 in/tahun (Brownell,1959,hal.262)
Allowable working stress (f): 18750 lb/in²
(Low alloy steel SA-203C)
Efisiensi sambungan (E) : 0,8 (Brownell,1959,hal.254)

$$T_{head} = \frac{0,885 P \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + C$$

dimana :

Thead= Tebal dinding head (Tutup tangki) (in)

P = Tekanan desain

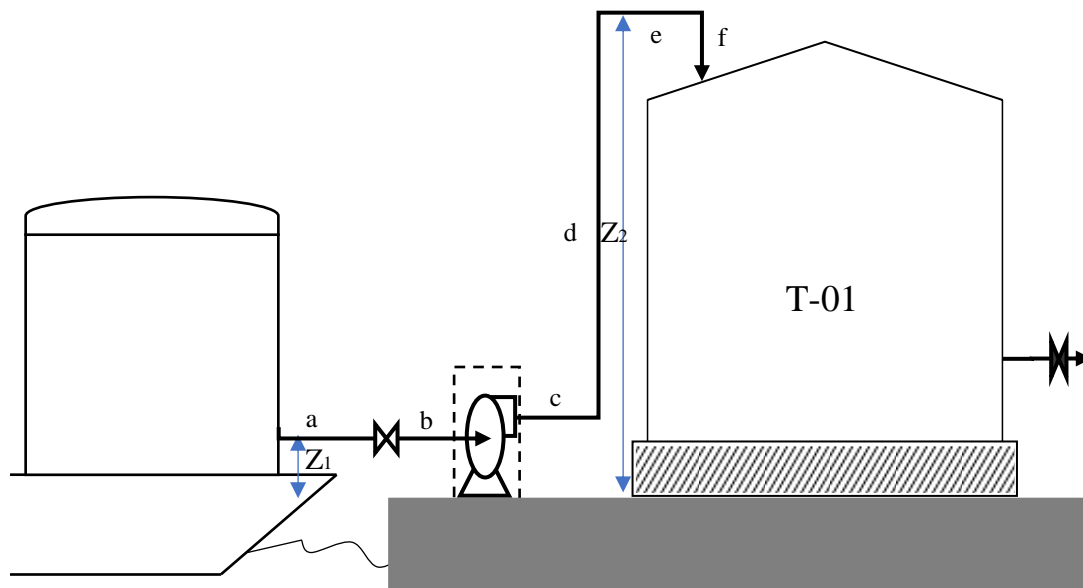
D = Diameter tangki

S = Stress yang diizinkan

E = Efisiensi

Thead = 4,5835 in

**POMPA
(P-01)**



Tugas : Memompa bahan baku dari tangki unit pembelian ke tangki penyimpanan T-01

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi :

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Rencana Pemipaan

$$a = 20 \text{ m} ; c = 45 \text{ m} ; e = 1 \text{ m} ;$$

$$b = 20 \text{ m} ; d = 12,8 \text{ m} ; f = 0,5 \text{ m}$$

$$\text{Panjang pipa lurus, } L = 99,3 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 1 \text{ m (ketinggian section head)}$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 13,8 \text{ m}$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
8. Menentukan Motor Standar

Komponen	BM	m (Kg/jam)	n (kmol/jam)	% massa	% mol	ρ (Kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)
C6H5NH2	93	11157,6543	119,975	0,995	0,975	1013,57	11,0082
H2O	18	56,1076543	3,1171	0,005	0,025	1121,26	0,05004
Total		11213,762	123,09187	1,000	1,000	1067,42	11,0583

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C.T + D.T^2$			
	a	b	c	d
C6H5NH2	-13,863	2,51E+03	0,0257	-1,8E-05
H2O	-10,216	1,79E+03	1,77E-02	-1,3E-05

Data Tekanan Uap Murni

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Dengan :

P sat = Tekanan uap komponen (mmHg)

T = Temperatur (K)

A,B,C,D, = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
C6H5NH2	124,3764	-7E+03	-4E+01	2E-02	6E-15
H2O	29,861	-3E+03	-7E+00	2E-09	2E-06

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, Suction : Bagian permukaan cairan pada tangki unit pembelian

- Tekanan, P1 = 1 atm

- Tinggi Suction Head = 1 m
(ketinggian permukaan cairan dalam tangki pembelian dievaluasi pada saat tangki hampir kosong)

Kecepatan linear, $v_1 = 0$ m/s (kecepatan penurunan permukaan cairan dalam tangki unit pembelian)

Titik 2, Discharge : Ujung pipa masuk Tangki Penyimpanan C6H5NH2

- Tinggi Discharge Head = 13,8 m
- Tekanan, P2 = 1 atm

2. Menentukan Kapasitas Pompa

Komponen	m (Kg/jam)	x	ρ (Kg/m ³)	$\rho \cdot x$
C6H5NH2	11157,6543	0,9950	1013,6	1008,5
H2O	56,1076543	0,0050	1121,3	5,6
Total	11213,762	1,0	2134,8	1014,1

$$\rho \text{ campuran} = 1014,1 \text{ Kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Tangki unit pembelian} &= 10996 \text{ barel} \\ &= 1748,22 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu pengosongan unit pembelian} &= 120 \text{ menit (dirancang)} \\ &= 2 \text{ jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik} &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{10996,0 \text{ barel}}{120 \text{ s}} \times \frac{\text{menit}}{60 \text{ s}} \times \frac{0,16 \text{ m}^3}{\text{barel}} \\ &= 0,2413 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,2413 \text{ m}^3/\text{s} \times 3600 \frac{\text{s}}{\text{jam}} \\ &= 868,684 \text{ jam} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

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

Keterangan : (Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West
G = Massa (kg/s) (2003),hal 501)

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

Sehingga didapatkan :

$D_{opt} = 0,4708 \text{ m}$

$D_{opt} = 18,5360 \text{ in}$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/16	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/8	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1/2	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	30†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.253	6.09	94.7

Normal Pipe Size, Nps = 20 in

Schedule Number, Sch = 20

Outside Diameter, OD = 20 in = 0,5080 m

Inside Diameter, ID = 19,25 in = 0,4890 m

Flow Area per pipe, a" = 291 in² = 0,18774 m²

4. Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Stee (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.00007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
Brass	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Plastic	Drawn, new	0.00007	0.002	±50
Glass	Drawn tubing	0.00005	0.0015	±60
Concrete	—	Smooth	Smooth	
	Smoothed	0.00013	0.04	±60
Rubber	Rough	0.007	2.0	±50
	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Maka diperoleh kekasaran pipa (ε) = 0,00015 ft
 = 0,00004572 m

Kekasaran relatif = $\frac{\epsilon}{ID}$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 9,4E-05 m

Kecepatan aliran dalam pipa

$V_{lin} = \frac{Q_L}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$

= $\frac{0,241301 \text{ m}^3/\text{s}}{0,18774 \text{ m}^2}$
 = 1,2853 m/s

Viskositas fase cair

Menghitung viskositas campuran

Komponen	μ (Cp)	yi x BM ^{0.5} x μ	yi x BM ^{0.5}
C6H5NH2	3,4083	32,7040	9,5954
H2O	0,8177	0,0174	0,0212
Total	4,2260	32,7214	9,6166

$\mu = \frac{\sum y_i \times BM^{0.5} \times \mu_i}{\sum y_i \times BM^{0.5}}$

$$\begin{aligned} \mu &= \frac{32,7214}{9,6166} \\ &= 3,4026 \text{ cP} \\ &= 0,0034 \text{ Kg/m.s} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

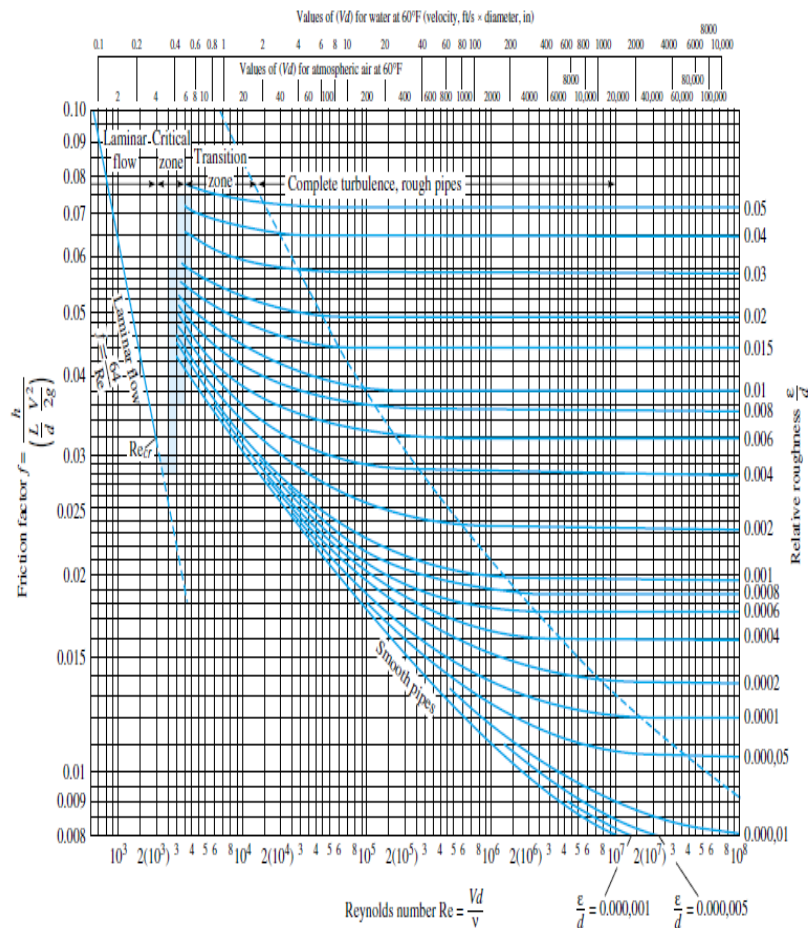
$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho_1 \cdot ID \cdot V_{lin}}{\mu} \\ Re &= \frac{1014,112 \text{ Kg/m}^3 \times 0,4890 \text{ m} \times 1,2853 \text{ m/s}}{0,00340259 \text{ Kg/m.s}} \\ Re &= 187301,121 \end{aligned}$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram Mood (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370)

Dimana: Kekerasan relatif ($\epsilon/ID = 9,3506E-05 \text{ m}$

Bilangan Reynold ($Re = 187301,121$



Diperoleh nilai friction factor sebesar

$$f = 0,0175$$

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

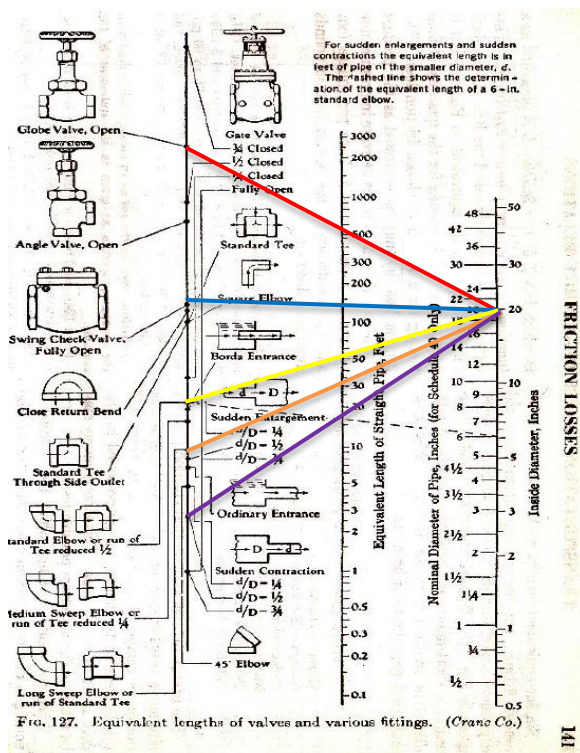
Panjang Ekuivalen	LE (ft)	Jumlah	ΣLe	
			ft	m
Sudden enlargement	30	1	30	9,14
Sudden constriction	20	1	20	6,10
Swing check valve	150	1	150	45,7
Globe valve, open	500	1	500	152
Standart elbow	20	4	80	24,4
Total			780	238

$$\Sigma Le = 238 \text{ m}$$

$$\Sigma Le + L = 238 \text{ m} + 99,3 \text{ m}$$

$$= 337 \text{ m}$$

$$= 1106 \text{ ft}$$



Rapat Berat (Weight Density)

$$\gamma = \rho L \times g$$

$$\begin{aligned}\gamma &= 1014,112 \times 9,8 \\ &= 9938,3 \text{ N/m}^3\end{aligned}$$

5. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

h_f = Head karena friksi (m)

Z_1 = Elevasi titik 1 (m)

Z_2 = Elevasi titik 2 (m)

H_{man} = Head pompa (m)

P_1 = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V_2 = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned}H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{1 - 1}{9938,3} \\ &= 0 \text{ m}\end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned}H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \frac{1,2853^2 - 0^2}{2 \times 9,8} \\ &= 0,0843 \text{ m}\end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned}H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 13,8 - 1 \text{ m} \\ &= 12,8 \text{ m}\end{aligned}$$

d. Friction Head

$$h_f = \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V \text{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$H_f = \frac{0,02 \times (99,3 + 238) \times 1,285^2}{2 \times 9,8 \times 0,4890}$$

$$= 1,02 \text{ m}$$

Total Head Pompa

$$H_{man} = H_p + H_v + H_s + H_f$$

$$= 0 + 0,0843 + 12,8 + 1,02$$

$$= 13,9010 \text{ m}$$

$$= 45,6070 \text{ ft}$$

6. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q_L}}{(h_{man})^{0,75}}$$

(Sularso, Pompa dan Kompresor (2000), halaman 5)

- ns : Kecepatan spesifik (antara 0,1 rad sampai 1 rad)
- n : kecepatan putar (rad/s)
- Ql : kapasitas pompa (m3/s)
- hman : head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2 Ludwig, E.E., ed. III, vol. 3, halaman 624.

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50 Rpm	60 Rpm	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} any } practical } hp same as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$rpm = \frac{120 \text{ (frequency)}}{\text{no. poles}}$$

Activate Wind
Go to Settings to a

Kecepatan putar dipilih = 400 rpm
 Faktor slip = 5% (asumsi)
 $n = 400 \text{ rotasi/menit} \times 0,9$
 $= 360 \text{ rpm}$
 $= 37,7 \text{ rad/s}$

Maka,

$$ns = \frac{37,7 \times (0,24130)^{0.5}}{45,6070^{0.75}}$$

$$= 1,05467 \text{ rad}$$

Nilai ns berada diantara $0,1 < Ns < 1$ maka tidak perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa Stage pada pompa dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada di dalam pompa

7. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$W = \frac{Q_L \cdot \gamma \cdot h_{man}}{e_{fp}}$$

Dimana:

- e_{fp} = Effisiensi pompa
- h_{man} = Head pompa (m)
- Q_L = Kapasitas pompa (m^3/s)
- W = Daya penggerak poros (watt)
- γ = Rapat berat (N/m^3)

Effisiensi pompa:

Diperoleh daeri Fig. 10.63 Towler, dan Sinot (2008), halaman 625.

Untuk kapasitas Q_L 868,684 m^3 /jam

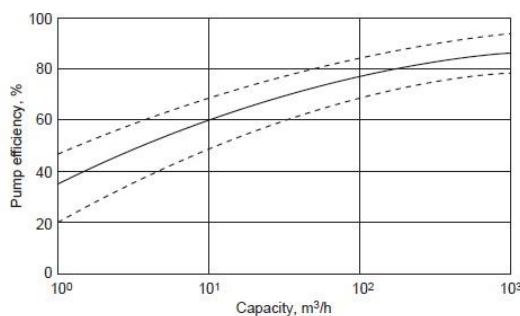


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh efisiensi 83%

Sehingga didapatkan daya gerak pompa sebesar :

$$-W = \frac{0,24130 \times 9938,30 \times 13,90}{83\%}$$

$$-W = 40164,2 \quad \text{watt}$$

$$-W = 53,8611 \quad \text{hp}$$

Tanda *minus* menandakan aliran membutuhkan kerja dari luar

8. Menentukan motor standar

Efisiensi motor:

diperoleh dari fig. 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhause ed. IV (1991) halaman 521

untuk daya gerak pompa sebesar = 53,8611 hp

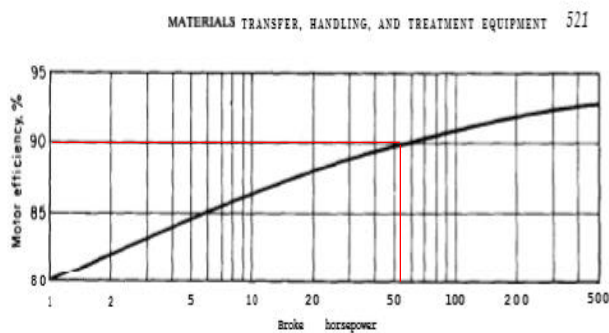


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Diperoleh efisiensi = 90%

Maka,

Daya yang diperlukan = $\frac{\text{Daya gerak pompa}}{\text{eff motor}}$

$$= \frac{53,86}{90\%} \quad \text{hp}$$

$$= 59,846 \quad \text{hp}$$

Motor standar: dipilih motor induksi

Daya standar = 60 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.

9. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (h_f)

Panjang pipa lurus, 99,3 m

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	sigma Le (m)
<i>Sudden enlargement</i>	30	0	0,0000	0,0000
<i>Sudden constriction</i>	20	1	20,0000	6,0960
<i>Swing check valve</i>	150	0	0,0000	0,0000
<i>Globe valve, open</i>	500	0	0,0000	0,0000
<i>Standart elbow</i>	20	0	0,0000	0,0000
Total			20,0000	6,0960

panjang ekuivalen, = 6,0960 m

Maka, Head karena friksi pada daerah hisap:

$$h_f = \frac{f \cdot (L + Le) \cdot V \cdot \text{lin}^2}{2 \cdot g \cdot \text{ID}}$$

$$h_f = \frac{0,02 \times (99,30 + 6,0960) \times 1,285^2}{2 \times 9,8 \times 0,4890}$$

$$h_f = 3, \text{E-}05 \text{ m}$$

Tekanan uap fluida

Komponen	kmol/jam	y	Po (mmHg)	k=Po/Pt	x= y . k
C6H5NH2	119,975	0,9747	7,2E-01	9,5284E-04	9,2871E-04
H2O	3,117	0,0253	2,2E+01	2,9565E-02	7,4868E-04
Total	123,092	24,1934	7,2E-01	9,5284E-04	9,2871E-04

Diperoleh Puap sebasa = 9,2871E-04 atm

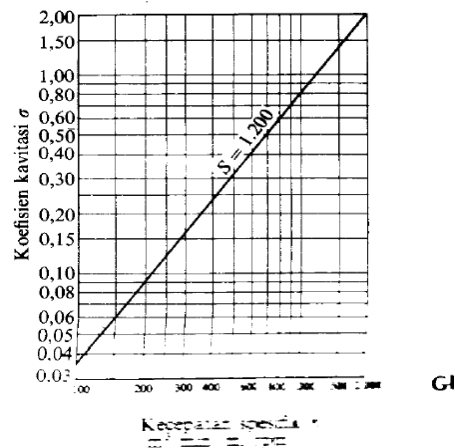
Maka, NPSH yang tersedia

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} + z_1 + h_{fl}$$

$$NPSH = \frac{1,0 - 9,287,E-04}{9938,30} + 1 + 3,2,E-05$$

$$= 1,00013232 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan



Gb. 2.20 Hubungan antara koefisien kavitasi dan kecepatan spesifik

Dari gambar 2.20, Sularso diperoleh $\sigma = 0,035$

NPSH yang diperlukan = σ x NPSH yang tersedia

$$= 0,035 \times 1,00013 \text{ m}$$

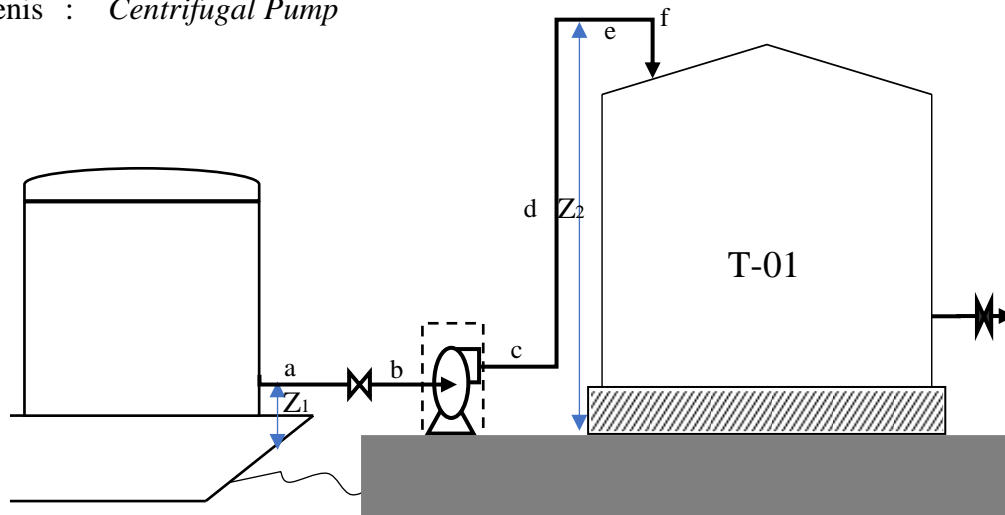
$$= 0,03500463 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang tidak terjadi kavitasi

KESIMPULAN POMPA 1 (P-01)

Tugas : Memompa Anilin dari Tangki penyimpanan kapal menuju Tangki-01 sebagai persiapan bahan baku.

Jenis : *Centrifugal Pump*



Data fluida :

Suhu, T = 303 K
 P1 = 1,0 atm
 P2 = 1,0 atm

Pemilihan pipa :

NPS = 20 in = 0,5080 m
 OD = 20 in = 0,5080 m
 ID = 19,25 in = 0,4890 m

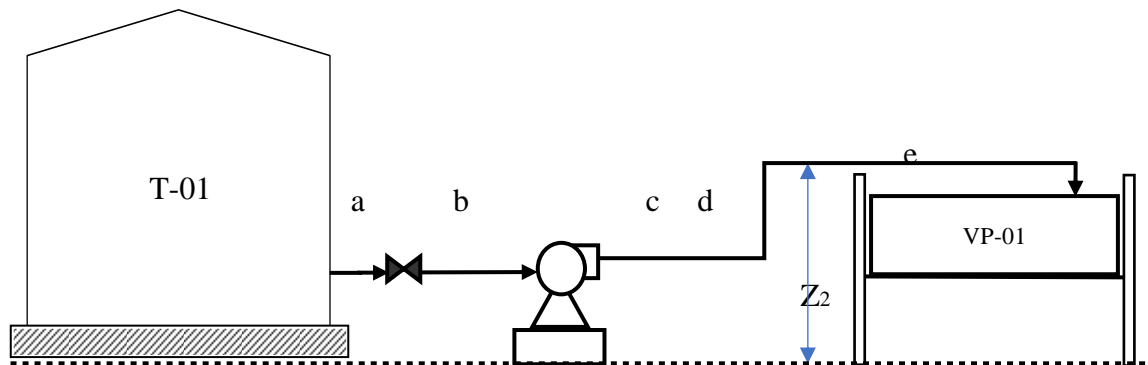
Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 0,2413 m³/jam
 Head pompa = 13,90 m
 Kecepatan putar = 400 rpm
 Motor standar = 60 hp

NPSH

NPSH yang tersedia = 1,0001 m
 NPSH yang diperlukan = 0,0350 m

POMPA
(P-02)



Tugas : Memompa Anilin dari Tangki-01 menuju Vaporizer-01 untuk memanaskan bahan baku.

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operas :

$$T = 36,2 \text{ } ^\circ\text{C} = 309,2 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Rencana Pemipaan

$$a = 1 \text{ m} ; c = 10 \text{ m} ; e = 10 \text{ m} ;$$

$$b = 2 \text{ m} ; d = 3 \text{ m} ;$$

$$\text{Panjang pipa lurus, } L = 26 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 1 \text{ m (ketinggian section head)}$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 4 \text{ m}$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
8. Menentukan Motor Standar

Komponen	BM (kg/kmol)	m (Kg/jam)	n (kmol/jam)	% massa	% mol	ρ (Kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)
C ₆ H ₅ NH ₂	93	12083,791	129,9332	0,9917	0,9729	1008,2179	11,985297
H ₂ O	18	60,72257	3,3735	0,0050	0,0253	1017,3039	0,0596897
(C ₆ H ₅) ₂ NH	169	40,566306	0,2400	0,0033	0,0018	1071,860	0,0378466
Total	-	12185,080	133,5468	1,0000	1,0000	3097,3819	12,082834

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C.T + D.T^2$			
	a	b	c	d
C ₆ H ₅ NH ₂	-13,863	2,51E+03	0,0257	-1,83E-05
H ₂ O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05
(C ₆ H ₅) ₂ NH	-16,0796	3,23E+03	2,66E-02	-1,63E-05

Data Tekanan Uap Murni

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Dengan :

P sat = Tekanan uap komponen (mmHg)

T = Temperatur (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
C ₆ H ₅ NH ₂	124,3764	-7,17E+03	-4,28E+01	1,73E-02	5,71E-15
H ₂ O	29,861	-3,20E+03	-7,30E+00	2,40E-09	1,81E-06
(C ₆ H ₅) ₂ NH	9,7736	-3900,8	0,91207	-0,005898	2,3012E-06

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, Suction : Bagian dasar dari Tangki Penyimpanan C₆H₅NH₂

- Tinggi Suction Head = 1 m

- Tekanan, P1 = 1 atm

Titik 2, Discharge : Ujung pipa masuk pemanas Vaporizer

- Tinggi Discharge Head = 4 m

- Tekanan, P2 = 6,8 atm

2. Menentukan Kapasitas Pompa

Komponen	m (Kg/jam)	x	ρ (Kg/m ³)	$\rho \cdot x$
C6H5NH2	12083,791	0,9917	1008,2	999,8
H2O	60,72257	0,0050	1017,3	5,1
(C6H5)2NH	40,566306	0,0033	1071,9	3,6
Total	12185,1	1,0	3097,4	1008,5

ρ campuran = 1008,5 Kg/m³

Kapasitas Tangki bahan baku 1 = 4577244,2 L

= 4577,2442 m³

Waktu pengosongan tangki = 20 menit (dirancang)

= 0,3333 jam

Laju Volumetrik, Q

= $\frac{F}{\rho}$

= $\frac{12185,08 \text{ Kg/jam}}{1008,48 \text{ Kg/m}^3}$

= 12,0827 m³/jam = 0,003356 m³/s

= 53,1984 gall/menit

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

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

(persamaan 5.14, Coulson hal 221)

Keterangan :

G = Massa (kg/s)

ρ = Densitas (kg/m³)

Sehingga didapatkan :

$D_{opt} = 43,2673 \text{ mm}$

$D_{opt} = 0,0433 \text{ m}$

$D_{opt} = 1,7034 \text{ in}$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

Normal Pipe Size, Nps = 2 in
 Schedule Number, Sch = 40
 Outside Diameter, OD = 2,38 in = 0,0605 m
 Inside Diameter, ID = 2,067 in = 0,0525 m
 Flow Area per pipe, a" = 3,35 in² = 0,00216 m²

4. Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel

(White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Maka diperoleh kekasaran pipa (ε) = 0,00015 ft
 = 0,00004572 m

Kekasaran relatif = $\frac{\epsilon}{ID}$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 0,0008708 m

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V_{lin} = \frac{Q_L}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

$$= \frac{0,003356 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00216 \text{ m}^2}$$

$$= 1,5529 \text{ m/s}$$

Viskositas fase cair

Menghitung viskositas campuran

Komponen	μ (Cp)	yi x BM ^{0.5} x μ	yi x BM ^{0.5}
C6H5NH2	2,8601,E+00	2,7352,E+01	9,5635,E+00
H2O	7,1778,E-01	1,5176,E-02	2,1143,E-02
(C6H5)2NH	1,0392,E+01	4,4976,E-01	4,3279,E-02
Total	1,3970,E+01	2,7817,E+01	9,6279,E+00

$$\mu = \frac{\sum yi \times BM^{0.5} \times \mu_i}{\sum yi \times BM^{0.5}}$$

$$\mu = \frac{27,8170}{9,6279}$$

$$= 2,8892 \text{ cP}$$

$$= 0,0029 \text{ Kg/m.s}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho_1 \cdot ID \cdot V_{lin}}{\mu}$$

$$Re = \frac{1008,475 \text{ Kg/m}^3 \times 0,0525 \text{ m} \times 1,5529 \text{ m/s}}{0,002889208 \text{ Kg/m.s}}$$

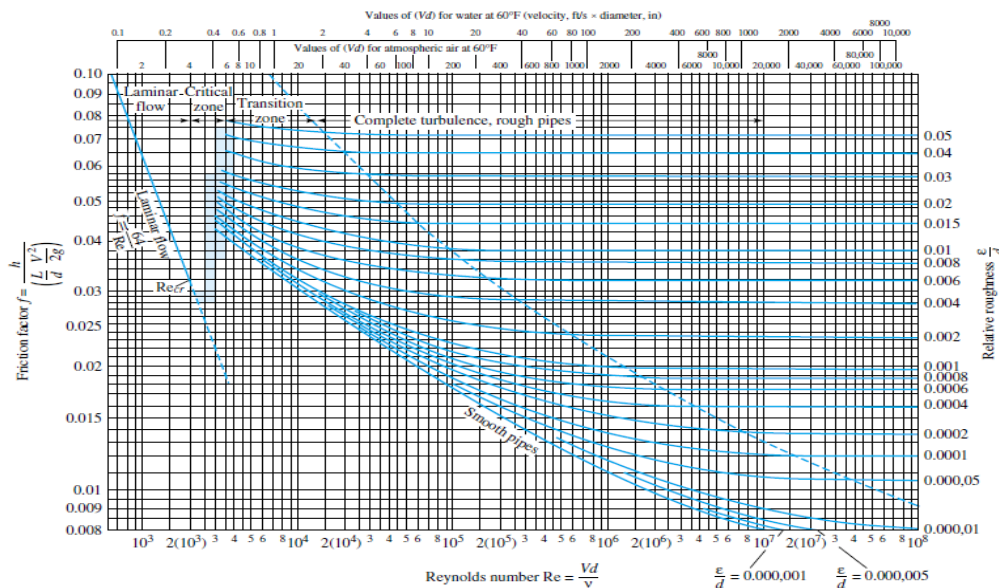
$$Re = 28458,304$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370)

Dimana: Kekerasan relatif (ϵ/ID) = 0,0008708 m

Bilangan Reynold (Re) = 28458,304



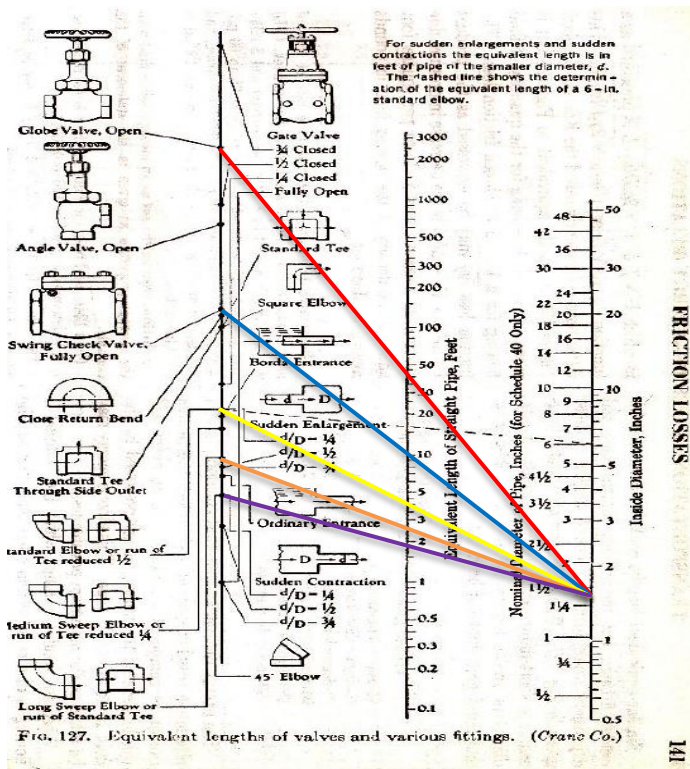
Diperoleh nilai friction factor sebesar

$$f = 0,0255$$

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekuivalen	LE (ft)	Jumlah	ΣLe	
			ft	m
Sudden enlargement	4	1	4	1,219
Sudden constriction	2	1	2	0,610
Swing check valve	10	1	10	3,048
Globe valve, open	40	1	40	12,19
Standart elbow	4	4	16	4,877
Total			72	21,95

$$\begin{aligned} \Sigma L_e &= 21,95 \text{ m} \\ \Sigma L_e + L &= 21,95 \text{ m} + 26 \text{ m} \\ &= 47,95 \text{ m} \\ &= 157,3 \text{ ft} \end{aligned}$$



Rapat Berat (Weight Density)

$$\gamma = \rho L \times g$$

$$\begin{aligned} \gamma &= 1008,475 \times 9,8 \\ &= 9883,0556 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

5. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

- g = Percepatan gravitasi normal (m/s²)
- hf = Head karena friksi (m)
- Z1 = Elevasi titik 1 (m)
- Z2 = Elevasi titik 2 (m)
- Hman = Head pompa (m)
- P1 = Tekanan pada titik 1 (Pa)
- P2 = Tekanan pada titik 2 (Pa)
- V1 = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)
- V2 = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{6,8 - 1}{9883,0556} \\ &= 0,0005869 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \frac{1,5529^2 - 0^2}{2 \times 9,8} \\ &= 0,1230 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 4 - 1 \text{ m} \\ &= 3 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ H_f &= \frac{0,026 \times (26,00 + 21,95) \times 1,553^2}{2 \times 9,8 \times 0,0525} \\ &= 2,8652 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 6E-04 + 0,1230 + 3 + 2,8652 \\ &= 5,9888 \text{ m} \\ &= 19,6484 \text{ ft} \end{aligned}$$

6. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q_L}}{(h_{man})^{0,75}}$$

(Sularso, Pompa dan Kompresor (2000), halaman 5)

- ns : Kecepatan spesifik (antara 0,1 rad sampai 1 rad)
- n : kecepatan putar (rad/s)
- Ql : kapasitas pompa (m³/s)
- hman : head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2 Ludwig, E.E., ed. III, vol. 3, halaman 624.

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles Rpm		Standard Horsepower	
	50	60	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} any same as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$rpm = \frac{120 \text{ (frequency)}}{\text{no. poles}}$$

Activate Wind
Go to Settings to a

Kecepatan putar dipilih = 600 rpm

Faktor slip = 5% (asumsi)

$$n = 600 \text{ rotasi/menit} \times 0,95$$

$$= 570 \text{ rpm}$$

$$= 59,66 \text{ rad/s}$$

Maka,

$$ns = \frac{59,66 \times (0,00336)^{0.5}}{5,9888^{0,75}}$$

$$= 0,9028324 \text{ rad}$$

Nilai ns berada diantara 0,1<Ns<1 maka tidak perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa Stage pada pompa dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada di dalam pompa

7. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$- W = \frac{Q_L \cdot \gamma \cdot hman}{efp}$$

Dimana:

efp = Effisiensi pompa

hman = Head pompa (m)

Ql = Kapasitas pompa (m³/s)

W = Daya penggerak poros (watt)

γ = Rapat berat (N/m³)

Effisiensi pompa:

Diperoleh dari Fig. 10.63 Towler, dan Sinot (2008), halaman 625.

Untuk kapasitas $Q_1 = 12,0827 \text{ m}^3/\text{jam}$

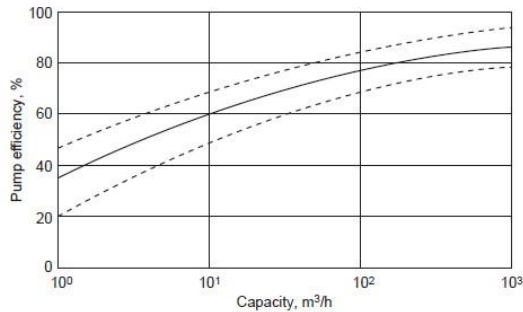


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh efisiensi = 61%

Sehingga didapatkan daya gerak pompa sebesar :

$$-W = \frac{0,00336 \times 9883,06 \times 5,989}{61\%}$$

$$-W = 325,7 \text{ watt}$$

$$-W = 0,4367 \text{ hp}$$

Tanda *minus* menandakan aliran membutuhkan kerja dari luar

8. Menentukan motor standar

Effisiensi motor:

diperoleh dari fig. 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhause ed. IV (1991) halaman 521

untuk daya gerak pompa sebesar = 0,4367 hp

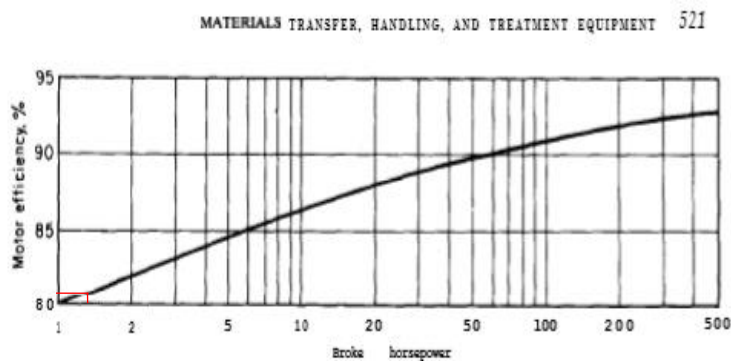


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Diperoleh efisiensi 81%

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= \frac{\text{Daya gerak pompa}}{\text{eff motor}} \\ &= \frac{0,44}{81\%} \quad \text{hp} \\ &= 0,53916 \quad \text{hp} \end{aligned}$$

Motor standar: dipilih motor induksi

$$\text{Daya standar} = 0,75 \quad \text{hp}$$

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

9. Menghitung *Net Positive Suction Head* (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (h_{fi})

$$\text{Panjang pipa lurus, } L = 26,0 \quad \text{m}$$

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	sigma Le (m)
<i>Sudden enlargement</i>	4	0	0,0000	0,0000
<i>Sudden constriction</i>	2	1	2,0000	0,6096
<i>Swing check valve</i>	10	0	0,0000	0,0000
<i>Globe valve, open</i>	40	0	0,0000	0,0000
<i>Standart elbow</i>	4	0	0,0000	0,0000
Total			2,0000	0,6096

$$\text{panjang ekuivalen, } Le = 0,6096 \quad \text{m}$$

Maka, Head karena friksi pada daerah hisap:

$$h_{fi} = \frac{f \cdot (L + Le) \cdot V \text{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$h_{fi} = \frac{0,026 \times (26,00 + 0,6096) \times 1,553^2}{2 \times 9,8 \times 0,0525}$$

$$h_{fi} = 0,0002 \quad \text{m}$$

Tekanan uap fluida

Komponen	kmol/jam	y	Po (mmHg)	k=Po/Pt	x= y . k
C6H5NH2	129,9332	0,9729	1,1623E+00	1,5294E-03	1,4880E-03
H2O	3,3735	0,0253	3,206,E+01	4,2179E-02	1,0655E-03
(C6H5)2NH	0,2400	0,0018	6,688,E-03	8,7996E-06	1,5817E-08
Total	133,5468	1,0000	33,2249	0,0437	0,0026

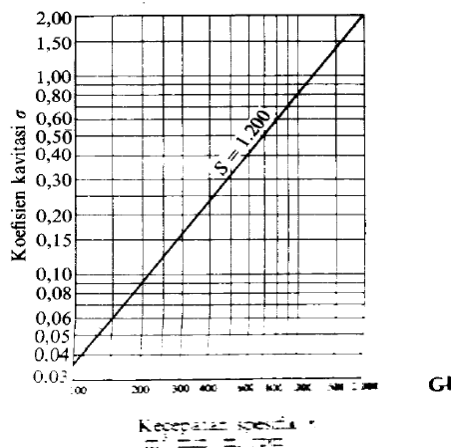
Diperoleh Puap sebesar = 0,0026 atm

Maka, NPSH yang tersedia

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} + z_1 + h_{fl}$$

$$NPSH = \frac{1,0 - 0,0026}{9883,06} + 1 + 0,000159 = 1,0003 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan



Gb. 2.20 Hubungan antara koefisien kavitasi dan kecepatan spesifik.

Dari gambar 2.20, Sularso diperoleh $\sigma = 0,035$

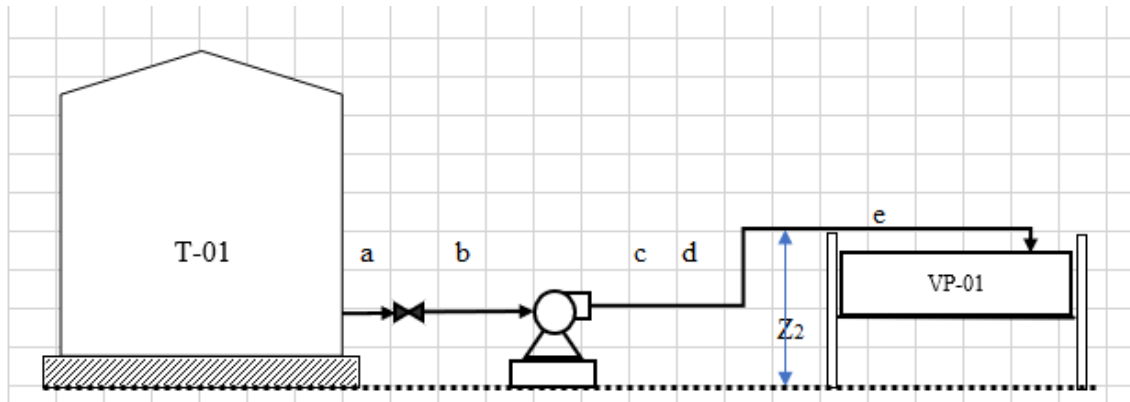
$$\begin{aligned} \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\ &= 0,035 \times 1,00025994 \text{ m} \\ &= 0,035009098 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang tidak terjadi kavitasi

KESIMPULAN POMPA 2 (P-02)

Tugas : Memompa Anilin dari Tangki-01 menuju Vaporizer-01 untuk memanaskan suhu bahan baku.

Jenis : *Centrifugal Pump*



Data fluida :

Suhu, T = 309,19588 K

P1 = 1,0 atm

P2 = 6,8 atm

Pemilihan pipa :

NPS = 2 in = 0,0508 m

OD = 2,38 in = 0,0605 m

ID = 2,067 in = 0,0525 m

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 12,0827 m³/jam

Head pompa = 5,9888 m

Kecepatan putar = 600 rpm

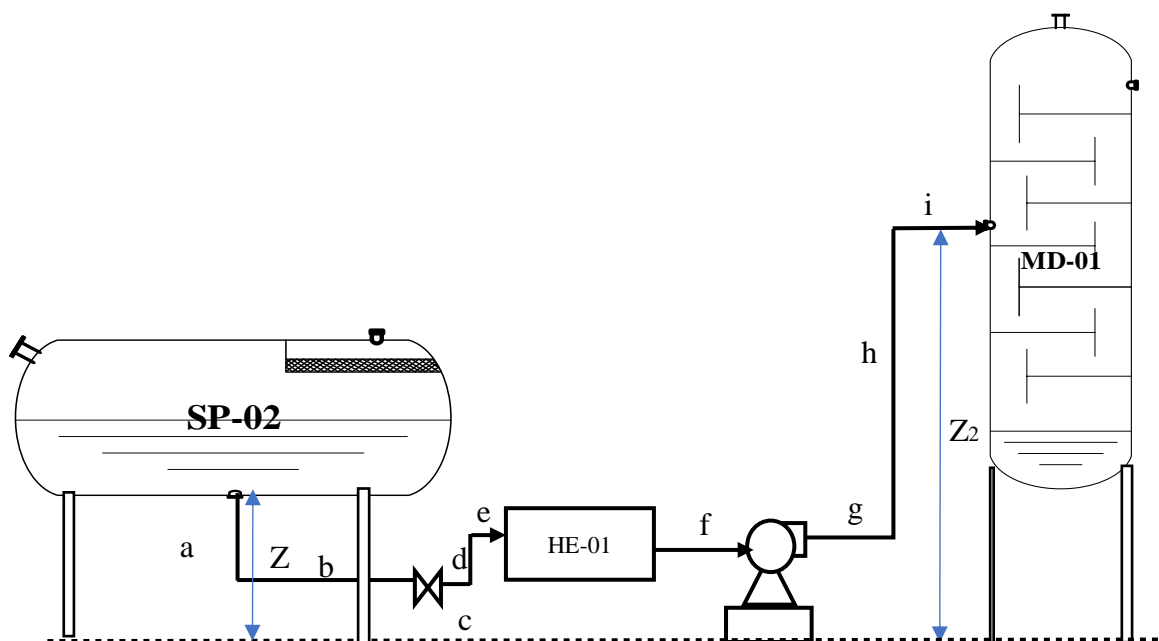
Motor standar = 0,00 hp

NPSH

NPSH yang tersedia = 1,00026 m

NPSH yang diperlukan = 0,0350 m

POMPA
(P-03)



Tugas : Memompa $C_6H_5NH_2$, H_2O , dan $(C_6H_5)_2NH$ dari Separator-02 ke Menara Distilasi sebagai umpan Menara Distilasi.

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Opera :

$$T = 299,4 \text{ } ^\circ\text{C} = 572,4 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Rencana Pemipaan

$$a = 2 \text{ m} ; c = 20 \text{ m} ; e = 5 \text{ m} ; g = 5 \text{ m}$$

$$b = 5 \text{ m} ; d = 10 \text{ m} ; f = 10 \text{ m} ; h = 7,5 \text{ m}$$

$$i = 2 \text{ m}$$

$$\text{Panjang pipa lurus, } L = 66,5 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 3 \text{ m (ketinggian section head)}$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 8 \text{ m}$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik

6. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*

7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*

8. Menentukan Motor Standar

Komponen	M (kg/kmol)	m (Kg/jam)	(kmol/jam)	% massa	% mol	ρ (Kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)
C6H5NH2	93	968,0442	10,3947	0,0866	0,1409	841,6056	1,1502
H2O	18	60,72257	3,3735	0,0054	0,0457	833,9233	0,0728
(C6H5)2NH	169	10155,14	60,0093	0,9080	0,8134	935,2553	10,8581
Total		11183,91	73,77746	1	1	2610,784	12,0812

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C.T + D.T^2$			
	a	b	c	d
C6H5NH2	-13,863	2,51E+03	0,0257	-1,83E-05
H2O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05
(C6H5)2NH	-16,0796	3,23E+03	2,66E-02	-1,63E-05

Data Tekanan Uap Murni

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Dengan :

P sat = Tekanan uap komponen (mmHg)

T = Temperatur (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
C6H5NH2	124,3764	-7,17E+03	-4,28E+01	1,73E-02	5,71E-15
H2O	29,861	-3,20E+03	-7,30E+00	2,40E-09	1,81E-06
(C6H5)2NH	9,7736	-3,90E+03	9,12E-01	-5,90E-03	2,30E-06

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, Suction : Bagian dasar dari Sparator-02

- Tinggi Suction Head = 3 m

- Tekanan, P1 = 6,244 atm

Titik 2, Discharge : Ujung pipa masuk ke palte 9 dari atas Menara Ditolasi-01

- Tinggi Discharge Heac = 8 m
- Tekanan, P2 = 1,056 atm

2. Menentukan Kapasitas Pompa

Komponen	m (Kg/jam)	x	ρ (Kg/m ³)	$\rho \cdot x$
C6H5NH2	968,0442	0,0866	841,6	72,8
H2O	60,72257	0,0054	833,9	4,5
C6H5)2NH	10155,14	0,9080	935,3	849,2
Total	11183,91	1	2610,784	926,5991

$$\rho \text{ campuran} = 926,6 \text{ Kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Truk CO2} &= 32000 \text{ L} \\ &= 32 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu pengosongan tangki} &= 20 \text{ menit (dirancang)} \\ &= 0,3333 \text{ jam} \end{aligned}$$

$$\text{Laju Volumetrik, Q} = \frac{F}{\rho}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{11183,91 \text{ Kg/jam}}{926,60 \text{ Kg/m}^3} \\ &= 12,0698 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,003353 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 53,1419 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37} \quad (\text{persamaan 5.14, Coulson hal 221})$$

Keterangan :

$$G = \text{Massa (kg/s)}$$

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

Sehingga didapatkan :

$$D_{opt} = 42,6611 \text{ mm}$$

$$D_{opt} = 0,0427 \text{ m}$$

$$D_{opt} = 1,6796 \text{ in}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
7/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.43
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3

Normal Pipe Size, Nps = 1,5 in
 Schedule Number, Sch = 40
 Outside Diameter, OD = 1,9 in = 0,0483 m
 Inside Diameter, ID = 1,61 in = 0,0409 m
 Flow Area per pipe, a" = 2,04 in² = 0,00132 m²

4. Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.00007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
	Drawn, new	0.00007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
	Concrete	Smoothed	0.00013	0.04
Rubber	Rough	0.007	2.0	±50
	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

$$\begin{aligned} \text{Maka diperoleh kekasaran pipa } (\epsilon) &= 0,00015 \text{ ft} \\ &= 0,00004572 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Kekasaran relatif} = \frac{\epsilon}{ID}$$

$$\text{Maka diperoleh kekasaran relatif} = 0,001118 \text{ m}$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V_{lin} = \frac{Q_L}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{0,003353 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00132 \text{ m}^2} \\ &= 2,5474 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Viskositas fase cair

Menghitung viskositas campuran

Komponen	μ (Cp)	$y_i \times BM^{0.5} \times \mu$	$y_i \times BM^{0.5}$
C6H5NH2	1,7561,E-01	1,4659,E-01	8,3472,E-01
H2O	8,4308,E-02	1,9421,E-03	2,3035,E-02
(C6H5)2NH	2,7199,E-01	3,2106,E+00	1,1804,E+01
Total	5,3191,E-01	3,3591,E+00	1,2662,E+01

$$\mu = \frac{\sum y_i \times BM^{0.5} \times \mu_i}{\sum y_i \times BM^{0.5}}$$

$$\begin{aligned} \mu &= \frac{3,3591}{12,6619} \\ &= 0,2653 \text{ cP} \\ &= 0,0002653 \text{ Kg/m.s} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho_l \cdot ID \cdot V_{lin}}{\mu}$$

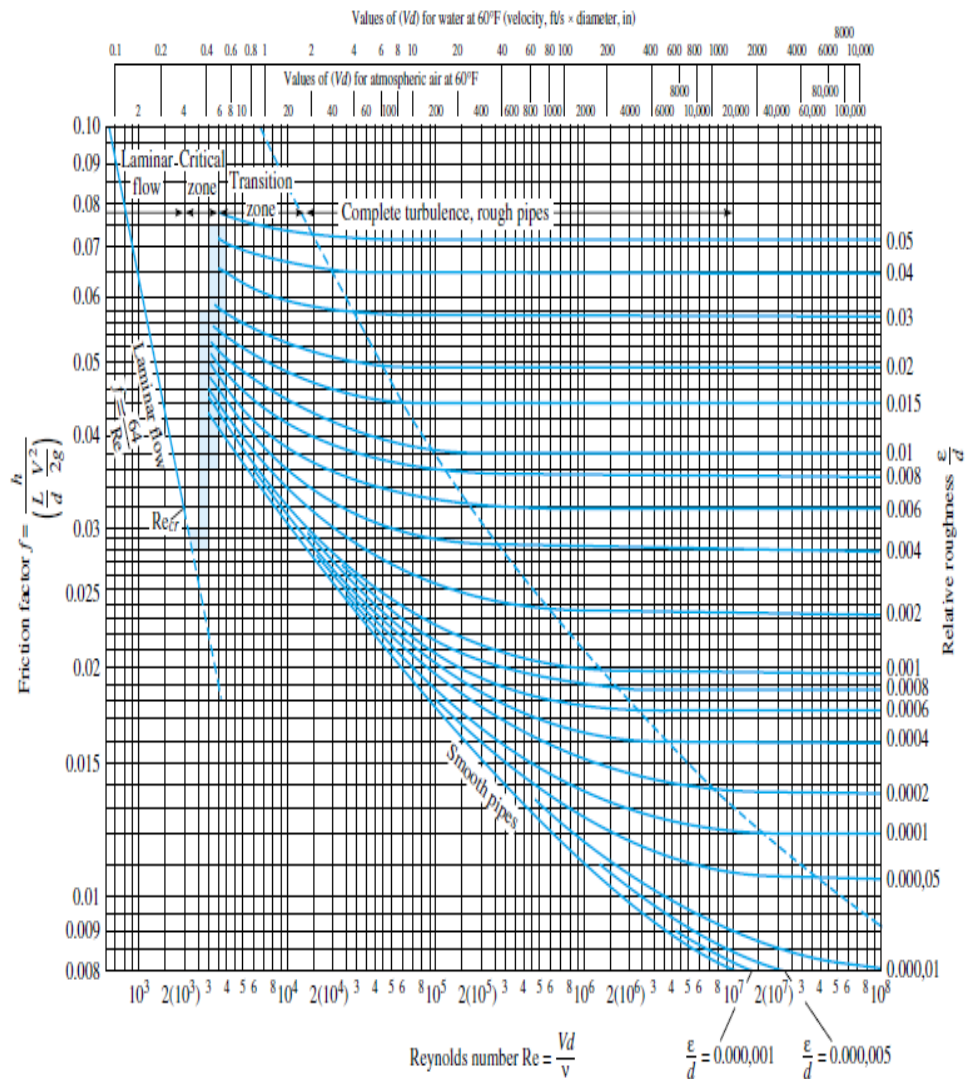
$$Re = \frac{926,599 \text{ Kg/m}^3 \times 0,0409 \text{ m} \times 2,5474 \text{ m/s}}{0,000265293 \text{ Kg/m.s}}$$

$$Re = 363853,342$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370)

Dimana: Kekerasan relatif (ϵ/ID) = 0,001118 m
 Bilangan Reynold (Re) = 363853,342



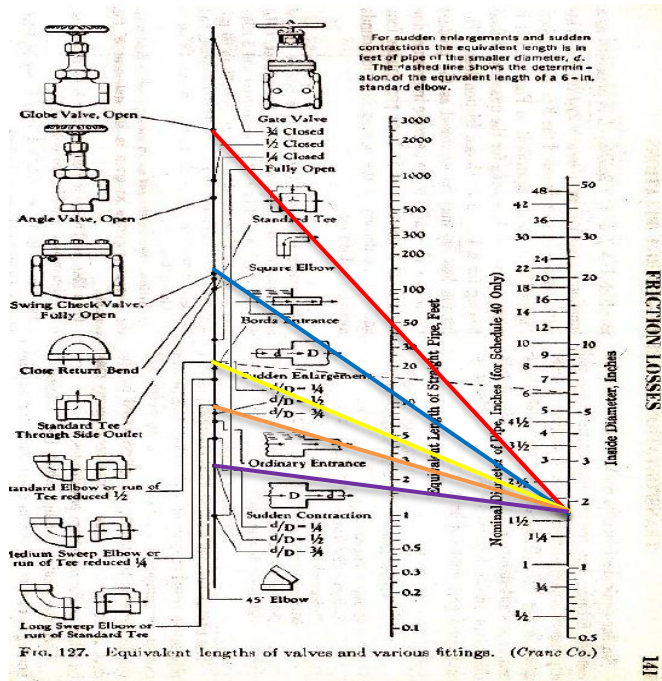
Diperoleh nilai friction factor sebesar

$$f = 0,0156$$

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekuivalen	LE (ft)	Jumlah	ΣLe	
			ft	m
Sudden enlargement	3	1	3	0,914
Sudden construction	2	1	2	0,610
Swing check valve	15	1	15	4,572
Globe valve, open	55	1	55	16,76
Standart elbow	5	4	20	6,096
Total			95	28,96

$$\begin{aligned} \Sigma L_e &= 28,96 \text{ m} \\ \Sigma L_e + L &= 28,96 \text{ m} + 66,5 \text{ m} \\ &= 95,46 \text{ m} \\ &= 313,2 \text{ ft} \end{aligned}$$



Rapat Berat (Weight Density)

$$\gamma = \rho_L \times g$$

$$\begin{aligned} \gamma &= 926,599 \times 9,8 \\ &= 9080,671 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

5. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s²)

h_f = Head karena friksi (m)

Z₁ = Elevasi titik 1 (m)

Z₂ = Elevasi titik 2 (m)

H_{man} = Head pompa (m)

P₁ = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P₂ = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V₁ = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V₂ = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{1,056 - 6,244}{9080,671} \\ &= -0,00057 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \frac{2,5474^2 - 0^2}{2 \times 9,8} \\ &= 0,3311 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 8 - 3 \text{ m} \\ &= 5 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ H_f &= \frac{0,016 \times (66,50 + 28,96) \times 2,547^2}{2 \times 9,8 \times 0,0409} \\ &= 12,0563 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= -6,E-04 + 0,3311 + 5 + 12,0563 \\ &= 17,3868 \text{ m} \\ &= 57,0435 \text{ ft} \end{aligned}$$

6. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q_L}}{(hman)^{0,75}}$$

(Sularso, Pompa dan Kompresor (2000), halaman 5)

- ns : Kecepatan spesifik (antara 0,1 rad sampai 1 rad)
- n : kecepatan putar (rad/s)
- Ql : kapasitas pompa (m³/s)
- hman : head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2 Ludwig, E.E., ed. III, vol. 3, halaman 624.

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50	60	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} any } practical } hp same as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Activate Wind
Go to Settings to a

Kecepatan putar dipilih = 750 rpm

Faktor slip = 5% (asumsi)

$$\begin{aligned} n &= 750 \text{ rotasi/menit} \times 0,95 \\ &= 712,5 \text{ rpm} \\ &= 74,58 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} ns &= \frac{74,58 \times (0,00335)^{0,5}}{17,3868^{0,75}} \\ &= 0,507139 \text{ rad} \end{aligned}$$

Nilai ns berada diantara 0,1 < Ns < 1 maka tidak perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa Stage pada pompa dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada di dalam pompa

7. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$-W = \frac{Q_L \cdot \gamma \cdot h_{man}}{e_{fp}}$$

Dimana:

e_{fp} = Efisiensi pompa

h_{man} = Head pompa (m)

Q_L = Kapasitas pompa (m^3/s)

W = Daya penggerak poros (watt)

γ = Rapat berat (N/m^3)

Effisiensi pompa:

Diperoleh daeri Fig. 10.63 Towler, dan Sinot (2008), halaman 625.

Untuk kapasitas $Q_l = 12,0698 \text{ m}^3/\text{jam}$

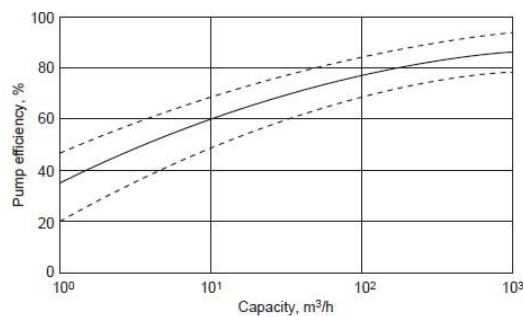


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh efisiensi = 62%

Sehingga didapatkan daya gerak pompa sebesar :

$$-W = \frac{0,00335 \times 9080,67 \times 17,387}{62\%}$$

$$-W = 853,8 \text{ watt}$$

$$-W = 1,1449 \text{ hp}$$

Tanda *minus* menandakan aliran membutuhkan kerja dari luar

8. Menentukan motor standar

Effisiensi motor:

diperoleh dari fig. 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhouse ed. IV (1991) halaman 521 untuk daya gerak pompa sebesar 1,1449 hp

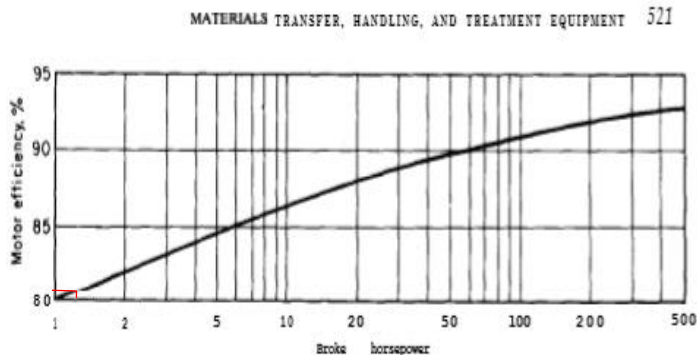


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Diperoleh efisiensi 81%

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= \frac{\text{Daya gerak pompa}}{\text{eff motor}} \\ &= \frac{1,14 \text{ hp}}{81\%} \\ &= 1,41350 \text{ hp} \end{aligned}$$

Motor standar: dipilih motor induksi

Daya standar = 2 hp

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

9. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (h_{fi})

Panjang pipa lurus, L = 66,5 m

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	sigma Le (m)
<i>Sudden enlargement</i>	3	0	0,0000	0,0000
<i>Sudden construction</i>	2	1	2,0000	0,6096
<i>Swing check valve</i>	15	0	0,0000	0,0000
<i>Globe valve, open</i>	55	0	0,0000	0,0000
<i>Standart elbow</i>	5	0	0,0000	0,0000
Total			2,0000	0,6096

panjang ekuivalen, $Le = 0,6096 \text{ m}$

Maka, Head karena friksi pada daerah hisap:

$$h_{fr} = \frac{f \cdot (L + Le) \cdot V \text{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$h_{fl} = \frac{0,016 \times (66,50 + 0,6096) \times 2,547^2}{2 \times 9,8 \times 0,0409}$$

$$h_{fl} = 0,0008 \text{ m}$$

Tekanan uap fluida

Komponen	kmol/jam	y	Po (mmHg)	k=Po/Pt	x= y . k
C6H5NH2	10,3947	0,1409	7,0840E+03	9,3211E+00	1,3133E+00
H2O	3,3735	0,0457	5,402,E+04	7,1084E+01	3,2503E+00
(C6H5)2NH	60,0093	0,8134	7,118,E+02	9,3652E-01	7,6175E-01
Total	73,7775	1,0000	61819,5669	81,3415	5,3253

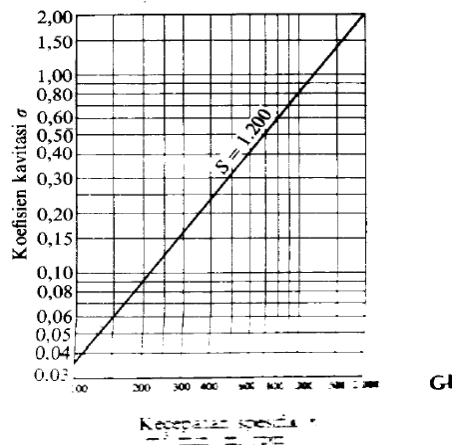
Diperoleh Puap sebesar = $5,3253E+00 \text{ atm}$

Maka, NPSH yang tersedia

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} +$$

$$NPSH = \frac{6,2 - 5,3253,E+00}{9080,67} + 3 + 8,5,E-04 = 3,0009 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan



Gb. 2.20 Hubungan antara koefisien kavitasi dan kecepatan spesifik.

Dari gambar 2.20, Sularso diperoleh $\sigma = 0,035$

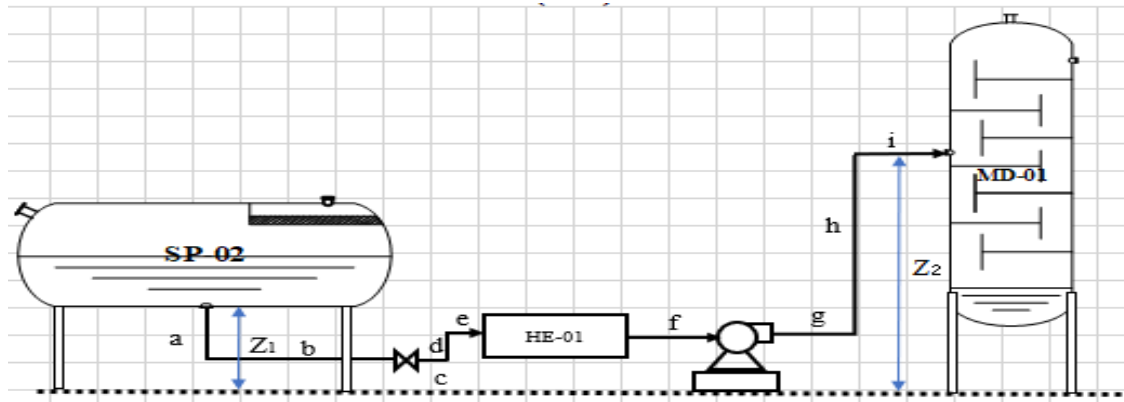
$$\begin{aligned} \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\ &= 0,035 \times 3,000948791 \text{ m} \\ &= 0,105033208 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang tidak terjadi kavitas

KESIMPULAN POMPA 3 (P-03)

Tugas : Memompa $C_6H_5NH_2$, H_2O , dan $(C_6H_5)_2NH$ dari Separator-02 ke Menara Distilasi sebagai umpan Menara Distilasi.

Jenis : *Centrifugal Pump*



Data fluida :

Suhu, $T = 572,4406$ K

$P_1 = 6,2$ atm

$P_2 = 1,1$ atm

Pemilihan pipa :

NPS = 1,5 in = 0,0381 m

OD = 1,9 in = 0,0483 m

ID = 1,61 in = 0,0409 m

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 12,0698 m^3 /jam

Head pompa = 17,3868 m

Kecepatan putar = 750 rpm

Motor standar = 2,00 hp

NPSH

NPSH yang tersedia = 3,00095 m

NPSH yang diperlukan = 0,1050 m

Komponen	M (kg/kmol)	m (Kg/jam)	(kmol/jam)	% massa	% mol	ρ (Kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)
C6H5NH2	93	40,3503	0,433874	0,0040	0,0072	721,9381	0,0559
(C6H5)2NH	169	10047,22	59,45103	0,9960	0,9928	846,2197	11,8731
Total		10087,57	59,8849	1	1	1568,158	11,92896

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C.T + D.T^2$			
	a	b	c	d
C6H5NH2	-13,863	2,51E+03	0,0257	-1,83E-05
(C6H5)2NH	-16,0796	3,23E+03	2,66E-02	-1,63E-05

Data Tekanan Uap Murni

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Dengan :

P sat = Tekanan uap komponen (mmHg)

T = Temperatur (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
C6H5NH2	124,3764	-7,17E+03	-4,28E+01	1,73E-02	5,71E-15
(C6H5)2NH	9,7736	-3,90E+03	9,12E-01	-5,90E-03	2,30E-06

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, Suction : Bagian dasar dari Riboler-01

- Tinggi Suction Head = 2,5 m

- Tekanan, P1 = 6,244 atm

Titik 2, Discharge : Ujung pipa masuk Tangki Penyimpanan (C6H5)2NH

- Tinggi Discharge Head = 22,5 m

- Tekanan, P2 = 1,056 atm

2. Menentukan Kapasitas Pompa

Komponen	m (Kg/jam)	x	ρ (Kg/m ³)	$\rho \cdot x$
C6H5NH2	40,3503	0,0040	721,9381	2,9
(C6H5)2NH	10047,22	0,9960	846,2197	842,8
Total	10087,57	1	1568,158	845,7226

$$\rho \text{ campuran} = 845,7 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Kapasitas Truk CO}_2 = 32000 \text{ L}$$

$$= 32 \text{ m}^3$$

$$\text{Waktu pengosongan tangki} = 20 \text{ menit (dirancang)}$$

$$= 0,3333 \text{ jam}$$

$$\text{Laju Volumetrik, Q} = \frac{F}{\rho}$$

$$= \frac{10087,57 \text{ Kg/jam}}{845,72 \text{ Kg/m}^3}$$

$$= 11,9278 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,003313 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 52,5163 \text{ gall/menit}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

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

(persamaan 5.14, Coulson hal 221)

Keterangan :

G = Massa (kg/s)

ρ = Densitas (kg/m³)

Sehingga didapatkan :

$$D_{opt} = 41,7792 \text{ mm}$$

$$D_{opt} = 0,0418 \text{ m}$$

$$D_{opt} = 1,6448 \text{ in}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
7/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00

Normal Pipe Size, Nps = 1,25 in
 Schedule Number, Sch = 40
 Outside Diameter, OD = 1,66 in = 0,0422 m
 Inside Diameter, ID = 1,38 in = 0,0351 m
 Flow Area per pipe, a" = 1,5 in² = 0,00097 m²

4. Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Maka diperoleh kekasaran pipa (ε) = 0,00015 ft
 = 0,00004572 m

Kekasaran relatif = $\frac{\epsilon}{ID}$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 0,001304

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V_{lin} = \frac{Q_L}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

$$= \frac{0,003313 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00097 \text{ m}^2}$$

$$= 3,4237 \text{ m/s}$$

Viskositas fase cair

Menghitung viskositas campuran

Komponen	μ (Cp)	yi x BM ^{0.5} x μ	yi x BM ^{0.5}
C6H5NH2	1,6879,E-01	6,5108,E-03	3,8575,E-02
(C6H5)2NH	2,6502,E-01	3,4315,E+00	1,2948,E+01
Total	4,3381,E-01	3,4380,E+00	1,2987,E+01

$$\mu = \frac{\sum y_i \times BM^{0.5} \times \mu_i}{\sum y_i \times BM^{0.5}}$$

$$\begin{aligned} \mu &= \frac{3,4380}{12,9866} \\ &= 0,2647 \text{ cP} \\ &= 0,00026474 \text{ Kg/m.s} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho_1 \cdot ID \cdot V_{lin}}{\mu}$$

$$Re = \frac{845,723 \text{ Kg/m}^3 \times 0,0351 \text{ m} \times 3,4237 \text{ m/s}}{0,000264738 \text{ Kg/m.s}}$$

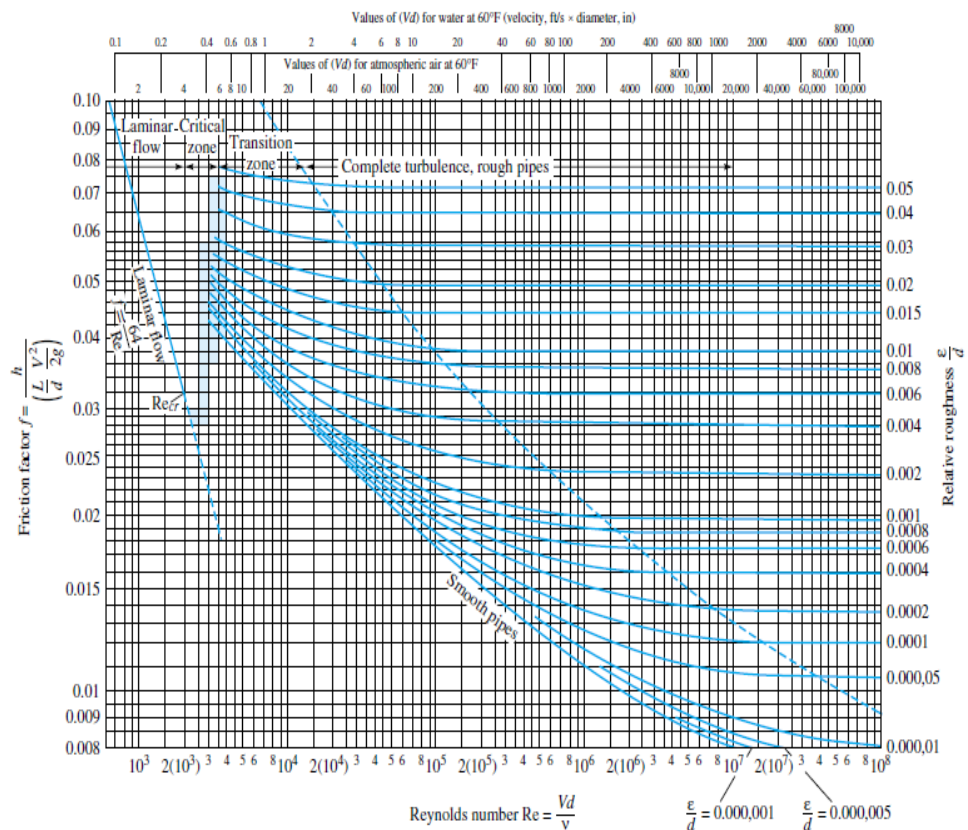
$$Re = 383374,077$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370)

Dimana: Kekerasan relatif (ϵ/ID) = 0,001304 m

Bilangan Reynold (Re) = 383374,077



Diperoleh nilai friction factor sebesar

$$f = 0,0215$$

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

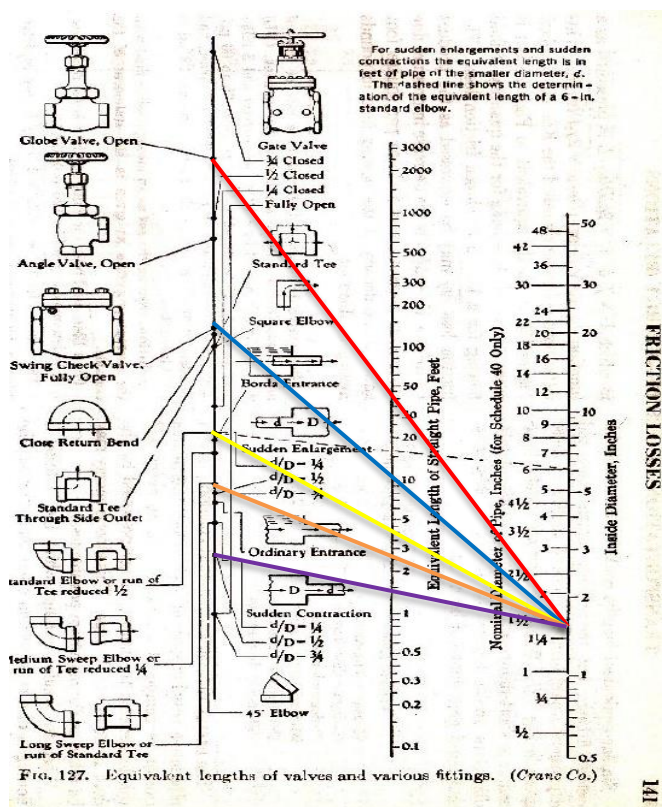
Panjang Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
Sudden enlargement	4	1	4	1,219
Sudden construction	1,5	1	1,5	0,457
Swing check valve	10	1	10	3,048
Globe valve, open	40	1	40	12,19
Standart elbow	4	4	16	4,877
Total			71,5	21,79

$$\Sigma Le = 21,79 \text{ m}$$

$$\Sigma Le + L = 21,79 \text{ m} + 60,5 \text{ m}$$

$$= 82,29 \text{ m}$$

$$= 270 \text{ ft}$$



Rapat Berat (*Weight Density*)

$$\gamma = \rho_L \times g$$

$$\begin{aligned}\gamma &= 845,723 \times 9,8 \\ &= 8288,081 \text{ N/m}^3\end{aligned}$$

5. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

h_f = Head karena friksi (m)

Z_1 = Elevasi titik 1 (m)

Z_2 = Elevasi titik 2 (m)

h_{man} = Head pompa (m)

P_1 = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V_2 = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned}H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{1,056 - 6,244}{8288,081} \\ &= -0,00063 \text{ m}\end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned}H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \frac{3,4237^2 - 0^2}{2 \times 9,8} \\ &= 0,5981 \text{ m}\end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned}H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 22,5 - 2,5 \text{ m} \\ &= 20 \text{ m}\end{aligned}$$

d. Friction Head

$$h_f = \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$H_f = \frac{0,022 \times (60,50 + 21,79) \times 3,424^2}{2 \times 9,8 \times 0,0351}$$

$$= 30,1876 \text{ m}$$

Total Head Pompa

$$H_{man} = H_p + H_v + H_s + H_f$$

$$= -0 + 0,5981 + 20 + 30,1876$$

$$= 50,7850 \text{ m}$$

$$= 166,6176 \text{ ft}$$

6. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q_L}}{(h_{man})^{0,75}}$$

(Sularso, Pompa dan Kompresor (2000), halaman 5)

- n_s : Kecepatan spesifik (antara 0,1 rad sampai 1 rad)
- n : kecepatan putar (rad/s)
- Q_L : kapasitas pompa (m³/s)
- h_{man} : head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2 Ludwig, E.E., ed. III, vol. 3, halaman 624.

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50	60	Induction	Synchronous
	Rpm			
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} any } practical } hp above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Activate Wind
Go to Settings to a

Kecepatan putar dipilih = 750 rpm
 Faktor slip = 5% (asumsi)
 $n = 750 \text{ rotasi/menit} \times 0,95$
 $= 712,5 \text{ rpm}$
 $= 74,58 \text{ rad/s}$

Maka,

$$ns = \frac{74,58 \times (0,00331)^{0,5}}{50,7850^{0,75}}$$

$$= 0,225642 \text{ rad}$$

Nilai ns berada diantara $0,1 < Ns < 1$ maka tidak perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa Stage pada pompa dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada di dalam pompa

7. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$W = \frac{Q_L \cdot \gamma \cdot h_{man}}{efp}$$

Dimana:

- efp = Effisiensi pompa
- hman = Head pompa (m)
- QL = Kapasitas pompa (m³/s)
- W = Daya penggerak poros (watt)
- γ = Rapat berat (N/m³)

Effisiensi pompa:

Diperoleh daeri Fig. 10.63 Towler, dan Sinot (2008), halaman 625.

Untuk kapasitas Ql = 11,9278 m³/jam

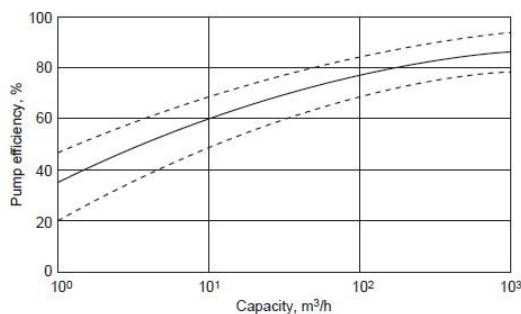


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh efisiensi = 61%

Sehingga didapatkan daya gerak pompa sebesar :

$$-W = \frac{0,00331 \times 8288,08 \times 50,785}{61\%}$$

$$-W = 2286,2 \quad \text{watt}$$

$$-W = 3,0659 \quad \text{hp}$$

Tanda *minus* menandakan aliran membutuhkan kerja dari luar

8. Menentukan motor standar

Efisiensi motor:

diperoleh dari fig. 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhouse ed. IV (1991) halaman 521 untuk daya gerak pompa sebesar 3,0659 hp

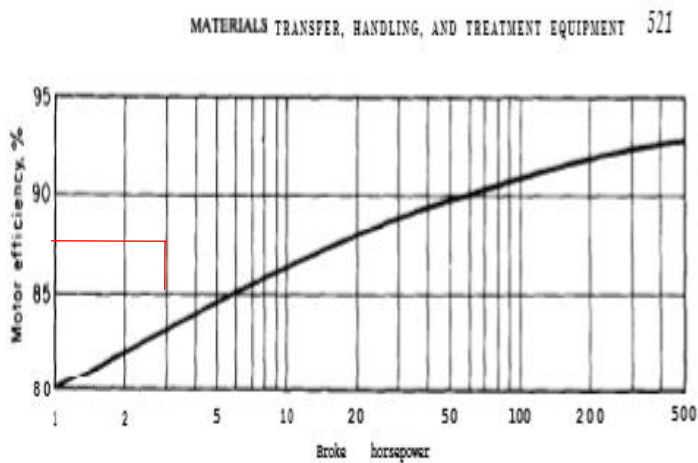


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Diperoleh efisiensi 83%

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= \frac{\text{Daya gerak pompa}}{\text{eff motor}} \\ &= \frac{3,07}{83\%} \quad \text{hp} \\ &= 3,69381 \quad \text{hp} \end{aligned}$$

Motor standar: dipilih motor induksi

Daya standar = 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.

9. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (h_{fi})

Panjang pipa lurus, L = 60,5 m

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	sigma Le (m)
<i>Sudden enlargement</i>	4	0	0,0000	0,0000
<i>Sudden constriction</i>	1,5	1	1,5000	0,4572
<i>Swing check valve</i>	10	0	0,0000	0,0000
<i>Globe valve, open</i>	40	0	0,0000	0,0000
<i>Standart elbow</i>	4	0	0,0000	0,0000
Total			1,5000	0,4572

panjang ekuivalen, Le = 0,4572 m

Maka, Head karena friksi pada daerah hisap:

$$h_{fi} = \frac{f \cdot (L + Le) \cdot V \cdot \text{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$h_{fi} = \frac{0,022 \times (60,50 + 0,4572) \times 3,424^2}{2 \times 9,8 \times 0,0351}$$

$$h_{fi} = 0,0022 \text{ m}$$

Tekanan uap fluida

Komponen	kmol/jam	y	Po (mmHg)	k=Po/Pt	x= y . k
C6H5NH2	0,4339	0,0072	7,7595E+03	1,0210E+01	7,3972E-02
(C6H5)2NH	59,4510	0,9928	8,0667E+02	1,0614E+00	1,0537E+00
Total	59,8849	1	8,5662,E+03	1,1271,E+01	1,127694563

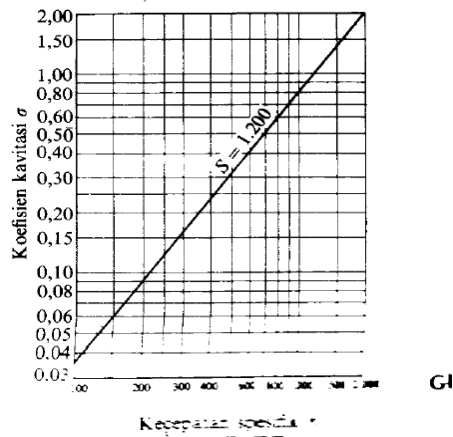
Diperoleh Puap sebesar = 1,127694563 atm

Maka, NPSH yang tersedia

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} +$$

$$NPSH = \frac{6,2 - 1,127694563}{8288,08} + 3 + 0,002236 = 2,5029 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan



Gb. 2.20 Hubungan antara koefisien kavitasi dan kecepatan spesifik.

Dari gambar 2.20, Sularso diperoleh $\sigma = 0,035$

NPSH yang diperlukan = $\sigma \times$ NPSH yang tersedia

$$= 0,035 \times 2,502853415 \text{ m}$$

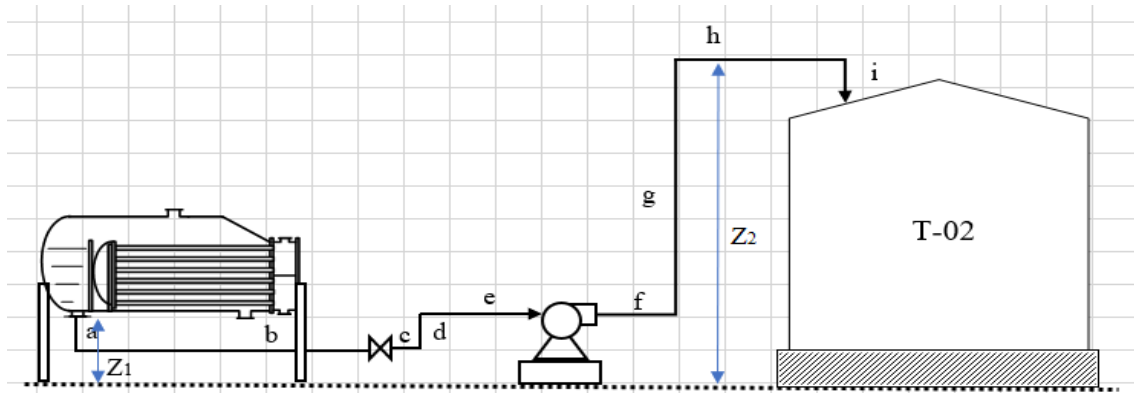
$$= 0,08759987 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang tidak terjadi kavit:

KESIMPULAN POMPA 4 (P-04)

Tugas : Memompa $C_6H_5NH_2$, dan $(C_6H_5)_2NH$ dari hasil bawah Reboiler-01 ke Tangki sebagai penyimpanan produk.

Jenis : *Centrifugal Pump*



Data fluida :

Suhu, $T = 578,3362$ K

$P_1 = 6,2$ atm

$P_2 = 1,1$ atm

Pemilihan pipa :

NPS = 1,25 in = 0,0318 m

OD = 1,66 in = 0,0422 m

ID = 1,38 in = 0,0351 m

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 11,9278 m^3 /jam

Head pompa = 50,7850 m

Kecepatan putar = 750 rpm

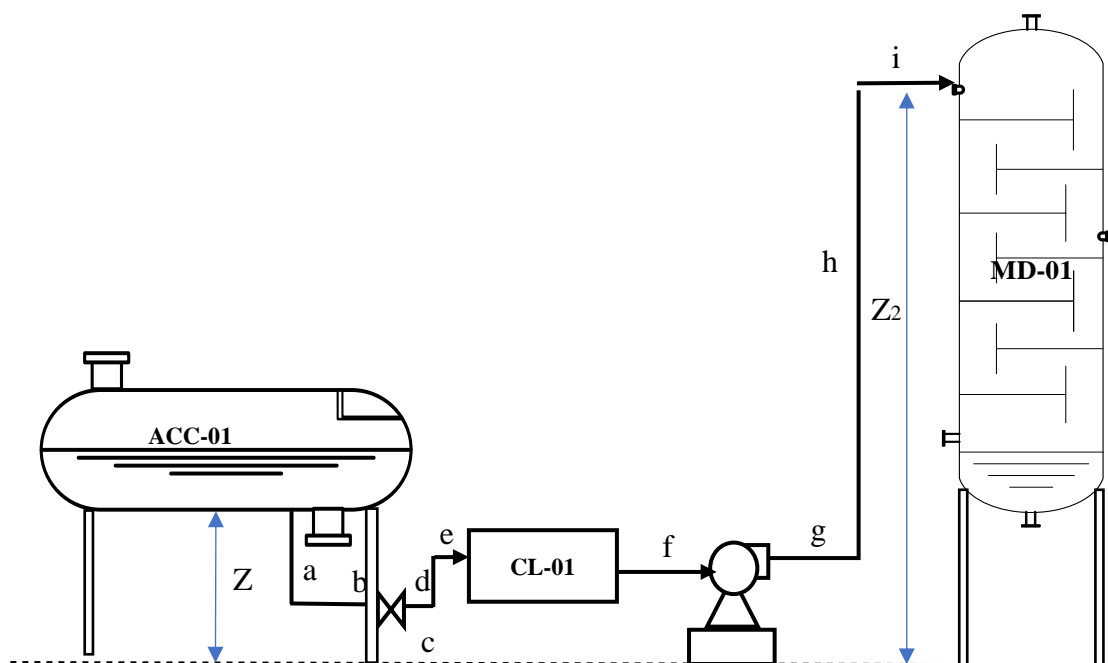
Motor standar = 5,00 hp

NPSH

NPSH yang tersedia = 2,50285 m

NPSH yang diperlukan = 0,0876 m

POMPA
(P-05)



Tugas : Memompa $C_6H_5NH_2$, H_2O , dan $(C_6H_5)_2NH$ dari Accumulator-01 ke Menara Distilasi-01 sebagai reflux Menara Distilasi-01 dan umpan Evaporator-01

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi :

$$T = 139,2 \text{ } ^\circ\text{C} = 412,2 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Rencana Pemipaan

$$a = 2 \text{ m} ; c = 10 \text{ m} ; e = 5 \text{ m} ; g = 5,5 \text{ m}$$

$$b = 3 \text{ m} ; d = 10 \text{ m} ; f = 10 \text{ m} ; h = 12,5 \text{ m}$$

$$i = 2 \text{ m}$$

$$\text{Panjang pipa lurus, } L = 60 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 3 \text{ m (ketinggian section head)}$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 15,5 \text{ m}$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa

5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
8. Menentukan Motor Standar

Komponen	M (kg/kmol)	m (Kg/jam)	(kmol/jam)	% massa	% mol	ρ (Kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)
C6H5NH2	93	926,137	9,958462	0,9014	0,7338	913,7028	1,0136
H2O	18	60,72257	3,373476	0,0591	0,2486	914,9513	0,0664
(C6H5)2NH	169	40,56631	0,240037	0,0395	0,0177	993,0994	0,0408
Total		1027,426	13,57198	1	1	2821,753	1,120824

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C.T + D.T^2$			
	a	b	c	d
C6H5NH2	-13,863	2,51E+03	0,0257	-1,83E-05
H2O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05
(C6H5)2NH	-16,0796	3,23E+03	2,66E-02	-1,63E-05

Data Tekanan Uap Murni

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Dengan :

P sat = Tekanan uap komponen (mmHg)

T = Temperatur (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
C6H5NH2	124,3764	-7,17E+03	-4,28E+01	1,73E-02	5,71E-15
H2O	29,861	-3,20E+03	-7,30E+00	2,40E-09	1,81E-06
(C6H5)2NH	9,7736	-3,90E+03	9,12E-01	-5,90E-03	2,30E-06

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, Suction: Bagian dasar dari Tangki Akumulator-01

- Tinggi Suction Head = 3 m
- Tekanan, P1 = 1,00 atm

Titik 2, Discha : Ujung pipa masuk Plate no 1 dari atas Menara Distilasi-01

- Tinggi Discharge Heac = 15,5 m
- Tekanan, P2 = 1,056 atm

2. Menentukan Kapasitas Pompa

Komponen	m (Kg/jam)	x	ρ (Kg/m ³)	$\rho \cdot x$
C6H5NH2	926,137	0,9014	913,7	823,6
H2O	60,72257	0,0591	915,0	54,1
C6H5)2NH	40,56631	0,0395	993,1	39,2
Total	1027,426	1	2821,753	916,9115

ρ campuran = 916,9 Kg/m³

Kapasitas Truk CO2 = 32000 L
 = 32 m³

Waktu pengosongan tangki = 20 menit (dirancang)
 = 0,3333 jam

Laju Volumetrik, Q = $\frac{F}{\rho}$
 = $\frac{1027,43 \text{ Kg/jam}}{916,91 \text{ Kg/m}^3}$
 = 1,1205 m³/jam = 0,000311 m³/s
 = 4,9335 gall/menit

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$ (persamaan 5.14, Coulson hal 221)

Keterangan :

G = Massa (kg/s)

ρ = Densitas (kg/m³)

Sehingga didapatkan :

$D_{opt} = 12,0835 \text{ mm}$

$D_{opt} = 0,0121 \text{ m}$

$D_{opt} = 0,4757 \text{ in}$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
7/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66

Normal Pipe Size, Nps = 0,25 in
 Schedule Number, Sch = 40
 Outside Diameter, OD = 0,54 in = 0,0137 m
 Inside Diameter, ID = 0,364 in = 0,0092 m
 Flow Area per pipe, a" = 0,104 in² = 0,00007 m²

4. Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
Brass	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Plastic	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
	Concrete	Smoothed	0.00013	0.04
Rubber	Rough	0.007	2.0	±50
	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Maka diperoleh kekasaran pipa (ε) = 0,00015 ft
 = 0,00004572 m

$$\text{Kekasaran relatif} = \frac{\varepsilon}{ID}$$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 0,004945 m

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V_{lin} = \frac{Q_L}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

$$= \frac{0,000311 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00007 \text{ m}^2}$$

$$= 4,6390 \text{ m/s}$$

Viskositas fase cair

Menghitung viskositas campuran

Komponen	μ (Cp)	$y_i \times BM^{0.5} \times \mu$	$y_i \times BM^{0.5}$
C6H5NH2	5,2008,E-01	4,5210,E+00	8,6929,E+00
H2O	1,9731,E-01	4,9474,E-02	2,5075,E-01
(C6H5)2NH	8,6454,E-01	4,4376,E-01	5,1328,E-01
Total	1,5819,E+00	5,0143,E+00	9,4570,E+00

$$\mu = \frac{\sum y_i \times BM^{0.5} \times \mu_i}{\sum y_i \times BM^{0.5}}$$

$$\mu = \frac{5,0143}{9,4570}$$

$$= 0,5302 \text{ cP}$$

$$= 0,0005302 \text{ Kg/m.s}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho_l \cdot ID \cdot V_{lin}}{\mu}$$

$$Re = \frac{916,911 \text{ Kg/m}^3 \times 0,0092 \text{ m} \times 4,6390 \text{ m/s}}{0,000530219 \text{ Kg/m.s}}$$

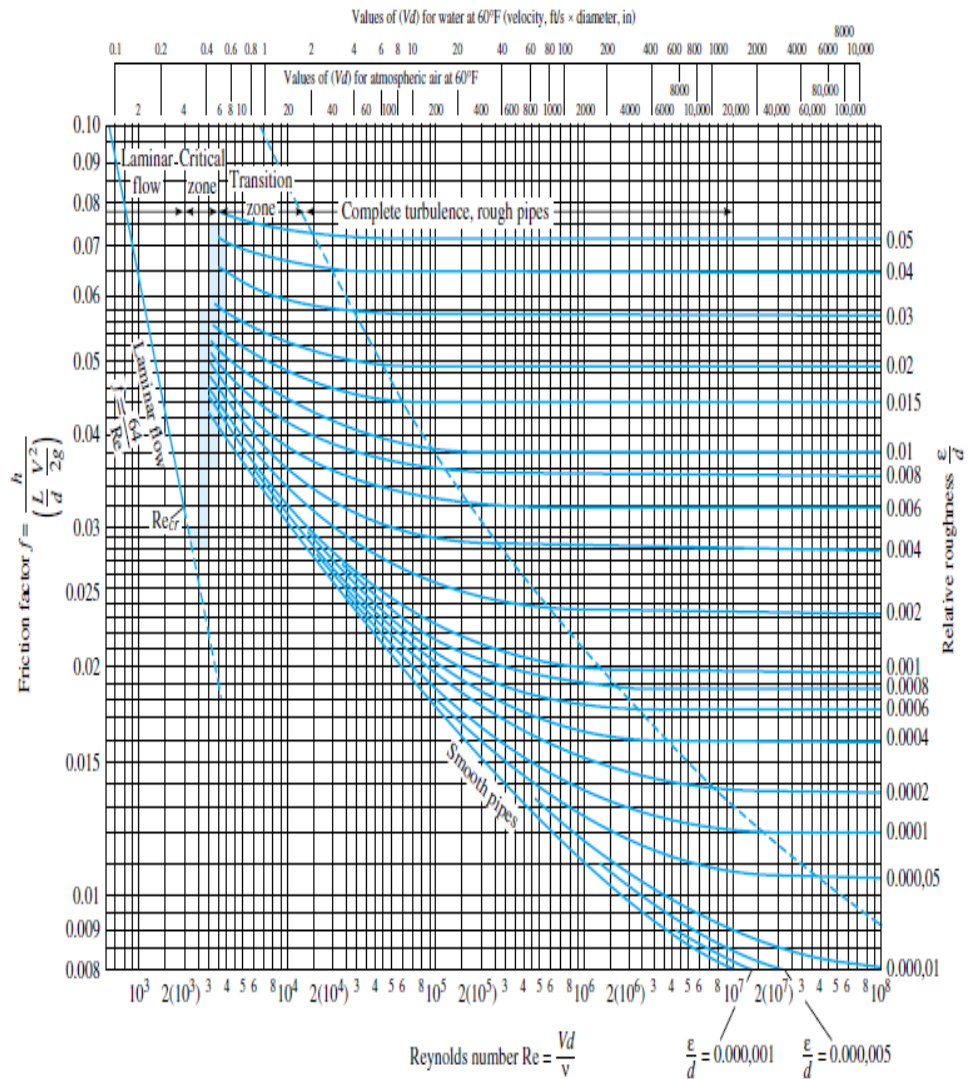
$$Re = 74169,814$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370)

Dimana: Kekasaran relatif (ε/ID) = 0,004945 m

Bilangan Reynold (Re) = 74169,814



Diperoleh nilai friction factor sebesar

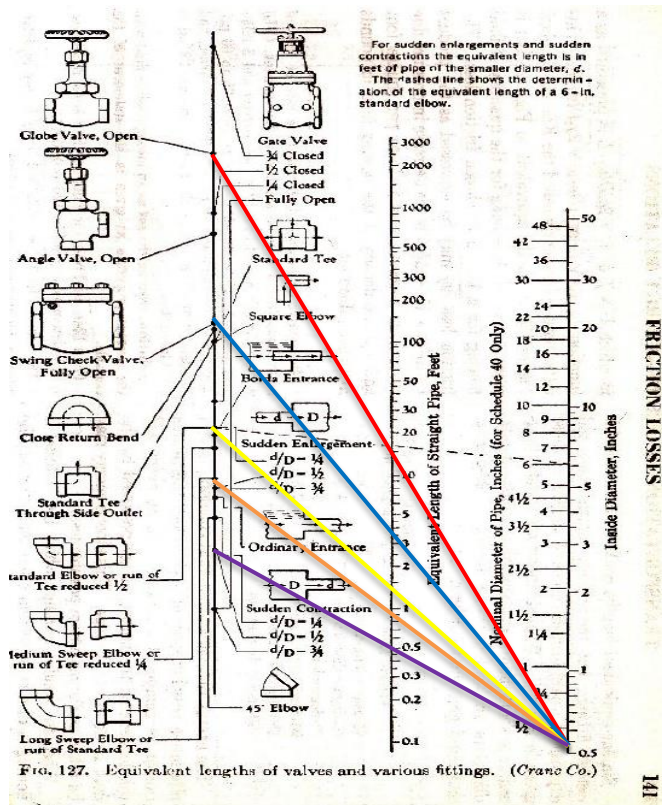
$$f = 0,0310$$

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekuivalen	LE (ft)	Jumlah	ΣLe	
			ft	m
Sudden enlargement	1,5	1	1,5	0,457
Sudden construction	0,5	1	0,5	0,152
Swing check valve	4	1	4	1,219
Globe valve, open	15	1	15	4,572
Standart elbow	1,5	4	6	1,829
Total			27	8,23

$$\Sigma Le = 8,23 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \Sigma L_e + L &= 8,23 \text{ m} + 60 \text{ m} \\ &= 68,23 \text{ m} \\ &= 223,9 \text{ ft} \end{aligned}$$



Rapat Berat (*Weight Density*)

$$\gamma = \rho L \times g$$

$$\begin{aligned} \gamma &= 916,911 \times 9,8 \\ &= 8985,732 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

5. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s²)

h_f = Head karena friksi (m)

Z₁ = Elevasi titik 1 (m)

Z₂ = Elevasi titik 2 (m)

H_{man} = Head pompa (m)

P₁ = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P₂ = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V₁ = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V₂ = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{1,056 - 1}{8985,732} \\ &= 6,27E-06 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \frac{4,6390^2 - 0^2}{2 \times 9,8} \\ &= 1,0980 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 15,5 - 3 \text{ m} \\ &= 12,5 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ H_f &= \frac{0,031 \times (60,00 + 8,23) \times 4,639^2}{2 \times 9,8 \times 0,0092} \\ &= 251,1788 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 6,E-06 + 1,0980 + 12,5 + 251,1788 \\ &= 264,7768 \text{ m} \\ &= 868,6902 \text{ ft} \end{aligned}$$

6. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q_L}}{(h_{man})^{0,75}}$$

(Sularso, Pompa dan Kompresor (2000), halaman 5)

- ns : Kecepatan spesifik (antara 0,1 rad sampai 1 rad)
- n : kecepatan putar (rad/s)
- Ql : kapasitas pompa (m³/s)
- hman : head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2 Ludwig, E.E., ed. III, vol. 3, halaman 624.

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50 Rpm	60 Rpm	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} any } practical } hp same as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Activate Wind
Go to Settings to a

Kecepatan putar dipilih = 750 rpm

Faktor slip = 5% (asumsi)

$$\begin{aligned} n &= 750 \text{ rotasi/menit} \times 0,95 \\ &= 712,5 \text{ rpm} \\ &= 74,58 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} ns &= \frac{74,58 \times (0,00031)^{0,5}}{264,7768^{0,75}} \\ &= 0,020044 \text{ rad} \end{aligned}$$

Nilai ns berada diantara 0,1 < Ns < 1 maka tidak perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa Stage pada pompa dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada di dalam pompa

7. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$-W = \frac{Q_L \cdot \gamma \cdot h_{man}}{efp}$$

Dimana:

efp = Effisiensi pompa

h_{man} = Head pompa (m)

Q_L = Kapasitas pompa (m³/s)

W = Daya penggerak poros (watt)

γ = Rapat berat (N/m³)

Effisiensi pompa:

Diperoleh dari Fig. 10.63 Towler, dan Sinot (2008), halaman 625.

Untuk kapasitas Q_l = 1,1205 m³/jam

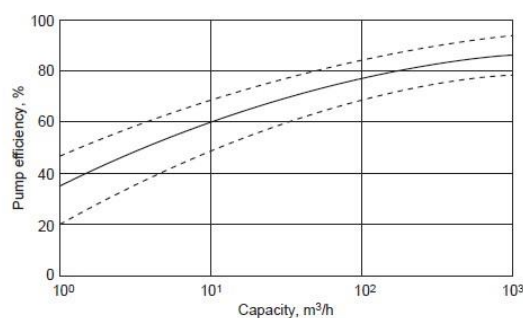


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh effisiensi = 39%

Sehingga didapatkan daya gerak pompa sebesar :

$$-W = \frac{0,00031 \times 8985,73 \times 264,777}{39\%}$$

$$-W = 1898,8 \quad \text{watt}$$

$$-W = 2,5464 \quad \text{hp}$$

Tanda *minus* menandakan aliran membutuhkan kerja dari luar

8. Menentukan motor standar

Effisiensi motor:

diperoleh dari fig. 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhause ed. IV (1991) halaman 521

untuk daya gerak pompa sebesar 2,5464 hp

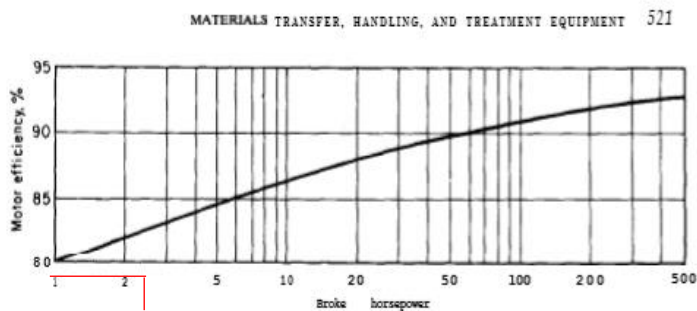


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Diperoleh efisiensi 83%

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= \frac{\text{Daya gerak pompa}}{\text{eff motor}} \\ &= \frac{2,55}{0,83} \text{ hp} \\ &= 3,06794 \text{ hp} \end{aligned}$$

Motor standar: dipilih motor induksi

Daya standar = 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.

9. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (h_{fi})

Panjang pipa lurus, L = 60,0 m

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	sigma Le (m)
<i>Sudden enlargement</i>	1,5	0	0,0000	0,0000
<i>Sudden constriction</i>	0,5	1	0,5000	0,1524
<i>Swing check valve</i>	4	0	0,0000	0,0000
<i>Globe valve, open</i>	15	0	0,0000	0,0000
<i>Standart elbow</i>	1,5	0	0,0000	0,0000
Total			0,5000	0,1524

panjang ekuivalen, Le = 0,1524 m

Maka, Head karena friksi pada daerah hisap:

$$h_{fl} = \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$h_{fl} = \frac{0,031 \times (60,00 + 0,1524) \times 4,639^2}{2 \times 9,8 \times 0,0092}$$

$$h_{fl} = 0,0221 \text{ m}$$

Tekanan uap fluida

Komponen	kmol/jam	y	Po (mmHg)	k=Po/Pt	x= y . k
C6H5NH2	9,9585	0,7338	2,0099E+02	2,6447E-01	1,9405E-01
H2O	3,3735	0,2486	2,063,E+03	2,7145E+00	6,7471E-01
(C6H5)2NH	0,2400	0,0177	4,512,E+00	5,9372E-03	1,0501E-04
Total	13,5720	1,0000	2268,4901	2,9849	0,8689

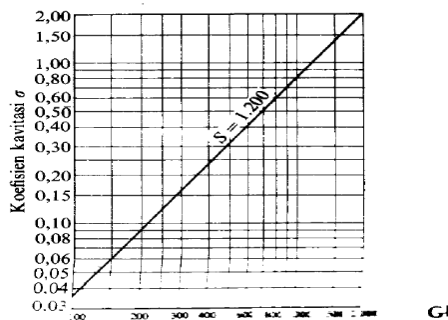
$$\text{Diperoleh Puap sebesar} = 8,6887E-01 \text{ atm}$$

Maka, NPSH yang tersedia

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} +$$

$$NPSH = \frac{1,0 - 8,6887E-01}{8985,73} + 3 + 2,2E-02 = 3,0222 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan



Gb. 2.20 Hubungan antara koefisien kavitas dan kecepatan spesifik.

Dari gambar 2.20, Sularso diperoleh $\sigma = 0,035$

NPSH yang diperlukan = $\sigma \times$ NPSH yang tersedia

$$= 0,035 \times 3,022158953 \text{ m}$$

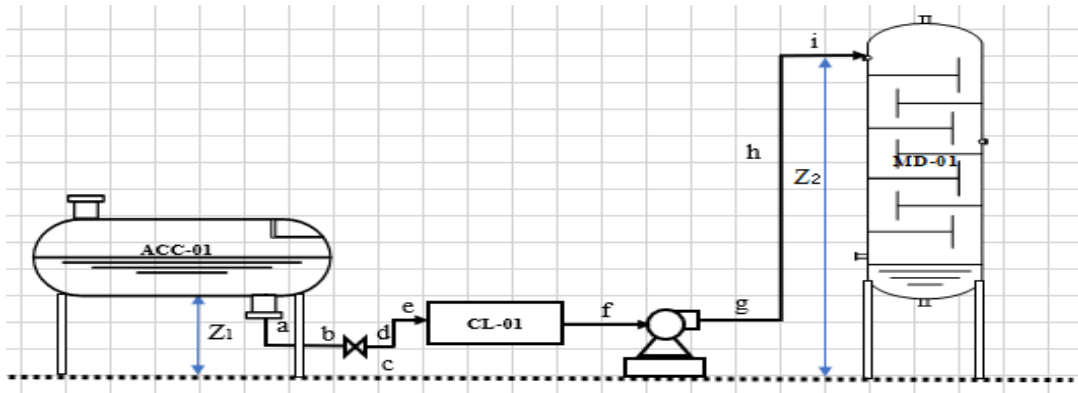
$$= 0,105775563 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang tidak terjadi kavitas

KESIMPULAN POMPA 5 (P-05)

Tugas : Memompa $C_6H_5NH_2$, H_2O , dan $(C_6H_5)_2NH$ dari Accumulator-01 ke Menara Distilasi-01 sebagai reflux Menara Distilasi-01 dan umpan Evaporator-01

Jenis : *Centrifugal Pump*



Data fluida :

Suhu, $T = 412,158 \text{ K}$

$P_1 = 1,0 \text{ atm}$

$P_2 = 1,1 \text{ atm}$

Pemilihan pipa :

NPS = 0,25 in = 0,0064 m

OD = 0,54 in = 0,0137 m

ID = 0,364 in = 0,0092 m

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 1,1205 m^3/jam

Head pompa = 264,7768 m

Kecepatan putar = 750 rpm

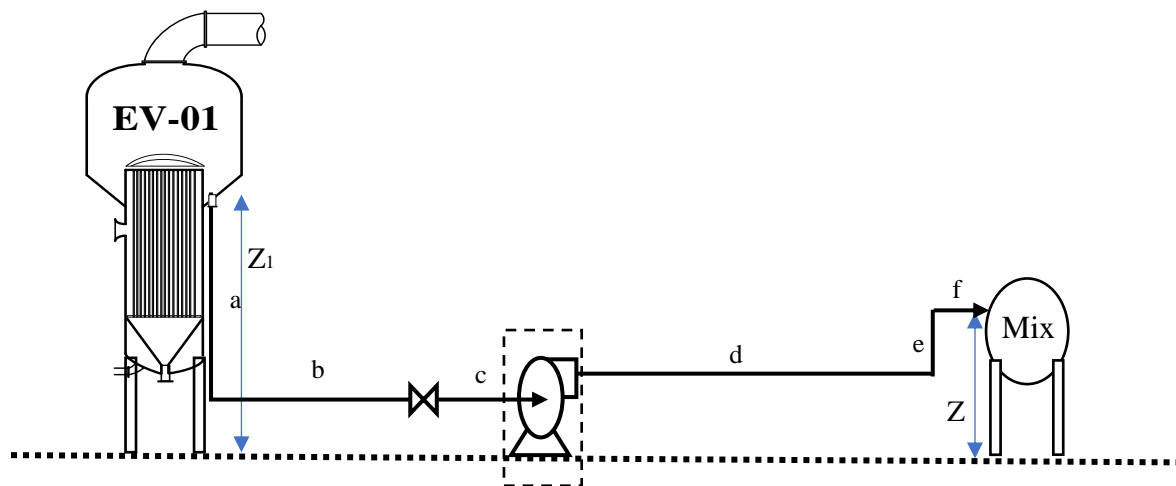
Motor standar = 5,00 hp

NPSH

NPSH yang tersedia = 3,02216 m

NPSH yang diperlukan = 0,1058 m

POMPA
(P-06)



Tugas : Memompa cairan berupa komponen bahan baku dari evaporator sebagai recycle ke mixing T

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Opera :

$$T = 90 \text{ } ^\circ\text{C} = 363 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Rencana Pemipaan

$$a = 8 \text{ m} ; c = 120 \text{ m} ; e = 3 \text{ m}$$

$$b = 30 \text{ m} ; d = 80 \text{ m} ; f = 2 \text{ m}$$

$$\text{Panjang pipa lurus, } L = 243 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 5 \text{ m (ketinggian section head)}$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 3 \text{ m}$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
8. Menentukan Motor Standar

Komponen	M (kg/kmol)	m (Kg/jam)	n (kmol/jam)	% massa	% mol	ρ (Kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)
C6H5NH2	93	4,614915	0,2564	0,0048	0,0245	1175,037	0,003927
H2O	18	926,137	9,9585	0,9535	0,9525	1192,147	0,776865
(C6H5)2NH	169	40,56631	0,2400	0,0418	0,0230	1215,709	0,033368
Total		971,3182	10,45488	1	1	3582,892	0,814161

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C.T + D.T^2$			
	a	b	c	d
C6H5NH2	-13,863	2,51E+03	0,0257	-1,83E-05
H2O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05
(C6H5)2NH	-16,0796	3,23E+03	2,66E-02	-1,63E-05

Data Tekanan Uap Murni

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Dengan :

P sat = Tekanan uap komponen (mmHg)

T = Temperatur (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
C6H5NH2	124,3764	-7,17E+03	-4,28E+01	1,73E-02	5,71E-15
H2O	29,861	-3,20E+03	-7,30E+00	2,40E-09	1,81E-06
(C6H5)2NH	9,7736	-3,90E+03	9,12E-01	-5,90E-03	2,30E-06

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, Suction : Bagian dasar tangki penampung dari Evaporator-01

- Tinggi Suction Head = 5 m
- Tekanan, P1 = 1 atm

Titik 2, Discharge : Ujung pipa masuk Tangki pencampuran

- Tinggi Discharge Head = 3 m
- Tekanan, P2 = 1 atm

2. Menentukan Kapasitas Pompa

Komponen	m (Kg/jam)	x	ρ (Kg/m ³)	$\rho \cdot x$
C6H5NH2	4,614915	0,0048	1175,0	5,6
H2O	926,137	0,9535	1192,1	1136,7
C6H5)2NH	40,56631	0,0418	1215,7	50,8
Total	971,3182	1	3582,892	1193,049

ρ campuran = 1193,0 Kg/m³

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik, } Q &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{971,32 \text{ Kg/jam}}{1193,05 \text{ Kg/m}^3} \\ &= 0,8141 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,000226 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 3,5846 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

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

(persamaan 5.14, Coulson hal 221)

Keterangan :

G = Massa (kg/s)

ρ = Densitas (kg/m³)

Sehingga didapatkan :

$D_{opt} = 10,6406 \text{ mm}$

$D_{opt} = 0,0106 \text{ m}$

$D_{opt} = 0,4189 \text{ in}$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1 1/4	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/2	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 3/4	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64

Normal Pipe Size, Nps = 0,5 in
 Schedule Number, Sch = 40
 Outside Diameter, OD = 0,84 in = 0,0213 m
 Inside Diameter, ID = 0,622 in = 0,0158 m
 Flow Area per pipe, a" = 0,304 in² = 0,00020 m²

4. Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel

(White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended
 Roughness Values for Commercial
 Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Maka diperoleh kekasaran pipa (ε) = 0,00015 ft
 = 0,00004572 m

$$\text{Kekasaran relatif} = \frac{\epsilon}{ID}$$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 0,002894 m

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V_{lin} = \frac{Q_L}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

$$= \frac{0,000226 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00020 \text{ m}^2}$$

$$= 1,1531 \text{ m/s}$$

Viskositas fase cair

Menghitung viskositas campuran

Komponen	μ (Cp)	$y_i \times BM^{0.5} \times \mu$	$y_i \times BM^{0.5}$
C6H5NH2	9,4256,E-01	4,3187,E-02	4,5819,E-02
H2O	3,1177,E-01	1,2612,E+00	4,0453,E+00
(C6H5)2NH	2,0464,E+00	1,1110,E+00	5,4293,E-01
Total	3,3007,E+00	2,4154,E+00	4,6340,E+00

$$\mu = \frac{\sum y_i \times BM^{0.5} \times \mu_i}{\sum y_i \times BM^{0.5}}$$

$$\begin{aligned} \mu &= \frac{2,4154}{4,6340} \\ &= 0,5212 \quad \text{cP} \\ &= 0,0005 \quad \text{Kg/m.s} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho_l \cdot ID \cdot V_{lin}}{\mu}$$

$$Re = \frac{1193,049 \text{ Kg/m}^3 \times 0,0158 \text{ m} \times 1,1531 \text{ m/s}}{0,000521235 \text{ Kg/m.s}}$$

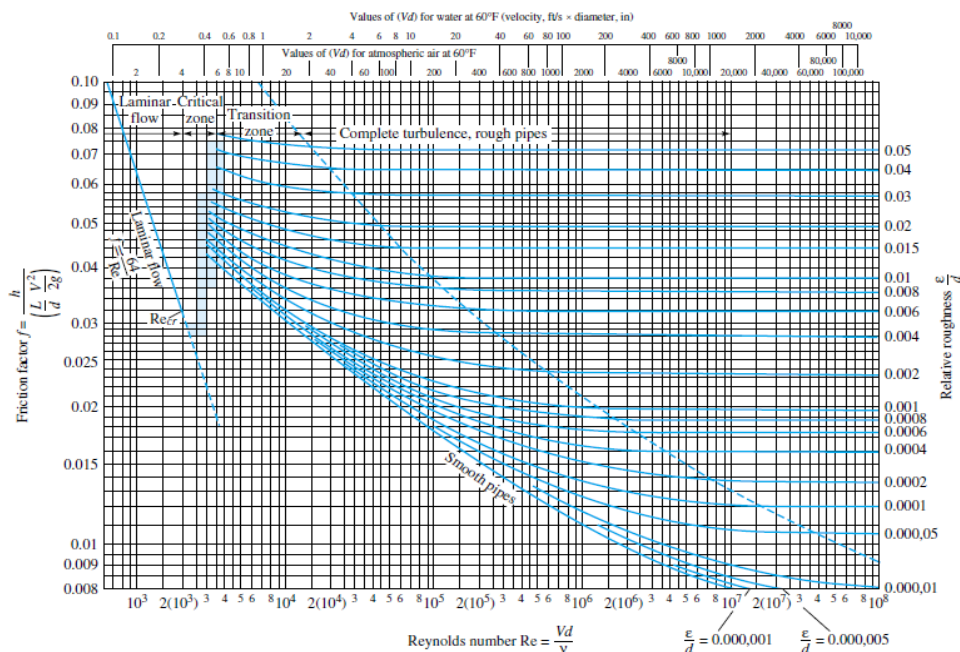
$$Re = 41697,348$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370)

Dimana: Kekerasan relatif (ϵ/ID) = 0,002894 m

Bilangan Reynold (Re) = 41697,348



Diperoleh nilai friction factor sebesar

$$f = 0,0278$$

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

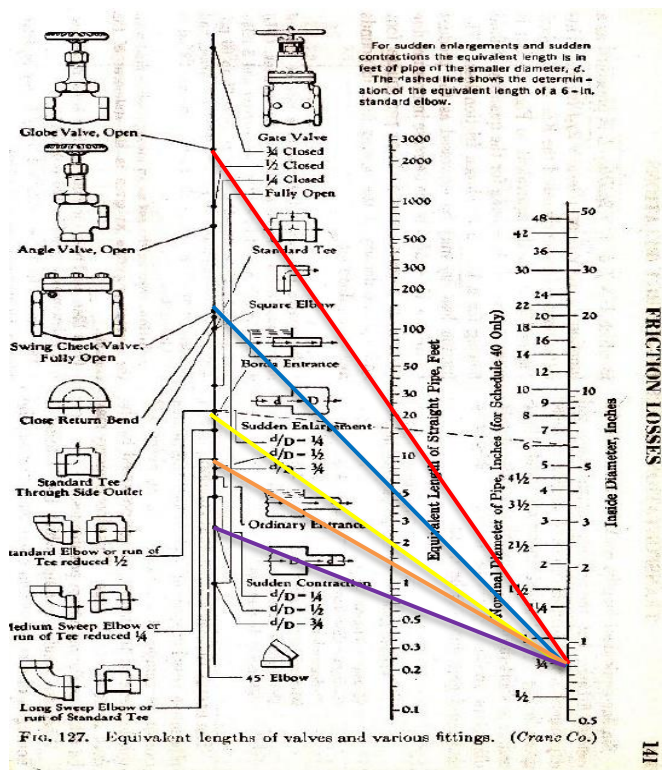
Panjang Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
Sudden enlargement	2	1	2	0,61
Sudden constriction	0,75	1	0,75	0,229
Swing check valve	5	1	5	1,524
Globe valve, open	20	1	20	6,096
Standart elbow	2	4	8	2,438
Total			35,75	10,9

$$\Sigma Le = 10,9 \text{ m}$$

$$\Sigma Le + L = 10,9 \text{ m} + 243 \text{ m}$$

$$= 253,9 \text{ m}$$

$$= 833 \text{ ft}$$



Rapat Berat (Weight Density)

$$\gamma = \rho_L \times g$$

$$\gamma = 1193,049 \times 9,8$$

$$= 11691,88 \text{ N/m}^3$$

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernouilly :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s²)

h_f = Head karena friksi (m)

Z₁ = Elevasi titik 1 (m)

Z₂ = Elevasi titik 2 (m)

H_{man} = Head pompa (m)

P₁ = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P₂ = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V₁ = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V₂ = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{1}{11691,88} - \frac{1}{11691,88} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{lin2}^2}{2 \times g} - \frac{V_{lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \frac{1,1531^2}{2 \times 9,8} - \frac{0^2}{2 \times 9,8} \\ &= 0,0678 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 3 - 5 \text{ m} \\ &= -2 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$h_f = \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$H_f = \frac{0,028 \times (243,0 + 10,90) \times 1,153^2}{2 \times 9,8 \times 0,0158}$$

$$= 30,3068 \text{ m}$$

Total Head Pompa

$$H_{man} = H_p + H_v + H_s + H_f$$

$$= 0 + 0,0678 + -2 + 30,3068$$

$$= 28,3747 \text{ m}$$

$$= 93,0928 \text{ ft}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q_L}}{(h_{man})^{0,75}}$$

(Sularso, Pompa dan Kompresor (2000), halaman 5)

n_s : Kecepatan spesifik (antara 0,1 rad sampai 1 rad)

n : kecepatan putar (rad/s)

Q_L : kapasitas pompa (m³/s)

h_{man} : head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2 Ludwig, E.E., ed. III, vol. 3, halaman 624.

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50	60	Induction	Synchronous
	Rpm			
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} any } practical } hp same as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Activate Wind
Go to Settings to a

Kecepatan putar dipilih = 1000 rpm

Faktor slip = 5% (asumsi)

$$n = 1000 \text{ rotasi/menit} \times 0,95$$

$$= 950 \text{ rpm}$$

$$= 99,43 \text{ rad/s}$$

Maka,

$$n_s = \frac{99,43 \times (0,00023)^{0,5}}{28,3747^{0,75}}$$

$$= 0,121628 \text{ rad}$$

Nilai n_s berada diantara $0,1 < N_s < 1$ maka tidak perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa Stage pada pompa dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada di dalam pompa

6. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$-W = \frac{Q_L \cdot \gamma \cdot h_{man}}{efp}$$

Dimana:

efp = Effisiensi pompa

h_{man} = Head pompa (m)

Q_L = Kapasitas pompa (m^3/s)

W = Daya penggerak poros (watt)

γ = Rapat berat (N/m^3)

Effisiensi pompa:

Diperoleh daeri Fig. 10.63 Towler, dan Sinot (2008), halaman 625.

Untuk kapasitas $Q_l = 0,8141 \text{ m}^3/\text{jam}$

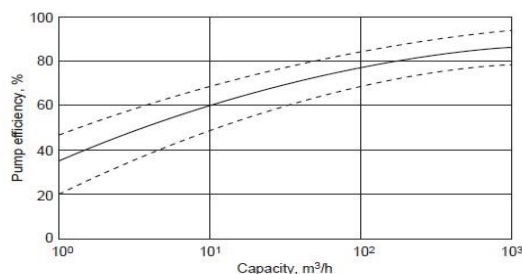


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh effisiensi = 39%

Sehingga didapatkan daya gerak pompa sebesar :

$$-W = \frac{0,00023 \times 11691,88 \times 28,375}{39\%}$$

$$-W = 192,4 \text{ watt}$$

$$-W = 0,2580 \text{ hp}$$

Tanda *minus* menandakan aliran membutuhkan kerja dari luar

7. Menentukan motor standar

Effisiensi motor:

diperoleh dari fig. 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhouse ed. IV (1991) halaman 521 untuk daya gerak pompa sebes 0,2580 hp

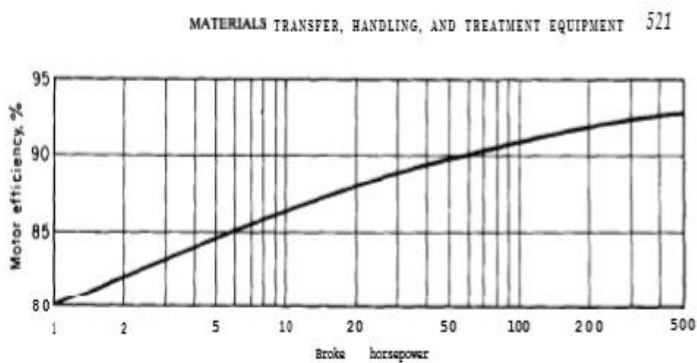


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Diperoleh effisiensi = 80%

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= \frac{\text{Daya gerak pompa}}{\text{eff motor}} \\ &= \frac{0,25798}{80\%} \text{ hp} \\ &= 0,32248 \text{ hp} \end{aligned}$$

Motor standar: dipilih motor induksi

Daya standar = 0,5 hp

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, 1 $\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, 7 $\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (h_{fi})

Panjang pipa lurus, L = 243,0 m

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	sigma Le (m)
<i>Sudden enlargement</i>	2	0	0,0000	0,0000
<i>Sudden constriction</i>	0,75	1	0,7500	0,2286
<i>Swing check valve</i>	5	0	0,0000	0,0000
<i>Globe valve, open</i>	20	0	0,0000	0,0000
<i>Standart elbow</i>	2	0	0,0000	0,0000
Total			0,7500	0,2286

panjang ekuivalen, Le = 0,2286 m

Maka, Head karena friksi pada daerah hisap:

$$h_{fi} = \frac{f \cdot (L + Le) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$h_{fi} = \frac{0,028 \times (243,0 + 0,2286) \times 1,153^2}{2 \times 9,8 \times 0,0158}$$

$$h_{fi} = 0,0029 \text{ m}$$

Tekanan uap fluida

Komponen	kmol/jam	y	Po (mmHg)	k=Po/Pt	x= y . k
C6H5NH2	0,2564	0,0245	2,8486E+01	3,7481E-02	9,1915E-04
H2O	9,9585	0,9525	3,951,E+02	5,1993E-01	4,9524E-01
(C6H5)2NH	0,2400	0,0230	3,347,E-01	4,4040E-04	1,0111E-05
Total	10,4549	1,0000	423,9662	0,5579	0,4962

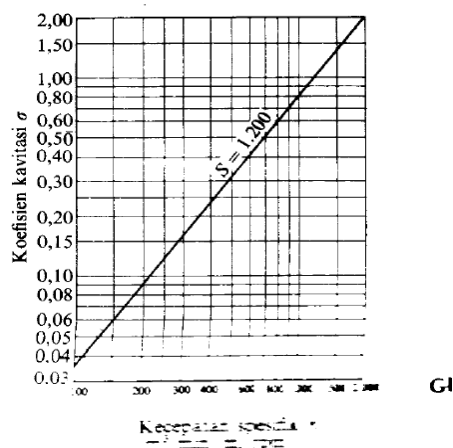
Diperoleh Puap sebesar = 4,9617E-01 atm

Maka, NPSH yang tersedia

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} + z_1 + h_{fi}$$

$$NPSH = \frac{1,0 - 4,9617,E-01}{11691,88} + 5 + 2,9,E-03 = 5,002946436 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan



Gb. 2.20 Hubungan antara koefisien kavitasi dan kecepatan spesifik.

Dari gambar 2.20, Sularso diperoleh $\sigma = 0,035$

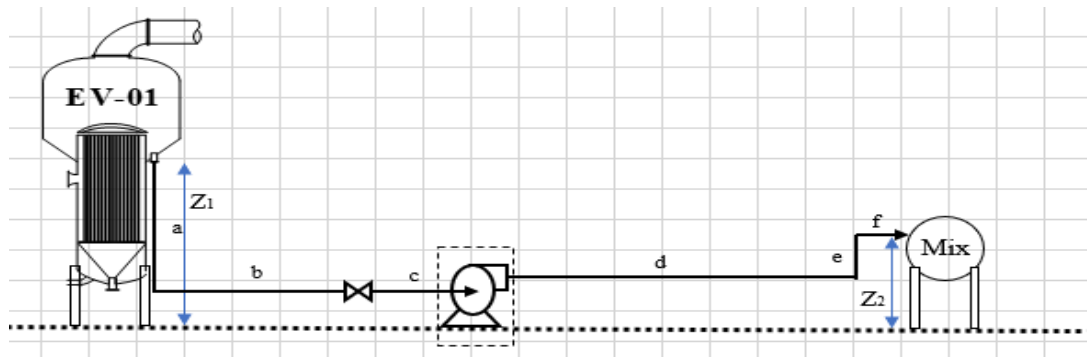
$$\begin{aligned} \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\ &= 0,035 \times 5,002946436 \text{ m} \\ &= 0,175103125 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang tidak terjadi kavitas

KESIMPULAN POMPA 6 (P-06)

Tugas : Memompa $C_6H_5NH_2$, H_2O , dan $(C_6H_5)_2NH$ dari Evaporator-01 ke mixing T sebagai recycle.

Jenis : *Centrifugal Pump*



Data fluida :

Suhu, $T = 363 \text{ K}$

$P_1 = 1,0 \text{ atm}$

$P_2 = 1,0 \text{ atm}$

Pemilihan pipa :

$NPS = 0,5 \text{ in} = 0,0127 \text{ m}$

$OD = 0,84 \text{ in} = 0,0213 \text{ m}$

$ID = 0,622 \text{ in} = 0,0158 \text{ m}$

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = $0,8141 \text{ m}^3/\text{jam}$

Head pompa = $28,3747 \text{ m}$

Kecepatan putar = 1000 rpm

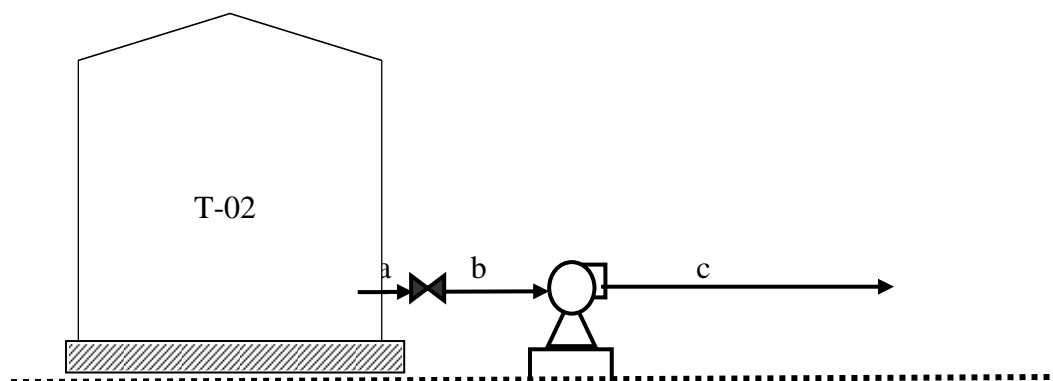
Motor standar = $0,50 \text{ hp}$

NPSH

NPSH yang tersedia = $5,00295 \text{ m}$

NPSH yang diperlukan = $0,1751 \text{ m}$

**POMPA
(P-07)**



Tugas : Memompa $C_6H_5NH_2$, dan $(C_6H_5)_2NH$ dari Tangki 02 ke Unit Penjualan

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Opera :

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Rencana Pemipaan

$$a = 1 \text{ m} ; c = 5 \text{ m} ; z_1 = 1 \text{ m}$$

$$b = 3 \text{ m} ; ; z_2 = 3 \text{ m}$$

$$\text{Panjang pipa lurus} = 9 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 1 \text{ m (ketinggian section head)}$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 3 \text{ m}$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
8. Menentukan Motor Standar

Komponen	BM (kg/kmol)	m (Kg/jam)	n (kmol/jam)	% massa	% mol	ρ (Kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)
C6H5NH2	93	40,3503	0,4339	0,0040	0,0072	1013,574	0,03981
(C6H5)2NH	169	10047,22	59,4510	0,9960	0,9928	1076,398	9,334119
Total		10087,57	59,8849	1	1	2089,971	9,373929

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C.T + D.T^2$			
	a	b	c	d
C6H5NH2	-13,863	2,51E+03	0,0257	-1,83E-05
(C6H5)2NH	-16,0796	3,23E+03	2,66E-02	-1,63E-05

Data Tekanan Uap Murni

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Dengan :

P sat = Tekanan uap komponen (mmHg)

T = Temperatur (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
C6H5NH2	124,3764	-7,17E+03	-4,28E+01	1,73E-02	5,71E-15
(C6H5)2NH	9,7736	-3,90E+03	9,12E-01	-5,90E-03	2,30E-06

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, Suctio : Bagian dasar dari Evaporator-01

- Tinggi Suction Head = 1 m
- Tekanan, P1 = 1 atm

Titik 2, Disch: Ujung pipa masuk Tangki pencampuran

- Tinggi Discharge Hea = 3 m
- Tekanan, P2 = 1 atm

2. Menentukan Kapasitas Pompa

Komponen	m (Kg/jam)	x	ρ (Kg/m ³)	$\rho \cdot x$
C6H5NH2	40,3503	0,0040	1013,6	4,1
(C6H5)2NH	10047,22	0,9960	1076,4	1072,1
Total	10087,57	1	2089,971	1076,146

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\quad}{1076,1} \text{ Kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Truk CO2} &= 32000 \text{ L} \\ &= 32 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu pengosongan tang} &= 20 \text{ menit (dirancang)} \\ &= 0,3333 \text{ jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik, Q} &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{10087,57 \text{ Kg/jam}}{1076,15 \text{ Kg/m}^3} \\ &= 9,3738 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,002604 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 41,2716 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37} \quad (\text{persamaan 5.14, Coulson hal 221})$$

Keterangan :

G = Massa (kg/s)

ρ = Densitas (kg/m³)

Sehingga didapatkan :

$$D_{opt} = 38,2157 \text{ mm}$$

$$D_{opt} = 0,0382 \text{ m}$$

$$D_{opt} = 1,5046 \text{ in}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/16	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/8	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1/2	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64

Normal Pipe Size, $N_p = 1,25$ in
 Schedule Number, $S_c = 40$
 Outside Diameter, $O_D = 1,66$ in = $0,0422$ m
 Inside Diameter, $I_D = 1,38$ in = $0,0351$ m
 Flow Area per pipe, $a = 1,5$ in² = $0,00097$ m²

4. Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ϵ		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
Brass	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Maka diperoleh kekasaran pipa (ϵ) = $0,00015$ ft
 = $0,00004572$ m

$$\text{Kekasaran relatif} = \frac{\epsilon}{I_D}$$

Maka diperoleh kekasaran relatif = $0,001304$ m

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V_{lin} = \frac{Q_L}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

$$= \frac{0,002604 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00097 \text{ m}^2}$$

$$= 2,6906 \text{ m/s}$$

Viskositas fase cair

Menghitung viskositas campuran

Komponen	μ (Cp)	$y_i \times B M^{0.5} \times \mu$	$y_i \times B M^{0.5}$
C6H5NH2	3,4083,E+00	1,3147,E-01	3,8575,E-02
(C6H5)2NH	1,3402,E+01	1,7353,E+02	1,2948,E+01
Total	1,6811,E+01	1,7366,E+02	1,2987,E+01

$$\mu = \frac{\sum y_i \times BM^{0.5} \times \mu_i}{\sum y_i \times BM^{0.5}}$$

$$\begin{aligned} \mu &= \frac{173,6639}{12,9866} \\ &= 13,3726 \text{ cP} \\ &= 0,0134 \text{ Kg/m.s} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho_1 \cdot ID \cdot V_{lin}}{\mu}$$

$$Re = \frac{1076,146 \text{ Kg/m}^3 \times 0,0351 \text{ m} \times 2,6906 \text{ m/s}}{0,013372575 \text{ Kg/m.s}}$$

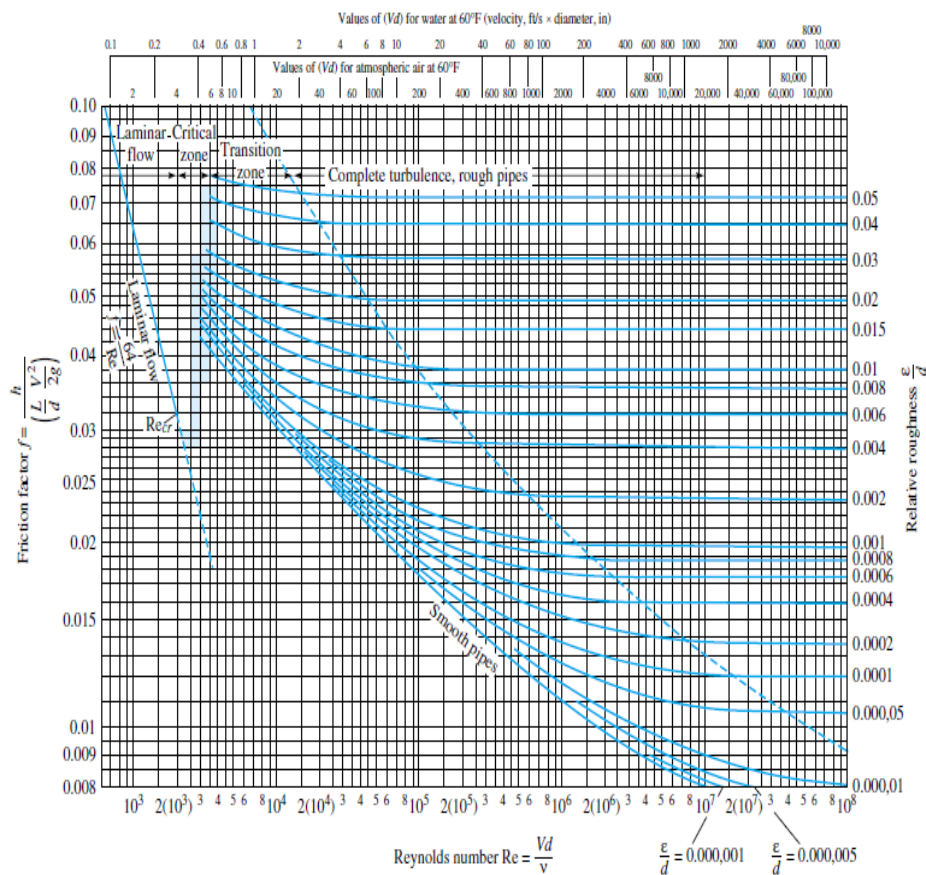
$$Re = 7589,677$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370)

Dimana: Kekerasan relatif (ϵ/ID) = 0,001304 m

Bilangan Reynold (Re) = 7589,677



Diperoleh nilai friction factor sebesar

$$f = 0,0255$$

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

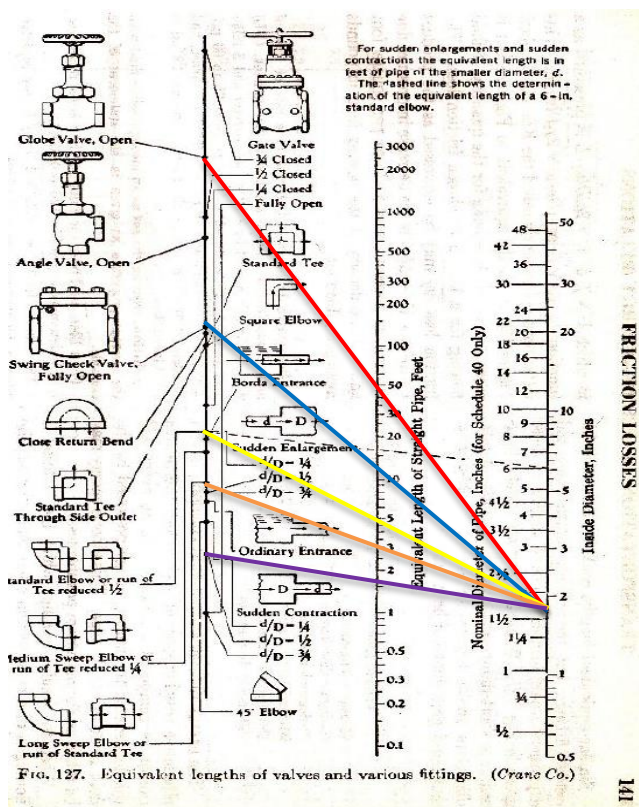
Panjang Ekvivalen	LE (ft)	Jumlah	ΣLe	
			ft	m
Sudden enlargement	3	1	3	0,914
Sudden construction	2	1	2	0,610
Swing check valve	15	1	15	4,572
Globe valve, open	55	1	55	16,76
Standart elbow	5	4	20	6,096
Total			95	28,96

$$\Sigma Le = 28,96 \text{ m}$$

$$\Sigma Le + L = 28,96 \text{ m} + 9 \text{ m}$$

$$= 37,96 \text{ m}$$

$$= 124,5 \text{ ft}$$



Rapat Berat (Weight Density)

$$\gamma = \rho L \times g$$

$$\gamma = 1076,146 \times 9,8$$

$$= 10546,23 \text{ N/m}^3$$

5. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

h_f = Head karena friksi (m)

Z_1 = Elevasi titik 1 (m)

Z_2 = Elevasi titik 2 (m)

H_{man} = Head pompa (m)

P_1 = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V_2 = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{1 - 1}{10546,23} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \frac{2,6906^2 - 0^2}{2 \times 9,8} \\ &= 0,3694 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 3 - 1 \text{ m} \\ &= 2 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$h_f = \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$H_f = \frac{0,026 \times (9,00 + 28,96) \times 2,691^2}{2 \times 9,8 \times 0,0351}$$

$$= 10,1991 \text{ m}$$

Total Head Pompa

$$H_{man} = H_p + H_v + H_s + H_f$$

$$= 0 + 0,3694 + 2 + 10,1991$$

$$= 12,5684 \text{ m}$$

$$= 41,2350 \text{ ft}$$

6. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q_L}}{(h_{man})^{0,75}}$$

(Sularso, Pompa dan Kompresor (2000), halaman 5)

n_s : Kecepatan spesifik (antara 0,1 rad sampai 1 rad)

n : kecepatan putar (rad/s)

Q_L : kapasitas pompa (m³/s)

h_{man} : head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2 Ludwig, E.E., ed. III, vol. 3, halaman 624.

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50 Rpm	60 Rpm	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	any same as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Activate Wind
Go to Settings to a

Kecepatan putar dipilih = 750 rpm
 Faktor slip = 5% (asumsi)
 $n = 750 \text{ rotasi/menit} \times 0,95$
 $= 712,5 \text{ rpm}$
 $= 74,58 \text{ rad/s}$

Maka,

$$ns = \frac{74,58 \times (0,00260)^{0,5}}{12,5684^{0,75}} = 12,56842$$

$$= 0,570084 \text{ rad}$$

Nilai ns berada diantara $0,1 < N_s < 1$ maka tidak perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa Stage pada pompa dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada di dalam pompa

7. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$W = \frac{Q_L \cdot \gamma \cdot h_{man}}{efp}$$

Dimana:

- efp = Effisiensi pompa
- hman = Head pompa (m)
- QL = Kapasitas pompa (m³/s)
- W = Daya penggerak poros (watt)
- γ = Rapat berat (N/m³)

Effisiensi pompa:

Diperoleh daeri Fig. 10.63 Towler, dan Sinot (2008), halaman 625.

Untuk kapasitas Ql = 9,3738 m³/jam

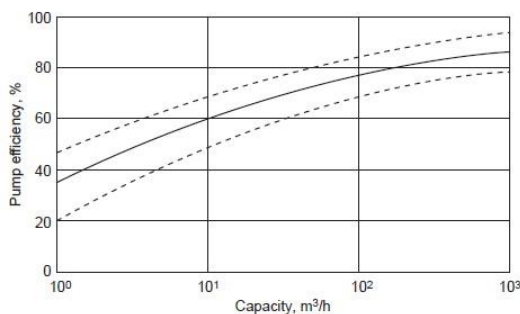


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh efisiensi = 58%

Sehingga didapatkan daya gerak pompa sebesar :

$$-W = \frac{0,00260 \times 10546,23 \times 12,568}{58\%}$$

$$-W = 595,1 \quad \text{watt}$$

$$-W = 0,7980 \quad \text{hp}$$

Tanda *minus* menandakan aliran membutuhkan kerja dari luar

8. Menentukan motor standar

Effisiensi motor:

diperoleh dari fig. 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhause ed. IV (1991) halaman 521 untuk daya gerak pompa sebesar 0,7980 hp

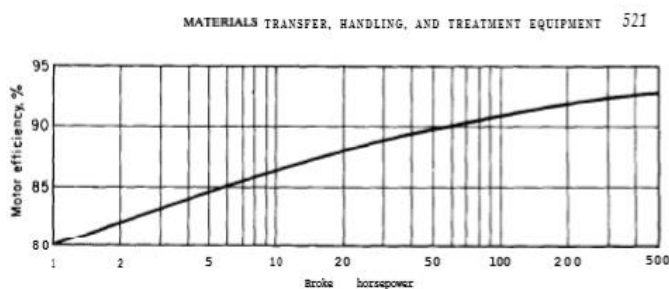


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Diperoleh efisiensi 80%

Maka,

$$\text{Daya yang diperlukan} = \frac{\text{Daya gerak pompa}}{\text{eff motor}}$$

$$= \frac{0,7980}{80\%} \quad \text{hp}$$

$$= 0,99749 \quad \text{hp}$$

Motor standar: dipilih motor induksi

Daya standar = 1 hp

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

9. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (h_{fi})

Panjang pipa lurus, L = 9,0 m

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	sigma Le (m)
<i>Sudden enlargement</i>	3	0	0,0000	0,0000
<i>Sudden constriction</i>	2	1	2,0000	0,6096
<i>Swing check valve</i>	15	0	0,0000	0,0000
<i>Globe valve, open</i>	55	0	0,0000	0,0000
<i>Standart elbow</i>	5	0	0,0000	0,0000
Total			2,0000	0,6096

panjang ekuivalen, Le = 0,6096 m

Maka, Head karena friksi pada daerah hisap:

$$h_{fi} = \frac{f \cdot (L + Le) \cdot V \text{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$h_{fi} = \frac{0,026 \times (9,00 + 0,6096) \times 2,691^2}{2 \times 9,8 \times 0,0351}$$

$$h_{fi} = 0,0003 \text{ m}$$

Tekanan uap fluida

Komponen	kmol/jam	y	Po (mmHg)	k=Po/Pt	x= y . k
C6H5NH2	0,4339	0,0072	7,2415E-01	9,5284E-04	6,9034E-06
(C6H5)2NH	59,4510	0,9928	3,8645E-03	5,0849E-06	5,0481E-06
Total	59,8849	1	7,2415E-01	9,5284E-04	6,9034E-06

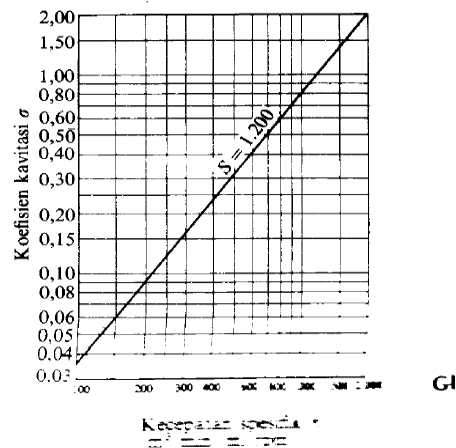
Diperoleh Puap sebesar = 6,9034E-06 atm

Maka, NPSH yang tersedia

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} + z_1 + h_{fi}$$

$$NPSH = \frac{1,0 - 6,9034E-06}{10546,23} + 1 + 2,6E-04 = 1,000353037 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan



Gb. 2.20 Hubungan antara koefisien kavitasi dan Kecepatan spesifik.

Dari gambar 2.20, Sularso diperoleh $\sigma = 0,035$

NPSH yang diperlukan = $\sigma \times \text{NPSH yang tersedia}$

$$= 0,035 \times 1,0004 \text{ m}$$

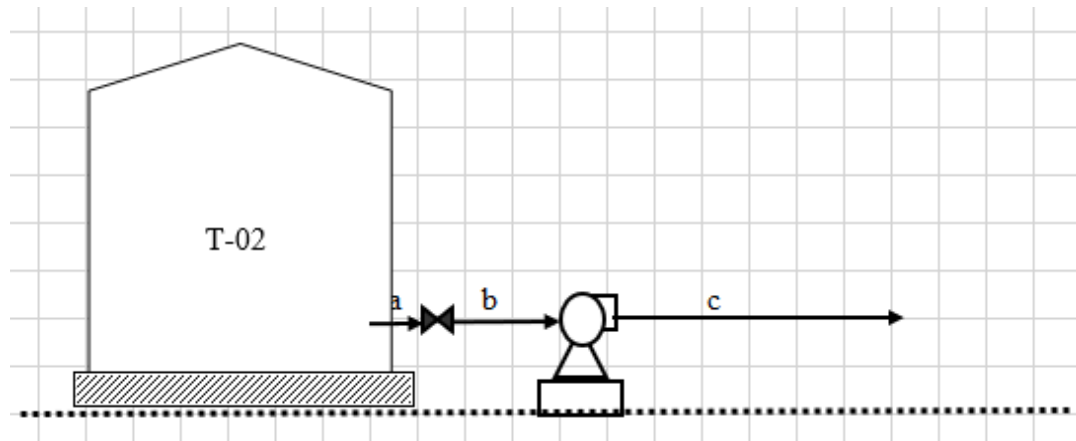
$$= 0,035012356 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang tidak terjadi kavitas

KESIMPULAN POMPA 7 (P-07)

Tugas : Memompa C₆H₅NH₂, dan (C₆H₅)₂NH dari Tangki 02 ke Unit Penjualan

Jenis : *Centrifugal Pump*



Data fluida :

Suhu, T = 303 K
P1 = 1,0 atm
P2 = 1,0 atm

Pemilihan pipa :

NPS = 1,25 in = 0,0318 m
OD = 1,66 in = 0,0422 m
ID = 1,38 in = 0,0351 m

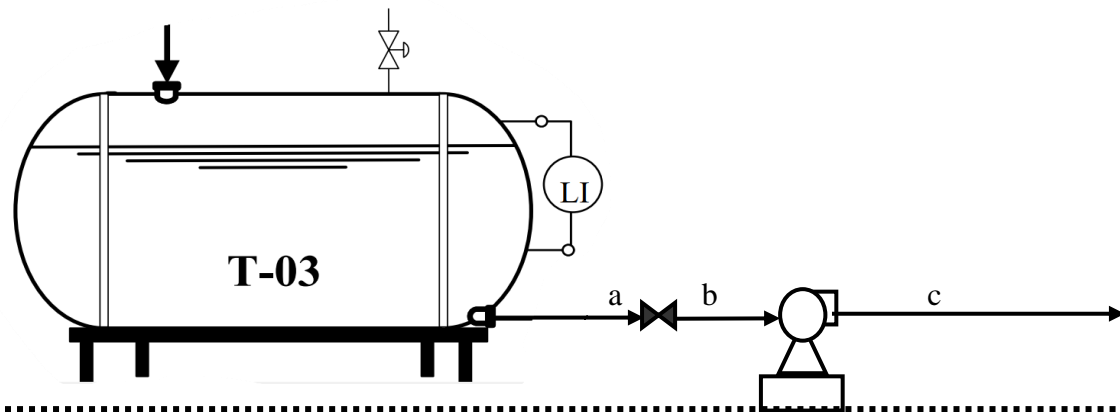
Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 9,3738 m³/jam
Head pompa = 12,5684 m
Kecepatan putar = 750 rpm
Motor standar = 1,00 hp

NPSH

NPSH yang tersedia = 1,00035 m
NPSH yang diperluka = 0,0350 m

POMPA
(P-08)



Tugas : Memompa NH_3 dari dari tangki-02 ke unit pengangkutan produk.

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Opera:

$$T = 46,08 \text{ } ^\circ\text{C} = 319,1 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Rencana Pemipaan

$$a = 1 \text{ m} ; c = 4 \text{ m} ; z_1 = 1 \text{ m}$$

$$b = 5 \text{ m} ; ; z_2 = 1 \text{ m}$$

$$\text{Panjang pipa lurus, } L = 10 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 1 \text{ m (ketinggian section head)}$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 1 \text{ m}$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
8. Menentukan Motor Standar

Komponen	BM (kg/kmol)	m (Kg/jam)	(kmol/jam)	% massa	% mol	ρ (Kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)
NH ₃	17	1016,078	59,7693	1	1	710,6286	1,42983
Total		1016,078	59,76929	1	1	710,6286	1,42983

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C.T + D.T^2$			
	a	b	c	d
NH ₃	-8,591	8,76E+02	2,68E-02	-3,61E-05

Data Tekanan Uap Murni

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Dengan :

P sat = Tekanan uap komponen (mmHg)

T = Temperatur (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
NH ₃	37,1575	-2,03E+03	-1,16E+01	7,46E-03	-9,58E-12

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, Suctio : Bagian dasar dari Tangki-03 (sehingga v1=0, diabaikan karena kecepa penurunan fluida cair kecil).

- Tinggi Suction Head = 1 m
- Tekanan, P1 = 1 atm

Titik 2, Discharge : Ujung pipa masuk unit penjualan

- Tinggi Discharge Hea = 1 m
- Tekanan, P2 = 1 atm

2. Menentukan Kapasitas Pompa

Komponen	m (Kg/jam)	x	ρ (Kg/m ³)	$\rho \cdot x$
NH ₃	1016,078	1,0000	710,6	710,6
Total	1016,078	1	710,6286	710,6286

$$\rho_{campura} = 710,6 \text{ Kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas tangki unit pembelian} &= 35000 \text{ bbl} = 5564,555 \text{ m}^3 \\
 \text{waktu pengosongan tangki} &= 1200 \text{ menit} \\
 &= 20 \text{ jam} \\
 &= \frac{5564,555 \text{ m}^3}{72000} = 0,077285 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 72000 \text{ s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju Volumetrik, } Q &= \frac{F}{\rho} \\
 &= \frac{1016,08 \text{ Kg/jam}}{710,63 \text{ Kg/m}^3} \\
 &= 1,4298 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,000397 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 6,2953 \text{ gall/menit}
 \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

$$\text{Dopt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37} \quad (\text{persamaan 5.14, Coulson hal 221})$$

Keterangan :

G = Massa (kg/s)

ρ = Densitas (kg/m³)

Sehingga didapatkan :

$$\text{Dopt} = 13,2005 \text{ mm}$$

$$\text{Dopt} = 0,0132 \text{ m}$$

$$\text{Dopt} = 0,5197 \text{ in}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.108	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
7/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.383	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3

Normal Pipe Size, $N_p = 0,25$ in
 Schedule Number, $S_c = 40$
 Outside Diameter, $O_D = 0,540$ in = $0,0137$ m
 Inside Diameter, $I_D = 0,364$ in = $0,0092$ m
 Flow Area per pipe, $a = 0,104$ in² = $0,00007$ m²

4. Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ϵ		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
	Concrete	Smoothed	0.00013	0.04
Rough		0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Maka diperoleh kekasaran pipa (ϵ) = $0,00015$ ft
 = $0,00004572$ m

$$\text{Kekasaran relatif} = \frac{\epsilon}{I_D}$$

Maka diperoleh kekasaran relatif = $0,004945$ m

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V_{lin} = \frac{Q_L}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

$$= \frac{0,000397 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00007 \text{ m}^2}$$

$$= 5,9194 \text{ m/s}$$

Viskositas fase cair

Menghitung viskositas campuran

Komponen	μ (Cp)	$y_i \times BM^{0.5} \times \mu$	$y_i \times BM^{0.5}$
NH3	1,0783,E-01	4,4458,E-01	4,1231,E+00
Total	1,0783,E-01	4,4458,E-01	4,1231,E+00

$$\mu = \frac{\sum y_i \times BM^{0.5} \times \mu_i}{\sum y_i \times BM^{0.5}}$$

$$\begin{aligned} \mu &= \frac{0,4446}{4,1231} \\ &= 0,1078 \text{ cP} \\ &= 0,0001 \text{ Kg/m.s} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho_1 \cdot ID \cdot V_{lin}}{\mu}$$

$$Re = \frac{710,629 \text{ Kg/m}^3 \times 0,0092 \text{ m} \times 5,9194 \text{ m/s}}{0,000107828 \text{ Kg/m.s}}$$

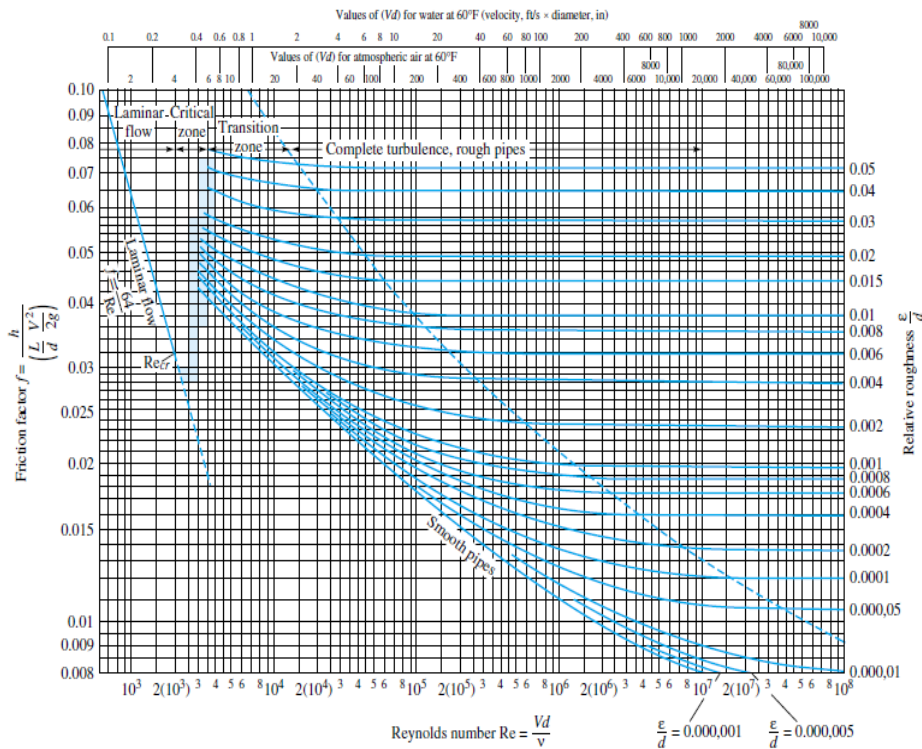
$$Re = 360685,394$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370)

Dimana: Kekerasan relatif (ϵ/ID) = 0,004945 m

Bilangan Reynold (Re) = 360685,394



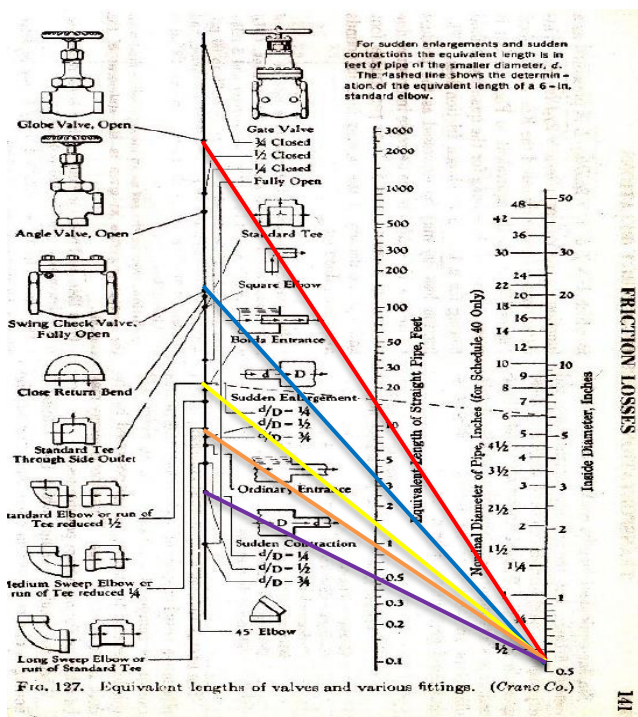
Diperoleh nilai friction factor sebesar

$$f = 0,0355$$

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekuivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
Sudden enlargement	1,5	1	1,5	0,457
Sudden construction	0,5	1	0,5	0,152
Swing check valve	3	1	3	0,914
Globe valve, open	15	1	15	4,572
Standart elbow	1,5	3	4,5	1,372
Total			24,5	7,468

$$\begin{aligned} \Sigma Le &= 7,468 \text{ m} \\ \Sigma Le + L &= 7,468 \text{ m} + 10 \text{ m} \\ &= 17,47 \text{ m} \\ &= 57,31 \text{ ft} \end{aligned}$$



Rapat Berat (Weight Density)

$$\gamma = \rho L \times g$$

$$\begin{aligned} \gamma &= 710,629 \times 9,8 \\ &= 6964,16 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

5. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s²)

h_f = *Head* karena friksi (m)

Z_1 = Elevasi titik 1 (m)

Z_2 = Elevasi titik 2 (m)

H_{man} = *Head* pompa (m)

P_1 = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V_2 = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{1 - 1}{6964,16} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \frac{5,9194^2 - 0^2}{2 \times 9,8} \\ &= 1,7877 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 1 - 1 \text{ m} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$h_f = \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$H_f = \frac{0,036 \times (10,00 + 7,47) \times 5,919^2}{2 \times 9,8 \times 0,0092}$$

$$= 119,9037 \text{ m}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 0 + 1,7877 + 0 + 119,9037 \\ &= 121,6914 \text{ m} \\ &= 399,2501 \text{ ft} \end{aligned}$$

6. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q_L}}{(h_{man})^{0,75}}$$

(Sularso, Pompa dan Kompresor (2000), halaman 5)

- ns : Kecepatan spesifik (antara 0,1 rad sampai 1 rad)
- n : kecepatan putar (rad/s)
- Ql : kapasitas pompa (m³/s)
- hman : head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2 Ludwig, E.E., ed. III, vol. 3, halaman 624.

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower		
	50	60	Induction	Synchronous	
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger	
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000	
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000	
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000	
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000	
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000	
14	429	514	3-22,500	100-30,000	
16	375	450	3-	20-10,000	
18	333	400	50-	 	
20	300	360	50-		} any
22	273	327	50-		
24	250	300	50-		} practical
26	231	277	75-		
28	214	257	100-		} hp
30	200	240	125-		
32	188	225	200-		

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Activate Wind
Go to Settings to a

Kecepatan putar dipilih = 1800 rpm

Faktor slip = 2% (asumsi)

$$\begin{aligned} n &= 1800 \text{ rotasi/menit} \times 0,98 \\ &= 1764 \text{ rpm} \\ &= 184,6 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} ns &= \frac{184,6 \times (0,00040)^{0,5}}{121,6914^{0,75}} \\ &= 0,100428 \text{ rad} \end{aligned}$$

Nilai ns berada diantara $0,1 < Ns < 1$ maka tidak perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa Stage pada pompa dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada di dalam pompa

7. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$W = \frac{Q_L \cdot \gamma \cdot h_{man}}{efp}$$

Dimana:

efp = Effisiensi pompa

h_{man} = Head pompa (m)

Q_L = Kapasitas pompa (m³/s)

W = Daya penggerak poros (watt)

γ = Rapat berat (N/m³)

Effisiensi pompa:

Diperoleh daeri Fig. 10.63 Towler, dan Sinot (2008), halaman 625.

Untuk kapasitas Q_l = 1,4298 m³/jam

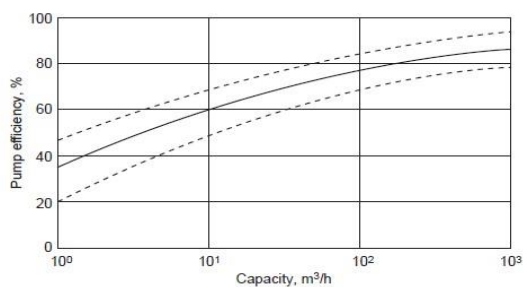


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh effisiensi = 38%

Sehingga didapatkan daya gerak pompa sebesar :

$$-W = \frac{0,00040 \times 6964,16 \times 121,691}{38\%}$$

$$-W = 885,8 \quad \text{watt}$$

$$-W = 1,1879 \quad \text{hp}$$

Tanda *minus* menandakan aliran membutuhkan kerja dari luar

8. Menentukan motor standar

Effisiensi motor:

diperoleh dari fig. 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhause ed. IV (1991) halaman 521 untuk daya gerak pompa sebesar 1,1879 hp

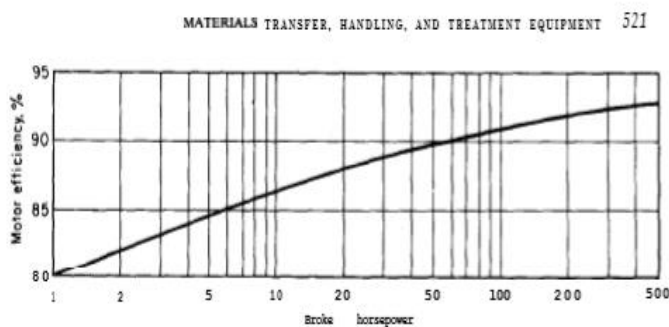


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Diperoleh effisiensi = 81%

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= \frac{\text{Daya gerak pompa}}{\text{eff motor}} \\ &= \frac{1,1879}{81\%} \quad \text{hp} \\ &= 1,46649 \quad \text{hp} \end{aligned}$$

Motor standar: dipilih motor induksi

Daya standar = 1,5 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.

9. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (hfi)

Panjang pipa lurus, L = 10,0 m

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	sigma Le (m)
<i>Sudden enlargement</i>	1,5	1	1,5000	0,4572
<i>Sudden constriction</i>	0,5	1	0,5000	0,1524
<i>Swing check valve</i>	3	1	3,0000	0,9144
<i>Globe valve, open</i>	15	1	15,0000	4,5720
<i>Standart elbow</i>	1,5	3	4,5000	1,3716
Total			24,5000	7,4676

panjang ekuivalen, Le = 7,4676 m

Maka, Head karena friksi pada daerah hisap:

$$h_{fi} = \frac{f \cdot (L + Le) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$h_{fi} = \frac{0,036 \times (10,00 + 7,4676) \times 5,919^2}{2 \times 9,8 \times 0,0092}$$

$$h_{fi} = 0,0120 \text{ m}$$

Tekanan uap fluida

Komponen	kmol/jam	y	Po (mmHg)	k=Po/Pt	x= y . k
NH3	59,7693	1,0000	13679,235	17,999	17,999
Total	59,7693	1	13679,235	17,999	17,999

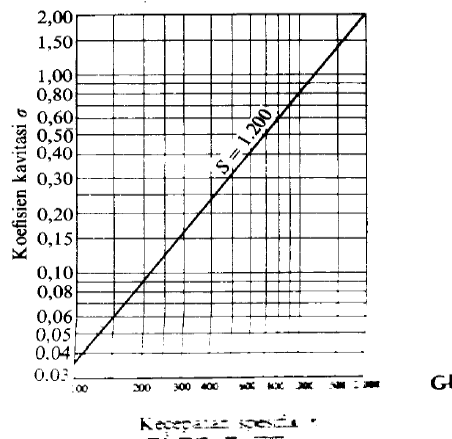
Diperoleh Puap sebesar = 1,7999E+01 atm

Maka, NPSH yang tersedia

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} + z_1 + h_{fi}$$

$$NPSH = \frac{1,0 - 1,7999,E+01}{6964,16} + 1 + 1,2,E-02 = 1,009549444 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan



Gb. 2.20 Hubungan antara koefisien kavitasi dan Kecepatan spesifik.

Dari gambar 2.20, Sularso diperoleh $\sigma = 0,035$

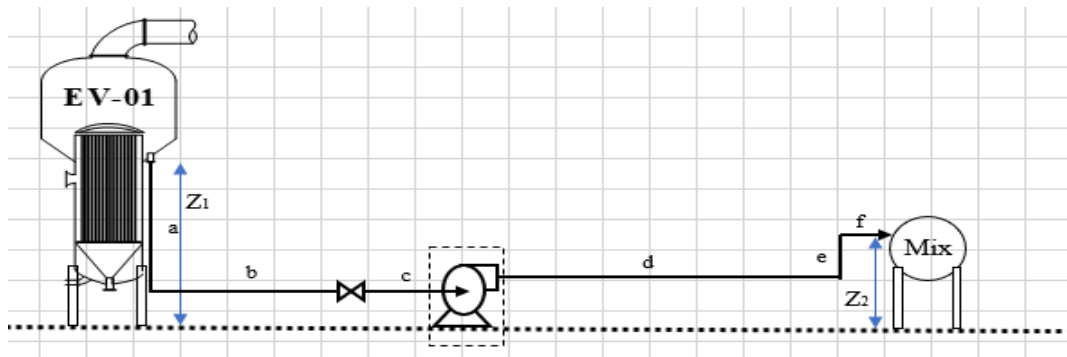
$$\begin{aligned} \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\ &= 0,035 \times 1,0095 \text{ m} \\ &= 0,035334231 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang tidak terjadi kavitas

KESIMPULAN POMPA 8 (P-08)

Tugas : Memompa NH₃ dari Tangki - 03 ke unit pembelian sebagai produk.

Jenis : *Centrifugal Pump*



Data fluida :

Suhu, T = 319,08 K

P1 = 1,0 atm

P2 = 1,0 atm

Pemilihan pipa :

NPS = 0,25 in = 0,0064 m

OD = 0,54 in = 0,0137 m

ID = 0,364 in = 0,0092 m

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 1,4298 m³/jam

Head pompa = 121,6914 m

Kecepatan putar = 1800 rpm

Motor standar = 1,50 hp

NPSH

NPSH yang tersedia = 1,00955 m

NPSH yang diperluka = 0,0353 m

KEBUTUHAN AIR

Air merupakan kebutuhan pokok dalam pemenuhan kebutuhan proses produksi. Kebutuhan air digunakan sebagai air sanitasi & kantor, air pendingin dan air layanan umum. Pabrik Etil Klorida akan didirikan di daerah Cilegon, oleh karena itu kebutuhan air diperoleh dari Perusahaan Air Krakatau Tirta Industri (KTI) Cilegon. Berikut adalah rincian pemenuhan kebutuhan air.

Air yang digunakan meliputi :

1. Air pendingin
2. Air Hidran
3. Air untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga

Spesifikasi air yang dibeli dari PT. Krakatau Tirta Industri adalah sebagai berikut :

- pH = 6 - 9
- Konduktivitas = 100 - 400 μ S
- TOC (Total Organic Carbon) = 1000 ppm
- TDS = 88,4278 mg/L
- Kontaminan seng = 0,0033 mg/L
- Kontaminan Tembaga = 0,0006 mg/L
- Kekerukan (Turbiditas) = 2 NTU
- Kesadahan total = 300 mg/L
- Silika = 100 mg/L

Pehitungan Kebutuhan Air

A. Air Pendingin

1. Air Sebagai Media Pendingin

- CLU-01 = 41285,32 kg/jam

Total = 41285,32 kg/jam

2. Air rumah tangga

Air kebutuhan sehari-hari berkisar 150-300 L/hari.orang

(menurut sularso)

Diambil konsumsi air = 150 L/Orang.hari
Untuk memenuhi = 80 Orang asumsi terdapa 20 rumah
Sehingga didapat 12000 kg/hari atau 500 kg/jam

3. Air Sanitasi Karyawan

- Air untuk karyawan

Air kebutuhan sehari-hari berkisar 50-70 L/hari.orang
(menurut sularso)

Diambil konsumsi air = 50 L/Orang.hari

Untuk memenuhi = 193 Orang

Jumlah air per harinya = 50 L/Orang.har x 193 orang

Sehingga diperoleh total sebanyak 9650 kg/hari atau
402,08 kg/jam

4. Air layanan umum

a. Air untuk kantin

Pengunjung kantin = 80 Orang

kebutuhan air rata-rata = 5 L/jam

Pemakaian rata-rata per jam = 4 Orang

Kebutuhan air kantin = 5 L/jam x 20 orang
= 100 kg/jam

b. Pengunjung Poliklinik = 30 orang

Kebutuhan iar rata-rata = 5 L/jam

Pemakaian rata-rata per jam = 4 orang

Kebutuhan air poliklinik = 37,5 kg/jam

c. Air untuk masjid

berkisar 20L/orang tiap harinya

Asumsi jumlah jamaa = 120 orang

per orang memerlukan = 20 L/orang.hari

kebutuhan air masjid = 2400 kg/hari atau 100 kg/jam

Total Air untuk Layanan Umum = 237,5 kg/jam

5. Air hidan

Kebutuhan air untuk pemadam kebakaran sebanyak 300000 L dalam waktu 3 bulan

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air hidran} &= 300000 \text{ L} \times (1 \text{ Bulan} / 3 \text{ bulan}) \times \\ &\quad (1 \text{ hari} / 24 \text{ jam}) \\ &= 138,89 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Air untuk taman

Kebutuhan air untuk taman sebanyak 2000 L/hari atau 83,3 L/jam

Kebutuhan Air	Jumlah kg/jam
Air Pendingin	41285,32
Air rumah tangga dan kantor	1139,58
Aair Servis	222,22
Total	42647,12

Menghitung Kebutuhan Air make up

1. Unit Cooling Tower

Air hilang karena 3 sebab, dari perhitungan alat cooling tower diperoleh air :

$$\begin{aligned} \text{Evaporation loss (We)} &= 1639,1 \\ \text{Drift loss} &= 10,595 \\ \text{Blowdown Discharge} &= 399,19 \\ \text{Total} &= 2048,9 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

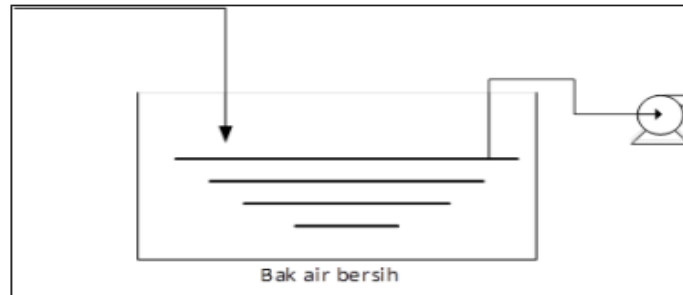
Kebutuhan air make up	Jumlah kg/jam
Cooling Tower	2048,91
Air rumah tangga dan kantor	1139,58
Aair Servis	222,22
Total	3410,72

$$\text{Massa bak air bersih} = 358126 \text{ kg/jam}$$

BAK AIR BERSIH (BU-01)

Tugas : Menampung air bersih yang didapat dari PT.Krakatau Tirta Industri

Jenis : Bak Persegi Panjang



Data :

Suhu operasi = 30 C = 303 K

Tekanan = 1 atm

Massa Air = 3581,17 kg/jam = 601636,35 kg/minggu

Kecepatan Volume = 3,5989 m³/jam

Densitas = 995,074 kg/m³

Waktu tinggal : 1 minggu

Langkah Perhitungan :

1. Volume Bahan yang disimpan
2. Volume tangki yang diperlukan
3. Ukuran tangki standar

1. Volume Bahan Yang Disimpan

$$\begin{aligned} V_i &= \text{massa air} / \text{densitas air} \\ &= 3,5989 \times \text{Waktu tinggal} \\ &= 604,6147 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume Bak Penampung

Faktor keamanan : 20%

$$\begin{aligned} V_t &= 725,5376 \text{ m}^3 \\ &= 4592,0103 \text{ barrel} \end{aligned}$$

Bak Air Bersih

Ukuran Bak Penampung

Kedalaman bak standart dirancang = 4 m

Rasio panjang : Lebar 2 : 1

$$\begin{aligned}V &= P \times L \times T \\ &= 2L \times L \times T \\ &= 8 L^2\end{aligned}$$

maka :

$$L = \left(\frac{V}{8}\right)^{1/2} = 9,5232 \text{ m}$$

$$P = 2 \times L = 19,0465 \text{ m}$$

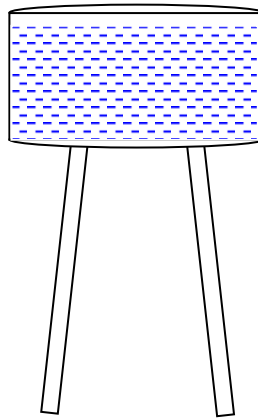
Bahan Konstruksi

Bahan yang dipilih untuk membuat bak air bersih berupa beton bertulang

BAK AIR KEBUTUHAN KANTOR DAN RUMAH TANGGA

Tugas : Menampung air kebutuhan kantor dan rumah tangga

Jenis : Tangki Vertikal



Data :

Suhu operasi = 30 C = 303 K

Tekanan = 1 atm

Massa Air = 1139,5 kg/jam

Kecepatan volume = 1,1451 m³/jam

Densitas = 995,074 kg/m³

Waktu tinggal = 30 hari

Langkah Perhitungan :

1. Volume Bahan yang disimpan
2. Volume tangki yang diperlukan
3. Ukuran tangki standar

1. Volume Bahan yang disimpan

$$V_i = 1,14514 \text{ m}^3/\text{jam} \times \text{waktu tinggal} \\ 824,501 \text{ m}^3$$

Volume Bak Penampung

Faktor Keamanan = 20%

$V_t = 989,40179 \text{ m}^3$

6262,0367 barrel

Ukuran Bak Penampung

Dipilih berdasarkan Appendix E Brownell and Young, hal 346

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses
Recommended by API Standard 12 C
(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)										
		4 Number of Courses in Completed Tank										
		5 12	6 18	7 24	8 30	9 36	10 42	11 48	12 54	13 60		
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	274,300
200	5595	167,900	201,400	235,000	268,600	304,500	342,500
220	6770	203,100	243,700	284,400	322,300	362,500	404,500

The approximate capacities shown are based on the formula:
Capacity (42-gal bbl) = 0.14D²H, where D = listed tank diameter and H = listed tank height.
Capacities and diameters below the heavy lines (cols. 9-11) are maximum for the tank heights shown, on the basis of the 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

Maka dipilih :

Kapasitas standart = 6040 barrel

Diameter tangki, Dt = 30 ft

9,144 m

Tinggi tangki, Ht = 48 ft
14,6304 m

Tebal dinding :

Diperoleh dari Brownell and Young Appendix E, item ke-2, hal 347

Typical Tank Sizes and Capacities 347

Item 2. Shell Plate Thicknesses for Typical Sizes of Tanks with 72-in. Butt-welded Courses
Recommended by API Standard 12 C
(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diam (ft)	2 Tank Height (ft)										12 Maximum Allowable Height for Diameters Listed (ft)
	3 Number of Courses in Completed Tank										
	4 Shell Plate Thickness (In.)										
	6	12	18	24	30	36	42	48	54	60	
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
10	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8
15	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8
20	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8
25	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.20	0.22	...
30	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21	0.24	0.26	...
35	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21	0.24	0.27	0.30	...
40	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21	0.24	0.28	0.31	0.35	...
45	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.23	0.27	0.31	0.35	0.39	...
50	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	0.26	0.30	0.35	0.39	0.43	...
60	3/4	3/4	3/4	3/4	0.26	0.31	0.36	0.41	0.47	0.52	...
70	3/4	3/4	3/4	0.25	0.30	0.36	0.42	0.48	0.54	0.61	...
80	3/4	3/4	3/4	0.27	0.34	0.41	0.48	0.55	0.62	0.69	...
90	3/4	3/4	3/4	0.31	0.38	0.46	0.54	0.62	0.70	0.78	...
100	3/4	3/4	0.25	0.34	0.43	0.51	0.60	0.69	0.78	0.86	...
120	3/4	3/4	0.30	0.41	0.51	0.62	0.72	0.83	0.93	1.03	...
140	3/4	3/4	0.35	0.47	0.60	0.72	0.84	0.96	1.08	1.21	...
160	3/4	0.26	0.40	0.54	0.68	0.82	0.96	1.10	1.24	1.38	65.3
180	3/4	0.29	0.45	0.61	0.76	0.92	1.08	1.24	1.39	...	58.2
200	3/4	0.32	0.50	0.67	0.85	1.02	1.20	1.37	52.5
220	3/4	0.36	0.55	0.74	0.93	1.13	1.32	47.8

Jarak di hitung dari atas

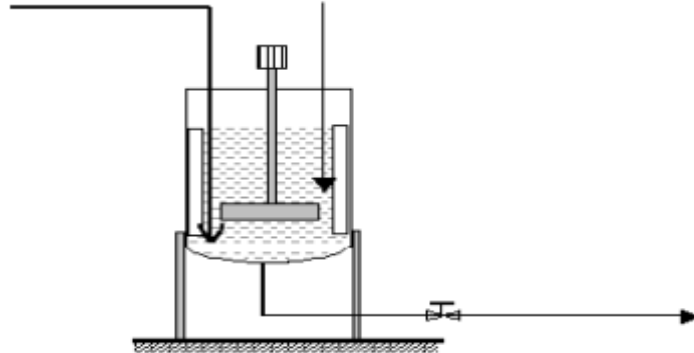
Lembar ke	ft	Tebal (in)
1	0 - 6	0,1875
2	6 - 12	0,1875
3	12 - 18	0,1875
4	18 - 24	0,1875
5	24 - 30	0,1875
6	30 - 36	0,1875
7	36 - 42	0,19
8	42- 48	0,21

Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang digunakan Carbon Steel

TANGKI KLORINASI (TU – 02)

Tugas : Melarutkan Cl₂ untuk diumpankan ke dalam bak air minum
Jenis : Tangki Silinder Tegak



Data :

Suhu (T) = 30 °C = 303 K

Tekanan (P) = 1 atm

Densitas (ρ) = 995,07 kg/m³

Waktu tinggal = 30 Hari

Kecepatan massa air = 1139,5 kg/jam

Volume Air Dalam Tangki

$$V_1 = \frac{\text{Kecepatan massa air}}{\text{Densitas air}} = 1,1451 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Kebutuhan Cl₂

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 0,5 \text{ ppm dalam umpan air} \\ \text{Cl}_2 \text{ yang diperlukan} &= 0,5 \text{ mg/liter} \times \frac{1 \text{ kg}}{1E+06} \times 1145,1 \text{ liter/jam} \\ &= 0,0006 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Massa Air

Larutan Cl₂ dibuat dengan kad: 5%

Massa air = 0,0109 kg/jam

Kapasitas untuk Waktu Tinggal

$$\begin{aligned} W &= \text{Kecepatan volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 0,0109 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam} \times 30 \text{ hari} \\ &= 7,8328 \text{ kg/jam} \\ &= 0,0079 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume Tangki

Volume dengan angka keamanan 20%

$$V_t = 0,0094 \text{ m}^3$$

Ukuran Tangki

Dirancang Diameter = Tinggi

$$D = \left(\frac{V_t \times 4}{\pi} \right)^{1/3}$$

$$D = 0,2291 \text{ m}$$

$$H = 0,2291 \text{ m}$$

B. PENYEDIA LISTRIK

Dalam pabrik anilin terdapat berbagai alat yang memerlukan listrik sebagai daya penggerak alat, berikut merupakan kebutuhan dalam pabrik:

no.	Alat	Hp	kW
1	Pompa P-01	60	44,74
2	Pompa P-02	0,75	0,56
3	Pompa P-03	1,5	1,12
4	Pompa P-04	5	3,73
5	Pompa P-05	5	3,73
6	Pompa P-06	3	2,24
7	Pompa P-07	1,5	1,12
8	Pompa P-08	1,5	1,12
9	Kompresor-01	100	74,57
10	Blower	20	14,91
11	Kompresor udara	6	4,47
12	Fan CT	5	3,73
13	Pompa PU-01	2	1,49
14	Pompa PU-02	15	11,19
15	Pompa PU-03	1	0,75
16	Pompa PU-04	3	2,24
17	Pompa PU-05	1,5	1,12
18	Pompa PU-06	5	3,73
19	Pompa PU-07	0,5	0,37
20	Pompa PU-08	0,5	0,37
21	Pompa PU-09	1	0,75
Total		237,25	178,04

Angka keamanan diambil 10% , sehingga dibutuhkan listrik sebesar :

$$= 178,04 \times 110\% \\ 195,84 \text{ kW}$$

Kebutuhan listrik untuk instrumentasi dan kontrol adalah diperkirakan 5% dari kebutuhan listrik total :

$$= 195,84 \times 5\% \\ 9,7921 \text{ kW}$$

Kebutuhan listrik untuk laboratorium, rumah tangga, perkantoran, dll diperkirakan sebesar 25% dari kebutuhan listrik total :

$$= 195,84 \times 25\% \\ 48,96 \text{ kW}$$

Sehingga Listrik total yang dibutuhkan = 254,60 kW

Faktor daya diperkirakan sebesar 80% oleh karena itu disediakan daya :

$$= 254,60 \text{ kW} / 80\% \\ 318,24 \text{ kW} = 397,8054 \text{ kVa}$$

Apabila pemakaian listrik di pabrik selama 330 hari dan digunakan 24 jam, maka kebutuhan listrik menjadi :

$$= 318,24 \times 330 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari} \\ 2520495 \text{ kWh}$$

Energi listrik sebesar ini dapat diperoleh dari membeli PLN sebesar 2520495 kWh, namun juga disediakan generator untuk cadangan jika sewaktu-waktu listrik padam atau pasokan listrik berkurang.

Generator

Fungsi : Membangkitkan listrik sebagai cadangan untuk keperluan

Jenis alat proses utilitas, dan umum.

: Generator bahan bakar solar

Diketahui daya yang diperlukan pabrik adalah

$$= 318,24 \text{ kW} \times \frac{0,9487 \text{ BTU}}{1 \text{ kW s}} \times \frac{1,0551 \text{ kJ}}{\text{BTU}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ jam}}$$

Diperkirakan mati lampu 4 kali dalam sebulan selama 3 jam tiap kali mati

Maka daya yang harus disediakan

$$= 1146794,7 \text{ kJ/jam}$$

$$= 1146794,7 \text{ kJ/jam} \times 3 \text{ jam/minggu} \times 52 \text{ minggu/tahun}$$

$$= 178899973,2 \text{ kJ/tahun}$$

$$\text{Kebutuhan bahan bakar} = 20408,39 \text{ kJ/jam}$$

Bahan bakar yang digunakan adalah Solar
didapat Heating Value dari jurnal Geo Resources halaman 222

Effisiensi pembakaran = 45029 kJ/kg

Densitas bahan bakar = 80%

Sehingga Kebutuhan bahan bakar = 766,75 kg/m³

$$= \frac{Qt}{eff \times NHV}$$
$$= 6,477 \text{ m}^3/\text{tahun}$$

C. PENYEDIA BAHAN BAKAR

Kebutuhan bahan bakar pada pabrik Diphenilamin meliputi :

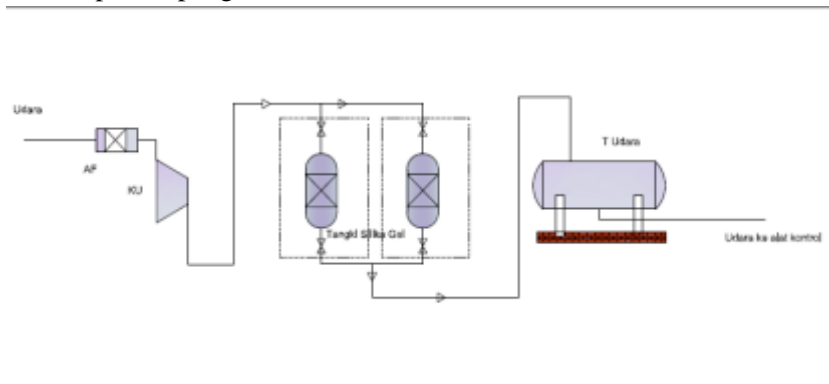
Furnace	=	127,68	kg/jam
	=	1318,8137	m ³ /tahun
Generator	=	6,477	m ³ /tahun
Total	=	1325,2907	m ³ /tahun
	=	1325290,7	L/tahun
	=	167,33469	L/jam

D. UNIT UDARA TEKAN

Udara tekan dalam Pra Rancangan Pabrik Diphenylamine ini dibutuhkan untuk menggerakkan instrument-instrumen control. Udara tekan yang diperlukan di distribusi pada tekanan 15-20 psig serta dalam kondisi kering dan bersih, (Kern, hal 768)

Dalam pabrik ini terdapat 21 alat kontrol yang memerlukan udara tekan untuk menggerakannya. Diperkirakan setiap alat control memerlukan 2 m³ /jam udara, sehingga kebutuhan udara tekan pada pabrik diperkirakan mencapai 42 m³ /jam.

Sketsa proses pengolahan udara tekan



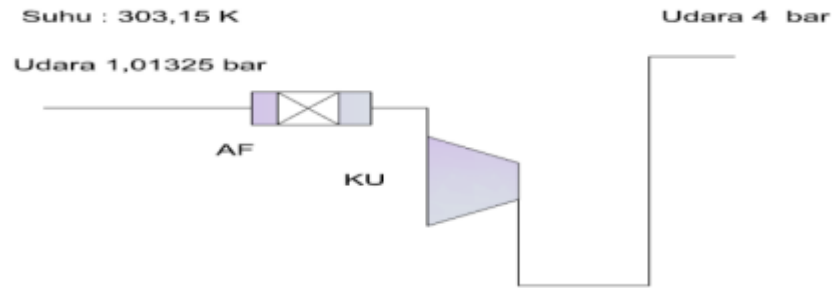
Uraian proses :

Udara lingkungan dikompresi sampai 4 bar , kemudian dilewatkan dalam tangki silika untuk menghilangkan uap air yang terbawa udara , kemudian ditampung dalam tangki udara, kemudian udara kering yang sudah ditampung tersebut dialirkan pada alat control yang memerlukannya.

KOMPRESOR UDARA (KU -01)

Tugas : Menekan udara sebanyak 42 m³/jam dari 1,01325 bar sampai 4,053 bar

Jenis alat : Kompresor tunggal



Data :

Suhu = 30 °C = 303 K

Tekanan Masuk, P₁ = 1,0133 bar

Tekanan Keluar, P₂ = 4,053 bar

Y = 1,4

Langkah perhitungan :

1. Kapasitas kompresor
2. Jumlah stage
3. Daya Penggerak
4. Motor standart
5. Suhu keluar kompresor

1. Kapasitas Kompresor

Kecepatan mol

$$n = \frac{42 \frac{m^3}{jam} \times 1,01325 \text{ bar}}{0,08314 \frac{m^3}{kmol K} \times 303 K} = 1,6893 \text{ kmol/jam}$$

2. Jumlah Stage

Rasio kompresi / stage berkisar antara 2.1 sampai 7 (Ludwig, E.E., Applied Process Design for Chemical and Petro chemical plants, ed III, volume 3 , (2001)).

Dirancang rasio kompresi = 4

maka jumlah stage = 1

3. Daya Penggerak

Dihitung dengan persamaan :

$$Power = (n R_g T_1 n_{stage}) / (Y - 1) [(Rasio)^{((Y-1)/Y)} - 1]$$

$$Y = c_{pg} / (c_{pg} - R_g) = 1,4$$

$$Power = \frac{1,6893 \frac{kmol}{jam} \times 8,314 \frac{kJ}{kmol} K \times 303 K \times 1,4 \times 4^{\frac{1,4-1}{1}} - 1}{1,4 - 1}$$

$$= 11038,5 \text{ kJ/jam}$$

$$= 3,0663 \text{ kW}$$

4. Motor Penggerak

Daya yang diperlukan = 4,1119 Hp

Effisiensi = 0,8

Daya = 5,14 Hp

Motor standar yang dipakai = 6 Hp

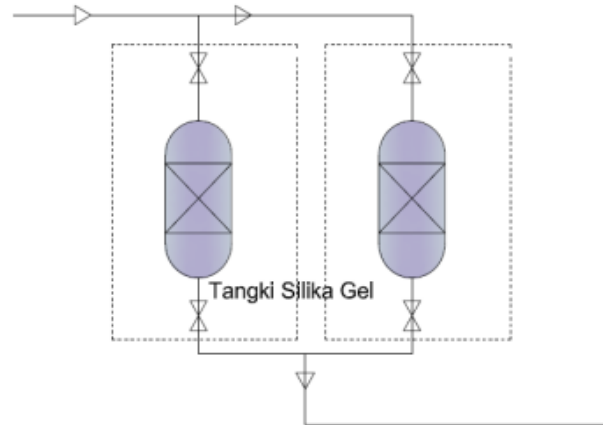
Suhu Keluar :

$$T_2 = T_1 (Rasio)^{\frac{Y-1}{Y}}$$

$$T_2 = 450,26 \text{ K} = 177,26 \text{ } ^\circ\text{C}$$

TANGKI SILIKA (TU-03)

Tugas : Menghilangkan uap air yang masih terkandung dalam udara
 jenis alat : tangki silinder tegak



Data:

- kadar uap air udara pada suhu 30 °C = 0,02 kg/kg udara kering
- Mr udara = 28,8 kg/kmol
- Kemampuan penyerapan = 0,02 g/g silika

Langkah Perhitungan

1. Massa air yang diserap
2. Massa silika gel
3. ukuran tangki

1. Massa air yang diserap

$T = 450,2563 \text{ K}$

Menghitung Rapat massa Silika gel

A	B	n	Tc	rho(m3/jam)
0,33537	0,1	0,28571	4076,67	3109,1284

Dirancang :

waktu kerja = 1 hari

Massa air = mol udara x Mr udara x kadar uap air dalam udara
 = 0,834 kg/jam

Massa air yang harus di serap = 20,017 kg

2. Massa silika gel

$$\begin{aligned} \text{Massa silika} &= 1000,9 \text{ kg} \\ &= 41,702 \end{aligned}$$

3. ukuran tangki

$$\text{Rapat massa silika ge} = 3109,1 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume silika} = 0,3219 \text{ m}^3$$

$$\text{Dirancang untuk keamanan} = 20\%$$

$$V_t = 0,3863 \text{ m}^3$$

$$\text{Dirancang : } 2 \times D = T$$

$$D_t = 0,7428 \text{ m}$$

$$T = 1,4856 \text{ m}$$

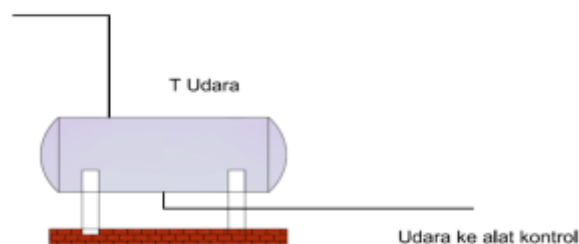
Bahan konstruksi : Baja Karbon

Jumlah tangki : 2

TANGKI UDARA TEKAN (TU-04)

Tugas : Menampung udara tekan selama 120 menit

Jenis alat : Tangki Silinder Horizontal



Data :

Kecepatan mol udara = 1,6893 kmol/jam

Tekanan = 4,053 bar

Langkah Perhitungan :

1. Volume Tangki
2. Ukuran Alat

1. Volume Tangki

Mol udara yang disimpan = 3,3787 kmol

Volume tangki, V_t = 21 m³

2. Ukuran Alat

Rasio antara panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5.

Dirancang , Rasio (L/D) 3 (Wallast, S.T., halaman XIII)

$$D = \left(\frac{4 V_t}{3 \pi} \right)^{1/3}$$

D = 2,0733 m

Dipilih diameter standart = 2,5 m

L = 3 x D

= 7,5 m

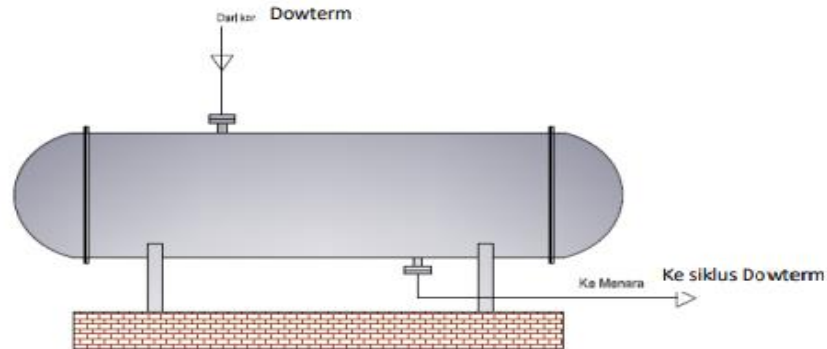
Bahan konstruksi : Baja Karbon

Accumulator Utilitas (ACCU-01)

ACCU-01

Tugas : Menampung dowterm

Jenis Alat : Tangki Silinder Horizontal



Data :

P = 1 atm

T = 313 K = 40 °C

Bahan yang ditampung :

Komponen	BM	In (kg/jam)	ρ (kg/m ³)
Dowterm A	170	69015,622	1043,6

menghitung volume cairan

Ql = 66,1323 m³/jam

Waktu tinggal cairan berkisar antara 5 sampai 10 menit.

diambil : 10 menit (Wallas, S.T., halaman XVIII)

Volume cairan : 11,0220 m³

Volume Akumulator dirancang angka keamanan 20% maka :

Volume Akumulator (Vt) = 13,2265 m³

Ukuran alat = 3

L/D berkisar antara 3-5 (Frank L Evans hal.155)

Accumulator Utilitas (ACCU-01)

Dipilih rasio = 3

Mencari panjang diameter separator

$$D = 2,1071 \text{ m} \quad V = 22,0441$$

$$L = 8,4286 \text{ m} \\ 1,986$$

Mencari tinggi cairan dalam akumulator

Holding Time (Waktu pengosongan cairan) : 2-5 menit

$$\text{Luas Penampang} = 3,4872 \text{ m}^2 \quad (\text{Frank L Evans hal 164})$$

$$\text{Tinggi Cairan (HI)} = 1,3848 \text{ m}$$

Diambil holding time 5 menit

Syarat : maksimum ruang untuk cairan adalah 80% dari diameter.

$$\begin{aligned} \text{Ruang cairan} &= (\text{Tinggi cairan} / D) \times 100\% && (\text{Frank L Evans hal.156}) \\ &= 65,72 \% \end{aligned}$$

(Memenuhi Syarat)

Bahan Konstruksi

Dipilih Baja Karbon

Bahan: Carbon Steel SA-283 grade A pada suhu -20 - 650 oF

Dengan spesifikasi sebagai berikut: (Brownell & young hal. 342)

$$\text{Tekanan yang diizinkan (f)} = 10350 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} : 0,85$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 2 \text{ mm} = 0,0787 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam (IDs)} = 78,2 \text{ in} = 1,9863 \text{ m}$$

$$\text{Jari-jari dalam shell (ri)} = 39,1 \text{ in} = 0,9931 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan operasi (P)} = 1 \text{ atm} = 14,70 \text{ psi}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\text{Tekanan rancangan (Pdesign)} = 22,04 \text{ psi}$$

Untuk menghitung tebal shell,

dihitung dengan persamaan 13-1 Brownell & Young:

$$ts = 0,0981 \text{ in}$$

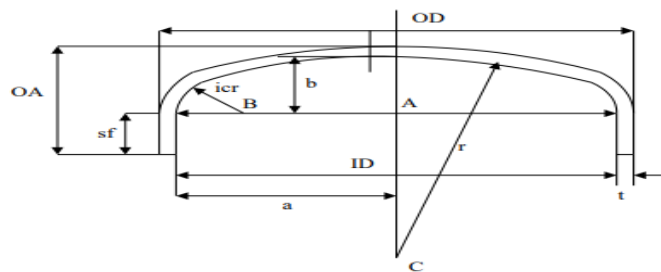
Accumulator Utilitas (ACCU-01)

Diambil tebal standart = $3/16$ in = 0,1875 in

Diameter luar shell = 78,575 in (Brownell & Young, 1979)

HEAD

Untuk tekanan operasi antara 15 – 200 psig, digunakan torispherical head (flange and dished head). Bahan head diambil sama dengan shell, sehingga nilai f dan C sama (Brownell & Young, 1979)



dengan

icr = Jari-jari sudut internal (m)

rc = Jari-jari kelengkungan (m)

sf = Flange lurus (m)

th = Tebal penutup (m)

OA = Tinggi penutup (m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$OA = sf + B + th$$

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

$$BC = r - icr$$

$$AB = ids/2 - icr$$

Ukuran head:

a. Tebal head, dihitung dengan persamaan Untuk menghitung tebal head digunakan persamaan 13.46 Chemical Engineering Design :

Principles, Practices, and Economics of Plant and Process Design (Gavin, 2008) hal. 990 seperti berikut:

Accumulator Utilitas (ACCU-01)

$$t_h = \frac{0.885 P_{design} ID_s}{fE - 0.1P_{design}} + C$$

$t_h = 0,2522 \text{ in}$

diambil tebal standar : $5/16 \text{ in}$

b. Tinggi head (OA) = $t_h + B + sf$

Nilai sf diperoleh dari table 5.6 Brownell dan Young, "Process Equipment Design" (1959), John Willey and Son, New York. Nilai sf berkisar antara $1\frac{1}{2}$ in sampai 3 in. Maka dipilih sf dengan nilai

$sf = 3$

$OD_s = 78,5750 \text{ in}$

$ID_s = 78,2 \text{ in}$

OD	78		84		90		96		102		108		114	
t	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r
$\frac{3}{16}$														
$\frac{1}{4}$														
$\frac{5}{16}$	↑	78	↑	84	↑	90	↑	96	↑	96				
$\frac{3}{8}$		78				84		96			↑	102	↑	108
$\frac{7}{16}$		72						↑			↑		↑	
$\frac{1}{2}$														
$\frac{9}{16}$														

Dipilih $OD_s = 84 \text{ in}$

dengan $r = 84$

$t = 5/16$

maka didapat $icr = 1\frac{5}{8} \text{ in}$

(tabel 5.7 hal. 90 Brownell and Young).

diambil $sf = 3 \text{ in}$

a = $39,1 \text{ in}$

AB = $37,48 \text{ in}$

$r = ID_s = 78,2 \text{ in}$

BC = $icr = 76,5750 \text{ in}$

b = $11,42 \text{ in}$

sehingga, tinggi head $14,67 \text{ in} = 0,3727 \text{ m}$

Accumulator Utilitas (ACCU-01)

Ringkasan Akumulator (ACCU-01)

$$L/D = 3$$

$$D = 2,1071 \text{ m}$$

$$L = 1,986 \text{ m}$$

$$A = 3,4872 \text{ m}^2$$

$$\text{Volume embunan} = 11,0220 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume akumulator} = 13,2265 \text{ m}^3$$

$$\text{Holding time} = 5 \text{ menit}$$

$$t \text{ interface} = 10 \text{ menit}$$

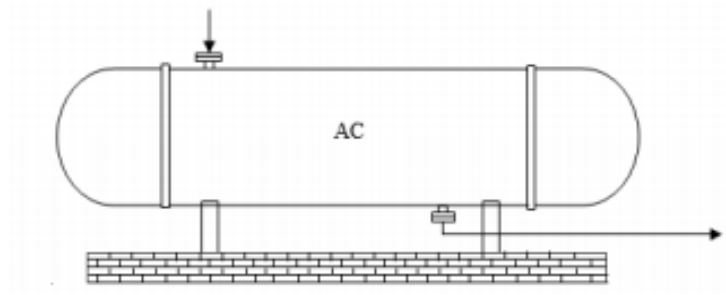
$$\text{Tinggi cairan} = 1,3848 \text{ m}$$

$$\text{Bahan Konstuksi} = \text{Carbon Steel SA-283 grade A}$$

Akumulator (ACCU-02)

Tugas : Menampung HITEC

Jenis : Tangki silinder horizontal



Gambar. Akumulator

Tekanan Operasi = 1,00 atm

Suhu Operasi = 480,9682 K

207,9682 °C

Volume Embun

Spesifikasi Umpan

T_{cair} = 480,9682 K = 207,9682 C

Tabel. Spesifikasi Umpan Masuk Accumulator

Komponen	BM	V=Kmol/jam	Kg/jam
HITEC	278	71,9424	20000

Menghitung Rapat Massa Fase cairan

$\rho_{\text{HITEC}} = 1933,0181 \text{ kg/m}^3$

Menghitung kecepatan volumetrik umpan

Kecepatan volumetrik umpan dihitung dengan persamaan berikut :

$$F_v = F_m / \rho$$

Dimana :

F_v = Kecepatan Volumetrik Umpan Akumulator (m³/jam)

F_m = Kecepatan Massa Umpan Akumulator (Kg/jam)

Maka,

$$F_v = 10,3465 \text{ m}^3/\text{Jam}$$

Menghitung Volume Cairan Disimpan

Diprediksi berdasarkan Wallas , S.M., Chemical Process Equipment selection and design, (1990) XIII waktu tinggal berkisar antara 5 sampai 10 menit.

Cairan dirancang akan disimpan didalam akumulator dengan waktu tinggal selama 5 menit ($\theta = 0,8333$ jam).

$$\begin{aligned} t \text{ penyimpanan} &= 10 \text{ menit} \\ &= 0,1666667 \text{ jam} \end{aligned}$$

Volume cairan disimpan (V) dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$V = F_v \times \theta$$

Maka :

$$V = 1,7244 \text{ m}^3$$

Dimensi Akumulator

Menghitung Volume Akumulator

Dirancang faktor keamanan 20 %

Maka volume tangki didapatkan :

volume Akumulator (V_t)

$$V_t = 2,0693029 \text{ m}^3 \quad \text{Dirancang} = 1,2$$

Menghitung Dimensi Akumulator

Rasio antara panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5.

$$\begin{aligned} L/D &= 3 \quad (\text{Dirancang}) && \text{Wallas hal 611} \\ &&& <250 \text{ psig } L/D = 3 \\ D &= \left(\frac{12V_t}{10\pi} \right)^{\frac{1}{3}} \end{aligned}$$

Dimana :

D = Diameter Akumulator

$$D = \left(\frac{12 \cdot 0,3528}{10 \cdot 3,14} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D = 0,9248 \text{ m} = 36,407554 \text{ in} \quad 1 \text{ in} = 0,0254 \text{ m}$$

Accumulator Utilitas (ACCU-02)

20	508	4,78	s = 5,54 6,35	9,53	12,70
22	559	4,78	s = 5,54 6,35	9,53	12,70
24	610	5,54	s = 6,35 6,35	9,53	14,27
26	660		7,92	12,7	
28	711		7,92	12,7	15,88
30	762	6,35	s = 7,92 7,92	12,70	15,88

D standar dipilih pada nearest standart pipe sizing

NPS	=	28	in		
OD	=	711	mm	=	0,711 m
SC Num	=	20			
Tebal pipa	=	12,7	mm	=	0,0127 m
ID	=	685,6	mm	=	0,6856 m
L	=	2056,8	mm	=	2,0568 m

Menghitung Panjang Akumulator

Karena dirancang rasio $L/D = 3$ maka:

$$\begin{aligned}
 L &= 3 D \\
 L &= 2,7743 \text{ m} && 1 \text{ ft} = 12 \text{ in} \\
 &= 109,223 \text{ in} \\
 &= 9,102 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menghitung Volume Terkoreksi

Volume terkoreksi adalah volume aktual dari akumulator yang dirancang.

Sehingga didapat V koreksi:

$$V_t = \frac{\pi}{4} D^2 L + \frac{\pi}{12} D^3$$

$$V_t \text{ koreksi} = 0,8433 \text{ m}^3$$

Mechanical Design

Menghitung Tebal Heat dan Bottom

Untuk penutup akumulator dipilih jenis Torispherical. Pemilihan jenis tutup dapat dibaca pada ASME Section VIII Div. I, dimana untuk perencanaan tebal silinder menggunakan Paragraf UG 32. Tebal penutup dihitung dengan persamaan:

$$th = \frac{0,885.P.IDs}{f.E-0,1.P} + C'$$

Dimana :

th = Tebal tutup/alas menara (m)

P = Tekanan dalam (psi)

IDs = Diameter dalam shell (m)

f = Allowable stress (psi)

E = Efisiensi sambungan

C' = Faktor Korosi (m)

Bahan yang dipilih : Carbon Steel SA-285 Grade A.

Ukuran :

a. Diameter dalam (IDs) = 0,6856 m

b. Tekanan dalam Shell 1 Pa = 0,000145 psi

P operasi = 1 atm

Tekanan perancangan

Dirancang : Shell mampu menahan tekanan sebesar 50% lebih tinggi dari tekanan operasi (Meggyessy, "Pressure vessel handbook" Butherfold, London (1999)).

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= (100\% + 20\%) \times 1,2 \text{ atm} \times (1013325 \text{ Pa}/1 \text{ atm}) \\ &= 1,2 \text{ atm} = 121590,0 \text{ pa} = 17,6306 \text{ psi} \end{aligned}$$

c. Nilai mazimum allowable stress (f) bahan-bahan:

Carbon Steel SA – 285 Grade A untuk T -20 s/d 650oF = 11250 psi (Tabel 13.1 Brownell & Young, 1959)

d. Jenis sambungan yang digunakan adalah double welded butt-joint Maka nilai maksimum efisiensi sambungan → E = 0,8 (Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959).

e. Faktor korosi untuk bahan non korosif → C' = 0,125 in
= 0,003175 m

Head and Bottom

$$th = \frac{0,885.P.IDs}{f.E-0,1.P} + C'$$

$$\begin{aligned}
 P &= 17,6306 \text{ psi} \\
 Ids &= 0,6856 \text{ m} \\
 f &= 11250 \text{ psi} \\
 E &= 0,8 \\
 C' &= 0,003175 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka: diperoleh tebal alas/tutup menara :

$$th = \frac{0,885 \cdot 17,6306 \text{ psi} \cdot 0,6856 \text{ m}}{11250 \text{ psi} \cdot 0,8 - 0,1 \cdot 17,6306 \text{ psi}} + 0,003175 \text{ m}$$

$$th = 0,003252 \text{ m}$$

Dipilih tebal alas/tutup standar (th = 0,1280 in
dipilih tebal standar = 0,1875 in
= 0,0048 m

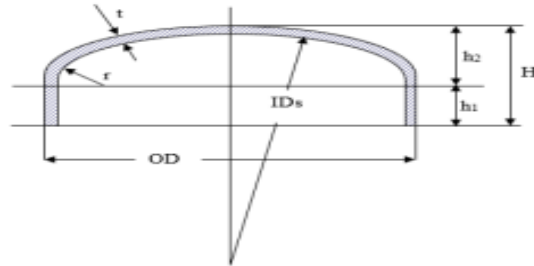
Table 5.4. Dimensions of Standard Flanged-only Heads for All Diameters

(Courtesy of Lukens Steel Company)

Gage (Thickness)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
<i>t</i>	<i>sf</i>	<i>icr</i>
$\frac{3}{16}$	$1\frac{1}{2}-2$	$\frac{9}{16}$
$\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}-2\frac{1}{2}$	$\frac{3}{4}$
$\frac{5}{16}$	$1\frac{1}{2}-3$	$1\frac{5}{16}$
$\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}-3$	$1\frac{1}{8}$
$\frac{7}{16}$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$1\frac{5}{16}$
$\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$
$\frac{5}{8}$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$1\frac{7}{8}$
$\frac{3}{4}$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$2\frac{1}{4}$
$\frac{7}{8}$	$1\frac{1}{2}-4$	$2\frac{5}{8}$
1	$1\frac{1}{2}-4$	3
$1\frac{1}{8}$	$1\frac{1}{2}-4\frac{1}{2}$	$3\frac{3}{8}$
$1\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}-4\frac{1}{2}$	$3\frac{3}{4}$
$1\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}-4\frac{1}{2}$	$4\frac{1}{8}$
$1\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}-4\frac{1}{2}$	$4\frac{1}{2}$
$1\frac{3}{4}$	$1\frac{1}{2}-4\frac{1}{2}$	$5\frac{1}{4}$
2	$1\frac{1}{2}-4\frac{1}{2}$	6

Gambar. Tabel standar untuk dimensi tutup dan alas

Tinggi Head and Bottom



Gambar. Penampang Teraspherical Heads

Dimana :

- h1 = Flange lurus (m)
- h2 = Tebal shell + Depth of dish (m)
- r = Jari-jari kelengkungan (m)
- t = Tebel Shell (m)
- H = Tinggi penutup (m)
- ID_s = Diameter dalam shell (m)
- OD = Diameter luar shell (m)

Menghitung Ods

$$Ods = 0,9343 \text{ m}$$

Tinggi Penutup dihitung dengan persamaan :

$$H = h1 + h2$$

$$h1 = 3.5 * t$$

$$= 3,5 \times 0,0048 \text{ m} = 0,0167 \text{ m}$$

$$h2 = 0.2 * Ids$$

$$= 0,2 \times 0,6856 \text{ m} = 0,1371 \text{ m}$$

$$H = h1 + h2$$

$$= 0,0167 \text{ m} + 0,1371 \text{ m} = 0,1538 \text{ m}$$

Jadi didapat tinggi tutup/alas sebesar 0,1538 meter.

Accumulator Utilitas (ACCU-02)

Ringkasan Akumulator (ACC-02)

Tugas : Menampung embunan yang berasal dari CD-01 selama 5 menit dengan laju 1027,4259 Kg/jam pada suhu 412,1580 K dan tekanan 1,0 atm.

Jenis : Tangki silinder horizontal

Bahan : Carbon Steel SA - 285 Grade A.

Kondisi Operasi :

Suhu = 480,9682 K
Tekanan = 1 atm

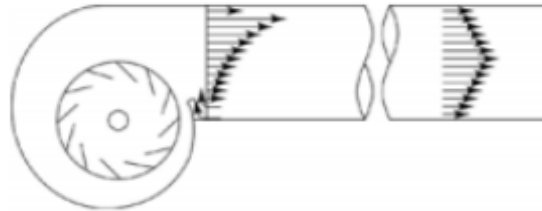
Spesifikasi :

Volume cairan = 1,7244191 m³
Volume Tangki = 0,8433 m³
Diameter Tangki = 0,6856 m
Panjang Tangki = 2,7743 m
Tebal shell = 0,0127 m
Tebal Head = 0,0047625 m
Jumlah = 1 unit

BLOWER (BL-01)

Tugas : Mengalirkan udara kedalam furnace

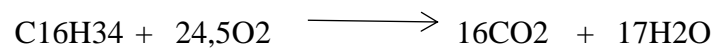
Jenis : Blower Sentrifugal



Menghitung kebutuhan bahan bakar

Sebagai bahan bakar digunakan solat, bahan yang terkandung dalam solar

Dianggap C₁₆H₃₄



Panas Pembakaran Standart C₁₆H₃₄

$$H_c = -9981100 \text{ kJ/mol}$$

(Yaws,1999)

$$E_f = 80\%$$

$$n_{fuel} = Q / (H_c \cdot E_f)$$

$$= 4510990 \text{ kJ/mol} / (9981100 \times 80\%)$$

$$= 0,5649 \text{ kmol/jam}$$

$$M_{fuel} = n \times \text{BM}$$

$$= 0,5649 \times 226 \text{ kg/kmol}$$

$$= 127,68 \text{ kg/jam}$$

Menghitung Kebutuhan Udara

$$\text{Mol O}_2 \text{ Stokiometri} = 24,5 \times 0,5649 = 13,8411 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Udara berlebih} = 25\%$$

$$\text{Mol O}_2 = 17,3013 \text{ kmol/jam}$$

O₂ berasal dari udara yang terdiri dai 79% N₂ dan 21% O₂

$$\text{Mol N}_2 = 79/21 \times 17,3013 \text{ kmol/jam}$$

$$= 65,086 \text{ kmol/jam}$$

Komponen	kmol/jam	Mr	kg/jam
N2	65,0860	28	1822,4069
O2	17,3013	32	553,6426
		Total	2376,0495

Menghitung Kecepatan Udara Volumetris

$$\begin{aligned} \text{Jumlah mol udara} &= 2376,0495 \text{ kg/jam} \times 2,2046 \text{ lb/kg} / \\ & \quad 28,8 \text{ lb/mol} \\ &= 181,88 \text{ lbmol/jam} \end{aligned}$$

Kecepatan udara volumetris

$$Q = \frac{nRT}{P}$$

Dengan :

$$P = 14,7 \text{ psi}$$

$$R = 10,73 \text{ ft}^3 \cdot \text{psi} / \text{lbmol} \cdot \text{R}$$

$$T = 546 \text{ R}$$

$$n = 181,88 \text{ lbmol/jam}$$

$$Q = \frac{181,88 \frac{\text{lbmol}}{\text{jam}} \times 10,73 \frac{\text{ft}^3}{\text{lbmol} \cdot \text{R}} \times 546 \text{ R}}{14,7 \text{ psi}}$$

$$Q = 1208,14 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

diambil angka keamanan lebih 20% dari laju alir normal :

$$Q = 1449,77 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$180,75 \text{ gpm}$$

Menghitung Power pada Blower

$$P = \frac{0,0643 \cdot T_a \cdot \gamma \cdot q_o}{520 (\gamma - 1) \eta} \left[\left(\frac{P_b}{P_a} \right)^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}} - 1 \right]$$

dengan :

$$P = \text{Power Blower}$$

$$T_a = \text{Suhu Operasi}$$

$$q_o = \text{Jumlah udara yang dipindahkan}$$

$$\eta = \text{effisiensi blower}$$

P_a tekanan masuk Blower

Blower bekerja secara adiabatik, maka menurut Mc. Cabe Smith, ed4 hal 189

Pressure drop pada blower dianggap 2 psi, maka :

$$P_b = 14,7 + 2$$

$$\gamma = c_p/c_v = 1,4$$

$$T_a = 546 \quad R$$

$$Q_o = 1449,77 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$\text{Eff} = 80\%$$

Sehingga didapat Power pada Blower

$$P = 428,22908 \times 0,0371$$

$$= 15,895$$

Menentukan motor standar

Effisiensi motor:

diperoleh dari fig. 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhause ed. IV (1991)

halaman 521

untuk daya gerak pompa = 15,8952 hp

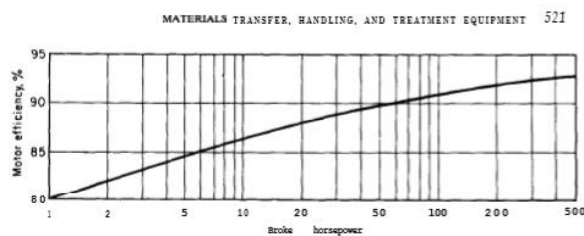


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Diperoleh effis 80%

Maka,

$$\text{Daya yang diperlukan} = \frac{\text{Daya gerak pompa}}{\text{eff motor}}$$

$$= \frac{15,90}{80\%} \text{ hp}$$

$$= 19,87 \text{ hp}$$

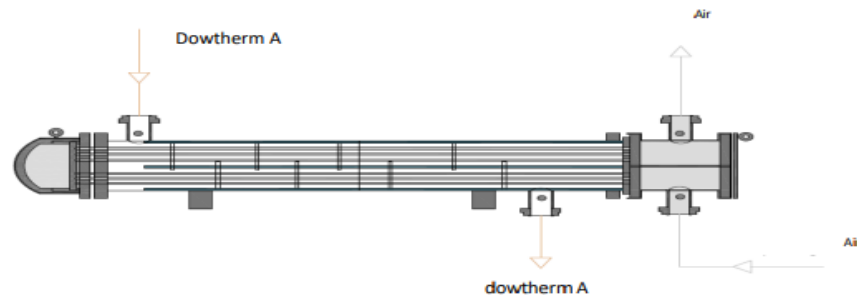
Motor standar: dipilih motor induksi

Daya standar = 20 hp

COOLER (CLU-01)

Tugas : Mendinginkan Dowtherm A yang digunakan sebagai pendingin dengan menggunakan Air

Jenis : Shell And Tube Heat Exchanger



Dari neraca massa fluida panas, diketahui :

Fluida Panas

T masuk = 343,00 K 70 C

T Keluar = 313 K 40 C

Komponen	Laju alir massa
Dowtherm A	69015,6224
Total	69015,6224

DATA KAPASITAS PANAS, VISKOSITAS, KONDUKTIVITAS THERMAL DAN DENSITAS DOWTHERM A

Persamaan :

$$Y = a + b T + c T^2 + d T^3 + e T^4 + f T^4$$

Y = hasil persamaan

a, b, c, d, e, f = konstanta

T = suhu operasi (K)

Cooler Utilitas (CLU-01)

properties	a	b	c	d	e	f
Cp	-2E+03	4E+01	-2E-01	4E-04	-4E-07	2E-10
densitas	1E+03	-3,332	1E-02	-3E-05	3E-08	-2E-11
viskositas	5,135	-8E-02	6E-04	-2E-06	6E-09	-1E-11
konduktivitas	2E-01	-2E-04	6E-12			

Langkah Perhitungan :

1. Beban panas
2. Media pemanas
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan panas
5. Alat penukar panas
6. Route fluida
7. Koefisien hi, hio, ho, Uc
8. Factor Pengotoran (Rd)
9. Pressure drop

1. Beban Panas

Dihitung degan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{pli} (T_2 - T_1)$$

m_i : Kecepatan massa masing-masing komponen (Kg/jam)

c_{pli} : kapasitas panas fase cair (Kj/Kmol)

Q_t : Bebas Panas Total (KJ/jam)

T_1 : suhu fluida panas masuk (K)

T_2 : suhu fluida panas keluar (K)

Panas yang dibawa umpan masuk :

$$\text{Suhu masuk } (T_1) = = 343 \text{ K } 70,00 \text{ C}$$

$$\text{Suhu keluar } (T_2) = = 313 \text{ K } 40 \text{ C}$$

$$\text{Suhu rata-rata } (T_{av}) = = 328 \text{ K } 55,00 \text{ C}$$

Komponen	kg/jam	Cp dT	m Cp dT
Dowtherm	69015,62	49,9978	3450626,8
Total			3450626,8

$$Q_t = 3450626,8 \text{ kg/jam}$$

2. Media Pendingin

Table 2. Water properties as a function of temperature

T K	Temperature,	Pr	c_p ,	σ	ρ	η	λ ,
	Celsius		kJ/kg.K				
273.15	0	12.99	4.217	75.5	0.999839	1.75	0.569
280	6.85	10.26	4.198	74.8	0.999908	1.422	0.582
285	11.85	8.81	4.189	74.3	0.999515	1.225	0.59
295	21.85	6.62	4.181	72.7	0.997804	0.959	0.606
305	31.85	5.02	4.178	70.9	0.995074	0.769	0.62
315	41.85	4.16	4.179	69.2	0.991495	0.631	0.634
325	51.85	3.42	4.182	67.4	0.98719	0.528	0.645
335	61.85	2.88	4.186	65.8	0.982234	0.453	0.656
345	71.85	2.45	4.191	64.1	0.976706	0.389	0.668
355	81.85	2.14	4.199	62.3	0.970638	0.343	0.671
365	91.85	1.91	4.209	60.5	0.96407	0.306	0.677
373.15	100	1.76	4.217	58.9	0.958365	0.279	0.68

[Horvath (1975); Perry (1985)]

Sebagai media pendingin dipakai air

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk, } t_1 = 303 \text{ K} \quad 30 \text{ C}$$

$$\text{Suhu keluar, } t_2 = 323 \text{ K} \quad 50 \text{ C}$$

$$T_{avg} = 313 \text{ K} \quad 40 \text{ C}$$

$$C_p = 4,179 \text{ kJ/kg.K}$$

$$K_{th} = 6,34, E-04 \text{ kJ/m.s.K}$$

$$\text{rapat massa} = 991,495 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{viskositas} = 6,31, E-04 \text{ kg/ms}$$

Massa air yang diperlukan :

$$m(\text{air}) = \frac{Q_t}{C_p (t_2 - t_1)}$$

$$w_a (\text{m air}) = 41285,32 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total } w_a (\text{m air}) = 52972,81 \text{ kg/jam}$$

3. Menentukan beda suhu rata2 (LMTD)

Fluida Panas		Fluida Dingin	
T1	343	t1	303
T2	313	t2	323

$$\Delta T_2 = 10$$

$$\Delta T_1 = 20$$

$$\text{LMTD} = 14,43 \text{ K}$$

4. Menentukan koefisien perpindahan panas

Co Water

Hc Organic Solvent

Dari tabel 12.1 (Towell and Sinnott, 1965) koefisien perpindahan panas berkisar antara nilai Ud berkisar antara 250-750 W/ m² °C

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² °C)
<i>Heat exchangers</i>		
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
<i>Coolers</i>		
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
<i>Heaters</i>		
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
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

dipilih Ud = 710,84 W/m²C

0,7108 kJ/m².s.K

5. Alat penukar panas yang diperlukan

a. Menentukan luas perpindahan panas :

$$A = \frac{Q_t}{U_d \cdot LMTD} = 93,47 \text{ m}^2 \quad 1006,1 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan kalor > 200 ft² , maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah shell and tube'

b. Ukuran tabung

Dipilih berdasarkan Tabel 10 Kern, D.Q

Dipilih 3/4 in Od 14 BWG hal 843

Diameter luar , Od = 0,75 in 0,0191 m

Diameter dalam, Id = 0,584 in 0,0148 m

Luas permukaan a" = 0,0598 m²/m

Dipilih panjang tabung, I= 16 ft 4,8766 m

c. Jumlah pipa yang diperlukan

nt = 320

d. Alat penukar kalor standart

Dipilih dari tabel 10 -10 A, Ludwig. E.E., vol III, halaman 49

Table 10-10C
Full Circle Tube Layouts Floating Head Exchanger 3/4 -in.
O.D. Tubes on 1-in. Triangular Pitch

Size (In.)	Number of Passes					Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
	1	2	4	6	8		
8	37	30	26	26	24	4.13	11
10	61	56	52	46	44	4.88	17
12	92	90	86	78	72	4.38	21
14	121	110	102	98	92	5.50	21
16	163	152	146	140	132	6.25	25
18	212	202	194	188	184	5.88	29
20	269	260	250	240	236	6.63	35
22	337	330	314	300	296	7.33	39
24	421	404	380	378	364	8.00	43
26	499	476	460	450	440	8.88	47
28	579	562	542	538	520	9.63	51
30	668	648	636	624	612	10.33	53
32	766	744	732	714	712	11.00	57
34	870	850	834	828	808	10.50	61
36	986	978	942	932	920	11.38	67
38	1108	1100	1060	1060	1036	12.13	71
40	1236	1228	1200	1190	1164	12.75	75
42	1367	1350	1322	1306	1288	13.25	77

Dipilih :

Diameter selongsong = 24 in 0,6096 m

Jumlah tube,nt = 380

Pass tube,np = 4,0

Susunan : 3/4 " pada 1 " Triangular pitch

Pitch = 1 in 0,0254 m

Diameter ekivalen :

De = 0,95 in 0,0241 m

Luas perpindahan kalor standar :

$A = n_t \times a \times L$

A = 110,90 m² 1193,8 ft²

e. Koefisien perpindahan kalor standar

$$U_d = \frac{Q_t}{A \Delta t}$$

Ud = 0,5991 kJ/m².s.K

6.Route Fluida

Tube side = cold fluid

Shell side = hot fluid

7. Menghitung koefisien hi, hio, ho, Uc

Tube side, cold fluid :

Luas Aliran (at') = 0,0002 m²

Luas perpipa (at) = 0,0164 m²

Kecepatan fluks massa (Gt)

Gt = 699 kg/m²s

Kecepatan linier (vlin)

vlin = 0,7045 m/s

Bilangan reynold ,Re = 16421

Koefisien perpindahan kalor dihitung dengan persamaan:

$$h_i = \frac{4.2 (1.35 + 0.02 \text{ tav}) v \text{lin}^{0.8}}{Id^{0.2}}$$

$$h_i = 56,07 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

$$h_o = 43,66 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

Shell Side, Hot Perhitungan cp dowtherm

Jarak baffle (B) Interpolasi

$$B = Ids/5 = 0,122 \text{ m}$$

Jumlah baffle

$$(N+1) = L/B = 40$$

$$\text{Clearance (C')} = 0,0064 \text{ m}$$

Luas flow area (as)

$$as = 0,0186 \text{ m}^2$$

Kecepatan massa umpan :

$$Gs = 1031,7708 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

$$T_{avg} = 328 \text{ K}$$

$$C_p = 1,6724 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{Rapat massa} = 1032,06 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas} = 2,26\text{E-}03 \text{ kg/ms}$$

$$\text{Thermal Conductivity} = 1,33\text{E-}04 \text{ kJ/msK}$$

$$\text{Bilangan Reynold, } Re_s = 10996,77$$

$$\text{Bilangan Prandtl, } Pr = 28,4471$$

$$h_o = 0,36 \times (k_{thav}/De) \times (Re)^{0,55} \times (Pr)^{(1/3)}$$

$$h_o = 1,0123 \text{ kJ/m}^2\text{s.K}$$

$$U_c = 0,9893 \text{ kJ/m}^2\text{s.K}$$

8 . Faktor Pengotor

$$\begin{aligned} R_d &= 0,6585 \text{ m}^2 \cdot \text{sK/Kj} \\ &0,0007 \text{ m}^2 \cdot \text{sK/J} \\ &0,0037 \text{ ft}^2 \cdot \text{h.F/BTU} \\ R_d \text{ min} &= 0,003 \text{ ft}^2 \cdot \text{h.F/BTU} \end{aligned}$$

Jadi $R_d > R_d \text{ min} \rightarrow$ bisa digunakan

9. Pressure drop

a. Shell

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$$

$$f = 0,0088$$

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_d s}{2 \rho_f D_e}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= 4586,0 \text{ pa} \\ &0,0453 \text{ atm} \\ &0,6651 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 10 \text{ Psi}$$

$\Delta P_{\text{shell allowable}} < \Delta P_s \text{ max}$, sehingga ΔP_{shell} perancangan diterima.

b. Pipa

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{Re^{0.32}}$$

$$f = 0,0070$$

$$\Delta P_t = \frac{4f G_p^2 L_{\text{pipa}}}{2 \rho_l I_d}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= 9057 \text{ pa} \\ &0,0894 \text{ atm} \\ &1,3135 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\Delta P_{\text{tmaks}} = 5 \text{ psi}$$

$\Delta P_t < \Delta P_{\text{tmaks}}$ (bisa digunakan)

Cooler Utilitas (CLU-01)

Ringkasan Cooler Utilitas

Tugas : Mendinginkan Dowtherm A yang digunakan sebagai pendingin dengan menggunakan Air

Jenis : Shell And Tube Heat Exchanger

Beban panas : 3450626,8 kg/jam

Luas Transfer Panas : 93,47 m²

Kecepatan Fluida Panas : 69015,62 kg/jam

Kecepatan Fluida dingin : 41285,32 kg/jam

Jumlah pipa : 320

Jumlah pass : 4

Bahan : Stainless steel

h_o : 1,0123 kJ/m²sK

h_{io} : 43,6568 kJ/m²sK

U_c : 0,9893 kJ/m²sK

U_d : 0,7108 kJ/m²sK

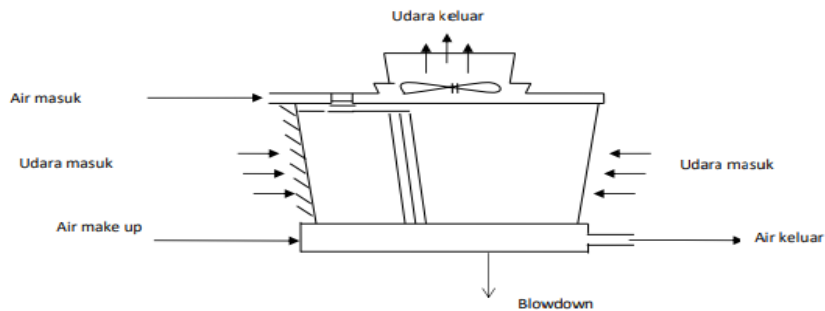
ΔP_s : 0,0453 atm

ΔP_t : 0,0894 atm

COOLING TOWER (CT-01)

Tugas : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan di alat-alat proses untuk disirkulasi kembali

Jenis : Induced draft fan



Data :

Suhu air masuk, $T_1 = 323 \text{ K} = 50 \text{ C}$

Suhu air keluar, $T_2 = 303 \text{ K} = 30 \text{ C}$

Tekanan, $P_t = 1 \text{ atm} = 1,013 \text{ bar}$

Kecepatan massa, $W_c = 52972,81 \text{ kg/jam}$

Kapasitas panas air, $C_{pa} = 4,1790 \text{ kJ/kg.K}$

ρ air pada suhu rata-rata = $991,495 \text{ kg/m}^3$

Kelembaban relative, $RH = 70\%$

Kapasitas panas udara = $1,008 \text{ kJ/kg.K}$

Kapasitas panas uap air = $1,884 \text{ kJ/kg.K}$

Enthalphy penguapan, $h_{vap} = 2302 \text{ kJ/kg}$

(Treybal, R, E., 1981, "Mass Transfer Operations", Ed III, Mc Graw Hill New York)

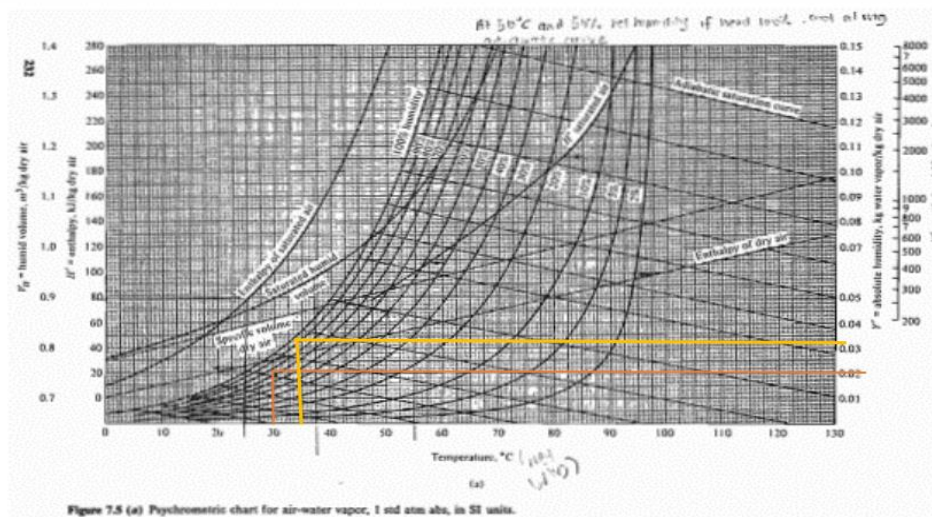
Langkah perhitungan :

1. Menentukan kadar uap air dalam udara
2. Menentukan kebutuhan udara
3. Ukuran Menara pendingin
4. Daya penggerak fan

1. Menentukan kadar uap air dalam udara

Diperoleh dari Figure 7.5 (a) psychrometric chart for air-water vapor

(R.E.Treyball., "Mass Transfer Operations", ed 3, McGraw-Hill, New york, 1981)



Suhu = 30 C

Kelembaban relatif = 70%

Didapat Y' = 0,02 kg water/ kg dry air

2. Menentukan kebutuhan udara

Diperoleh dengan cara membuat neraca massa dan neraca panas

Dirancang :

Suhu udara keluar maksimum = 35 C

Kelembaban Relatif = 100%

Rasio uap air/ massa udara = 0,032 kg/kgdry air

Neaca massa:

Kecepatan massa masuk - kecepatan massa keluar = akumulasi

Pada keadaan tunak akumulasi = 0

$$G(1+ Y1) + L1 - G(1+Y2) - L2 = 0$$

$$G(Y_1 - Y_2) + L_1 - L_2 = 0$$

$$G(Y_1 - Y_2) + L_1 = L_2$$

Neraca Panas :

$$Q_{G1} - Q_{L1} - Q_{G2} + Q_{L2} = 0$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O(g)} = 1,884 \text{ kJ/kg.K}$$

$$C_p \text{ udara} = 1,008 \text{ kJ/kg.K}$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O(l)} = 4,179 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\lambda = 2302 \text{ kJ/kg}$$

a. Panas yang dibawa udara masuk (Q_{G1})

$$T_{ref} = 25 \text{ C} \quad 298 \text{ K}$$

$$T_{G1} = 30 \text{ C} \quad 303 \text{ K}$$

$$T_{G2} = 35 \text{ C} \quad 308 \text{ K}$$

$$y_1 = 0,02 \text{ kg air/ kg udara}$$

$$\lambda = 2302 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} G.C_p \text{ udara. (T.G1 - Tref)} &= G \times 1,008 \times (303-298) \\ &= 5,04 \text{ G} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G.C_p \text{ H}_2\text{O(g)} . (T.G2-Tref) &= G \times 1,884 \times (308-298) \\ &= 18,84 \text{ G} \end{aligned}$$

$$G. \lambda. Y_1 = 46,04 \text{ G}$$

$$Q.G1 = 69,92 \text{ G kJ/jam}$$

b. Panas yang dibawa udara keluar ($Q.G2$)

$$T_{ref} = 25 \text{ C} \quad 298 \text{ K}$$

$$T_{G2} = 35 \text{ C} \quad 308 \text{ K}$$

$$y_2 = 0,032 \text{ kg air/kg udara}$$

$$\lambda = 2302 \text{ kJ/kg}$$

Cooling Tower

$$\begin{aligned}
 G \cdot (C_p \text{ udara} + C_p \text{ H}_2\text{O(g)}) \cdot (T_{G2} - T_{ref}) &= 28,92 \text{ G} \\
 G \cdot \lambda \cdot Y_2 &= 73,66 \text{ G} \\
 Q_{G2} &= 102,584 \text{ G kJ/jam}
 \end{aligned}$$

c. Panas yang dibawa oleh air masuk (Q L2)

$$\begin{aligned}
 T_{ref} &= 25 \text{ C} \quad 298 \text{ K} \\
 T_{L2} &= 50 \text{ C} \quad 323 \text{ K} \\
 L_2 &= 52972,8 \text{ kg/jam} \\
 Q_{L2} &= 5534334 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

d. Panas yang dibawa oleh air keluar (Q L1)

$$\begin{aligned}
 T_{ref} &= 25 \text{ C} \quad 298 \text{ K} \\
 T_{L1} &= 30 \text{ C} \quad 303 \text{ K} \\
 Q_{L1} &= 20,895 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

e. Neraca panas di cooling tower

$$(Q_2 - Q_1) G + Q_{out.L1} = Q_{in}$$

$$32,66 \text{ G} + 20,895 \text{ L1} = 5534334 \quad \dots\dots\dots(1)$$

$$G (y_2 - y_1) + L_1 = L_2$$

$$G \times (0.032 - 0.02) + L_1 = 52972,8$$

$$0,012 G + L_1 = 52972,8 \quad \dots\dots\dots(2)$$

Mencari G dan L1 dengan cara eliminasi dan substitusi persamaan (1) dan (2)

$$\begin{array}{r|l}
 32,664 \text{ G} + 20,895 \text{ L1} = 5534334 & 1 \\
 0,012 \text{ G} + \quad \quad \quad \text{L1} = 52972,8 & 20,895
 \end{array}$$

$$32,664 \text{ G} + 20,895 \text{ L1} = 5534334$$

$$\underline{0,25074 \text{ G} + 20,895 \text{ L1} = 1106866,9}$$

$$32,4133 \text{ G} = 4427467$$

$$G = 136594,33 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{maka di dapat } L1 &= 51333,678 \text{ kg/jam} \\ \text{Air yang menguap} &= L2-L1 \\ &= 1639,1319 \text{ kg/jam} \\ \text{Jumlah air yang di sirkulasi ,L2} &= 52972,81 \text{ kg/jam} \\ &= 39,26 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{CD-02} &= 11687,493 \text{ kg/jam} \\ &= 11,69 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Total air yang di sirkulasi} &= 50,95 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan Air Make up

a. Evaporated loss

$$\begin{aligned} W_e &= \text{massa air menguap} \\ &= 1639,13 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Drift loss

Untuk mechanical induce draft cooling tower diambil drift loss sebesar 0,02% dari air yang disirkulasi, maka :

$$W_d = 10,5946 \text{ kg/jam}$$

c. Kebutuhan air blowdown

Cycles of Concentration (COC) berkisar 3 sampai 5

Dipilih COC = 5

$$W_b = \frac{W_e - (\text{cycles}-1) \times W_d}{\text{Cycles}-1} \quad (\text{Perry's, pers 12-14c})$$

$$W_b = 399,1884 \text{ kg/jam}$$

d. Kebutuhan air make up

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

$$W_m = 2048,9149 \text{ kg/jam}$$

3. Ukuran Menara pendingin

a. Luas Penampang

Dihitung berdasarkan flux volume air (Perry, 8th edition halaman 12-19)

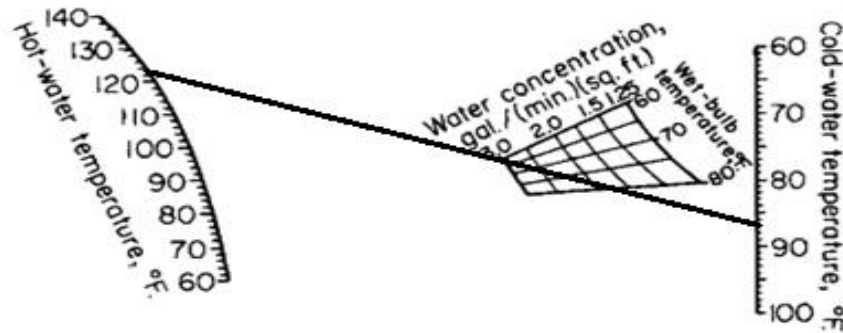


FIG. 12-8c Sizing chart for a counterflow induced-draft cooling tower. For induced-draft towers with (1) an upspray distributing system with 24 ft of fill or (2) a flume-type distributing system and 32 ft of fill. The chart will give approximations for towers of any height. (*Ecodyne Corp.*)

Flux massa didapat dari fig 12-18c , diketahui :

T air masuk = 50 C 122 F

T air keluar = 30 C 86 F

didapat flux = 3 gal/ft².menit

8,9448 m³/jam.m²

Wc = 52973 kg/jam

= 52,973 m³/jam

= 191,2376 gal/menit

Luas Penampang = Wc/flux

= 5,9222 m²

Diameter Cooling Tower = 2,7460 m

Dirancang tinggi standar cooling tower = 30 ft = 9.144 m (Perry, R.H halaman 12-16)

b. Bahan isian

Bahan isian dipakai plastic raching ring 2 in dengan Kxa (Karakteristik bahan isian) = 351 (kern, hal. 600)

Menghitung Number of Diffusion Unit (nd)

$$nd = \frac{KaV}{L} = \int_{T_2}^{T_1} \frac{C_L dT}{h' - h} \quad (12-14a)$$

Dimana :

H' = enthalpy udara jenuh pada suhu cair (tabel 17,2 kern)

H = enthalpy udara pada suhu air

$H_2 = H_1 + L/G . (T_2 - T_1)$

$L/G = 0,3878$

H_1 = enthalpy udara jenuh pada suhu wet bulb (86 F)

TABLE 17.2. ENTHALPIES AND HUMIDITIES OF AIR-WATER MIXTURES AT 14.7 PSIA

Temp, °F	Vapor pressure, psia	Humidity, lb H ₂ O/lb air	Enthalpy, Btu/lb air	v air, ft ³ /lb	v air + H ₂ O, ft ³ /lb
40	0.1217	0.005	15.15	12.59	12.70
45	0.1475	0.0063	17.8	12.72	12.85
50	0.1781	0.0076	20.5	12.84	13.00
55	0.2141	0.0098	23.8	12.97	13.16
60	0.2563	0.0110	26.7	13.10	13.33
65	0.3056	0.0130	30.4	13.23	13.51
70	0.3631	0.0160	34.5	13.35	13.69
75	0.4298	0.0189	39.1	13.48	13.88
80	0.5069	0.0222	44.1	13.60	14.09
85	0.5959	0.0262	50.0	13.73	14.31
90	0.6982	0.0310	56.7	13.86	14.55
95	0.8153	0.0365	64.2	13.99	14.81
100	0.9492	0.0430	72.7	14.11	15.08
105	1.1016	0.0508	82.5	14.24	15.39
110	1.2748	0.0590	93.8	14.36	15.73
115	1.4709	0.0691	106.7	14.49	16.10
120	1.6924	0.0810	121.5	14.62	16.52
125	1.9420	0.0948	138.8	14.75	16.99
130	2.2225	0.1108	158.5	14.88	17.53
135	2.5370	0.1300	181.9	15.00	18.13
140	2.8886	0.1520	208.6	15.13	18.84
145	3.2810	0.1810	243.8	15.26	19.64
150	3.7180	0.2160	286.0	15.39	20.60

$H_1 = 51$

$H_2 = 51 \text{ Btu/lb udara} + 0.39 (122 \text{ °F} - 86 \text{ °F}) = 64,96$

Persamaan diatas dapat diselesaikan secara pendekatan dengan

Log Mean Enthalpy Difference sebagai berikut :

$$\text{Log mean}(H' - H) = \frac{(H'_2 - H_2) - (H'_1 - H_1)}{\ln \left(\frac{H'_2 - H_2}{H'_1 - H_1} \right)}$$

Cooling Tower

Waktu tinggal = 10 menit
Volume air dalam bak = 53,43 m³/jam
Volume yang harus ditampung : 8,90 m³
Untuk Keamanan volume bak didesain lebih 20%
Volume bak = 10,69 m³

Dimensi bak :

$$P = L$$

$$T = 0,8 P$$

$$V \text{ basin} = P \times L \times T$$

$$10,69 = P \times P \times 0,8 P$$

$$P = 2,3727 \text{ m}$$

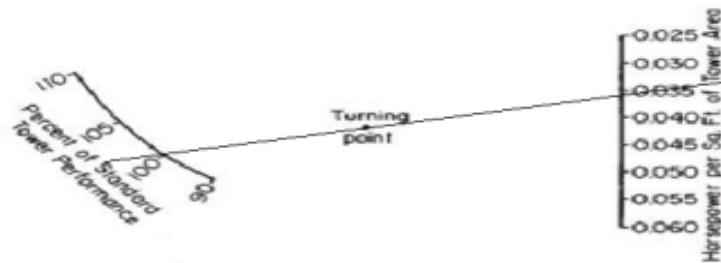
$$L = 2,3727 \text{ m}$$

$$T = 1,8981 \text{ m}$$

4. Daya penggerak fan

100% performance

Dari grafik didapat daya pompa :



(figure 12-8d, Perrys 8th edition)

$$W = 0,035 \text{ Hp/ft}^2$$

$$\text{Power} = 2,2311 \text{ Hp}$$

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

dipilih pompa standar = 5 Hp

PERANCANGAN PEMANAS TANGKI PRODUK (T-02)

Media pemanas yang digunakan adalah Dowtherm A

a. Mencari kebutuhan dowtherm A

$$\text{massa dowtherm A} = 69015,62 \text{ kg/jam}$$

media pemanas digunakan dowtherm A dengan suhu masuk :

$$T1 = 99,46 \text{ C} = 372,46 \text{ K}$$

$$T2 = 70 \text{ C} = 343,00 \text{ K}$$

sifat fisis dowtherm A pada rentang suhu tersebut adalah

Saturated Liquid Properties of DOWTHERM™ A Fluid (SI Units)

Temperature °C	Specific Heat kJ/kg K	Density kg/m ³	Thermal Conductivity W/mK	Viscosity mPa sec	Vapor Pressure (bar)
15	1.558	1063.5	0.1395	5.00	0.00
65	1.701	1023.7	0.1315	1.58	0.00
105	1.814	990.7	0.1251	0.91	0.01
155	1.954	947.8	0.1171	0.56	0.06
205	2.093	902.5	0.1091	0.38	0.28
255	2.231	854.0	0.1011	0.27	0.97
305	2.373	801.3	0.0931	0.20	2.60
355	2.527	742.3	0.0851	0.16	5.80
405	2.725	672.5	0.0771	0.12	11.32

dengan menggunakan interpolasi didapatkan nilai

$$Cp = 1,7567 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\rho = 1007,4220 \text{ kg/m}^3$$

$$Q \text{ dowtherm} = m Cp (T2-T1)$$

$$= 3572013,37 \text{ kJ/jam}$$

b. Menentukan beda suhu rerata (LMTD)

Fluida Panas		Fluida dingin	
T1	99,46	t1	80
T2	70	t2	80

$$\text{delta } T2 = 10$$

$$\text{delta } T1 = 19,46$$

$$LMTI = \frac{T2 - t1 - T1 - t2}{\ln \frac{T2 - t1}{T1 - t2}}$$

$$= 14,2097 \text{ C}$$

c. Menentukan koefisien perpindahan panas

Dari tabel 12.1 (Towell and Sinnott, 1965) koefisien perpindahan panas berkisar antara nilai U_d berkisar antara 50 - 100 kJ/jam ft² °C

Dipilih nilai $U_d = 90$ kJ/jam.ft².°C

$$A = \frac{Qt}{U_d \cdot LMTD}$$

$$= 2793,0976 \text{ ft}^2$$

$$= 259,485103 \text{ m}^2$$

d. Penentuan diameter optimum

Ukuran pipa yang diperlukan dihitung dengan persamaan

$$D_i \text{ opt} = 0,36 \times Q_f^{0,45} \times \rho_f^{0,13}$$

Dengan hubungan :

$D_i \text{ opt} =$ Diameter pipa optimum (inch)

$Q_f =$ Debit media pemanas (ft³/s)

$\rho_f =$ rapat massa pemanas (lb/ft³)

$$Q_f = \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{rapat massa}}$$

$$= 3545,70 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,9849 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$D_i \text{ opt} = 0,8858 \text{ inch}$$

e. Ukuran Pipa Coil

Dipilih berdasarkan tabel 11 kern D.Q

dipilih 1" NPS sch 40

$$\text{Diameter dalam pipa, } I_d = 1,049 \text{ in} = 0,0266 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar pipa, } O_d = 1,32 \text{ in} = 0,0335 \text{ m}$$

$$\text{Flow area} = 0,864 \text{ in}^2 = 0,00056 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas permukaan/m}^2 = \pi \times O_d$$

$$= 0,10533 \text{ m}^2/\text{m}$$

$$\text{Diameter Helix} = 0,85 \times \text{Diameter tangki}$$

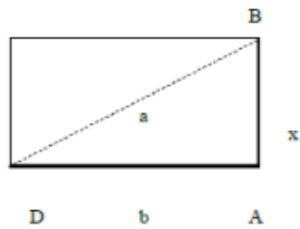
$$\begin{aligned}
 &= 0,85 \times 959,998 \text{ in} \\
 &= 815,9984 \text{ in} = 20,7264 \text{ m} \\
 \text{Jumlah antar lilitan (x)} &= 2 \times \text{OD} \quad (\text{Holland,halaman 154}) \\
 &= 2,64 \text{ in}
 \end{aligned}$$

f. Panjang Koil yang dibutuhkan

$$L_{\text{total}} = A/A_0$$

$$L_{\text{total}} = 2463,51 \text{ m} = 8082,77 \text{ ft}$$

g. Keliling koil



$$\begin{aligned}
 b &= 0,5 \text{ AD (diameter helix)} \\
 &= 10,3632 \text{ m} = 34,0017 \text{ ft} \\
 x &= \text{AB (jarak antar lilitan)} \\
 &= 2,64 \text{ in} \\
 &= 0,06706 \text{ m} = 0,2200 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$a = 0,5 \text{ BD}$$

$$\text{BD}^2 = \text{AD}^2 + \text{AB}^2$$

$$2a = \sqrt{(ab)^2 + x^2}$$

$$a = \sqrt{(b)^2 + \frac{1}{2}x^2}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Keliling koil} &= 2 \pi r \\
 &= 2 \pi \sqrt{(b)^2 + \frac{1}{2}x^2} \\
 &= 213,64 \text{ ft} \\
 &= 65,11 \text{ meter}
 \end{aligned}$$

h. Jumlah koil

$$\text{Jumlah koil} = \frac{\text{Panjang}}{\text{Keliling}}$$

$$= 38 \quad \text{Buah}$$

i. Menghitung tinggi cairan dalam tangki setelah ada koil

Diketahui :

$$V \text{ cairan} = 13570,7191 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{koil}} = \text{Jumlah koil} \times (1/4 \times \pi \times \text{OD}_{\text{koil}}^2 \times L)$$

$$= 82,2880 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{total}} = V_{\text{cairan}} + V_{\text{koil}}$$

$$= 13653,0072 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangk} = \frac{V_{\text{total}}}{\frac{1}{4} \times \text{phi} \times \text{ID}^2}$$

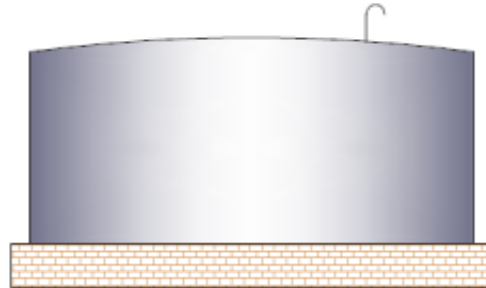
$$= 14,62 \quad \text{meter}$$

Tinggi cairan setelah ada koil lebih rendah dari tinggi tanki

TANGKI BAHAN BAKAR (TU – 01)

Tugas : Menyimpan Bahan Bakar selama 8 hari

Jenis : Tangki silinder tegak



Data :

Rapat massa = 766,750 kg/m³

Waktu tinggal = 8 hari

Bahan yang disimpan = Fuel Oil

Langkah perhitungan:

1. Volume bahan yang disimpan
2. Volume tangki yang diperlukan
3. Ukuran tangki standar

1. Volume Bahan

Suhu = 303 K = 30

Menghitung rapat massa fuel oil (solar)

Data :

A	B	n	Tc	rho m ³ /kg
0,24348	0,25442	0,3238	720,6	766,74966

Volume bahan = kecepatan volume x waktu tinggal

Kebutuhan bahan bakar = 127,6768 kg/jam

Kebutuhan selama 10 hari

$$V1 = \frac{127,67 \frac{kg}{jam}}{766,75 \frac{m^3}{kg}} \times 24 \frac{jam}{hari} \times 8 \text{ hari}$$

$$V1 = 31,971 \text{ m}^3$$

2. Volume Tangki

Dirancang : angka keamana 20%

$$V_t = 31,9712 \times 120\% \times \frac{\text{barrel}}{0,158m^3}$$

$$V_t = 242,8196 \text{ barrel}$$

3, Ukuran tangki

Dipilih berdasarkan Appendix E Brownell and Young

Kapasitas Standart= 335 barrel

Diameter tangki,D= 10 ft = 3,05 m

Tinggi Tangki,Ht = 24 ft = 7,31 m

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses
Recommended by API Standard 12 C
(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)									
		4 Number of Courses in Completed Tank									
		5 12	6 18	7 24	8 30	9 36	10 42	11 48	12 54	13 60	
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	1,133	13,600	20,390	27,190	33,990	40,790	47,590	54,380	61,180	67,980	
100	1,399	16,790	25,180	33,570	41,970	50,360	58,750	67,140	75,540	83,930	
120	2,014	...	36,260	48,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,800	120,900	
140	2,742	...	49,350	65,800	82,250	98,700	115,100	131,600	148,000	164,500	
160	3,581	107,400	128,900	150,400	171,900	193,400	214,900	
180	4,532	136,000	163,200	190,400	217,500	244,800	271,300	
200	5,595	167,900	201,400	235,000	268,600	294,500	D = 174	
220	6,770	203,100	243,700	284,400	322,300	D = 194	D = 219	

The approximate capacities shown are based on the formula:
Capacity (42-gal bbl) = 0.14D²H, where D = listed tank diameter and H = listed tank height.
Capacities and diameters below the heavy lines (cols. 9-11) are maximum for the tank heights shown, on the basis of the 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

Tebal dinding :

Diperoleh dari Brownell and Young Appendix E, item ke 2

Typical Tank Sizes and Capacities 347

Item 2. Shell Plate Thicknesses for Typical Sizes of Tanks with 72-in. Butt-welded Courses
Recommended by API Standard 12 C
(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diam (ft)	2 Tank Height (ft)										12 Maximum Allowable Height for Diameters Listed (ft)
	6	12	18	24	30	36	42	48	54	60	
	3 Number of Courses in Completed Tank										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
	4 Shell Plate Thickness (In.)										
10	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16
15	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16
20	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16
25	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.20	0.22	...
30	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.21	0.24	0.26	...
35	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.21	0.24	0.27	0.30	...
40	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.21	0.24	0.28	0.31	0.35	...
45	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.23	0.27	0.31	0.35	0.39	...
50	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	0.26	0.30	0.35	0.39	0.43	...
60	3/4	3/4	3/4	3/4	0.26	0.31	0.36	0.41	0.47	0.52	...
70	3/4	3/4	3/4	0.25	0.30	0.36	0.42	0.48	0.54	0.61	...
80	3/4	3/4	3/4	0.27	0.34	0.41	0.48	0.55	0.62	0.69	...
90	3/4	3/4	3/4	0.31	0.38	0.46	0.54	0.62	0.70	0.78	...
100	3/4	3/4	0.25	0.34	0.43	0.51	0.60	0.69	0.78	0.86	...
120	3/4	3/4	0.30	0.41	0.51	0.62	0.72	0.83	0.93	1.03	...
140	3/4	3/4	0.35	0.47	0.60	0.72	0.84	0.96	1.08	1.21	...
160	3/4	0.26	0.40	0.54	0.68	0.82	0.96	1.10	1.24	1.38	65.3
180	3/4	0.29	0.45	0.61	0.76	0.92	1.08	1.24	1.39	...	58.2
200	3/4	0.32	0.50	0.67	0.85	1.02	1.20	1.37	52.5
220	3/4	0.36	0.55	0.74	0.93	1.13	1.32	47.8

Plate thicknesses shown in item 2 in fractions are thicker than those required for hydrostatic loading but for practical reasons have been fixed at the values given; therefore, plates for these courses may be ordered on a weight basis. Plate thicknesses shown in item 2 in decimals are based on maximum allowable stresses, and therefore plates for these courses must be ordered on a thickness basis.

In deriving the plate-thickness values shown, it was assumed, on the basis of average mill practice, that the edge thickness of plates 72-in. wide and ordered on the weight basis would under-run the nominal thickness by 0.03 in. The actual thickness may under-run a calculated or specified thickness by 0.01 in.; consequently, fractional thickness values are shown only when the fractional value exceeds the calculated thickness of the course in question by more than 0.02 in.

The maximum allowable height for diameters listed in feet is based on the 1 1/2-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

Jarak dihitung dari atas

Lembar ke	ft	Tebal (in)
1	0 - 6	0,1875
2	6 -12	1,1875
3	12- 18	2,1875
4	18 -24	3,1875

Tebal Roof

Tebal Roof sama dengan tebal shell susunan ke-1 = 0,1875 in
= 0,0048 m

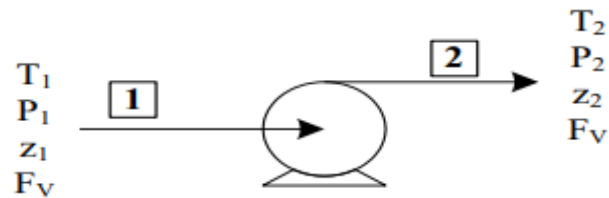
Material

Carbon steel SA – 283 Grade C

POMPA UTILITAS (PU-01)

Tugas : Memompa Dowterm A mengelilingi area proses

Jenis alat : pompa sentrifugal



Data :

Suhu = 40 °C = 313 K

Bahan yang di pompa :

Komponen	BM	Masuk (kg/jam)	rho (kg/m ³)
Dowtherm	170,21	69015,6224	1043,6

Bidang datum berada di permukaan tanah

Titik 1 : Pipa keluaran pompa

Tekanan, P₁= 1,0133 bar Elevasi = 1 m

Titik 2 : Pipa masuk pompa kembali

Tekanan, P₂= 1,0133 bar Elevasi = 3 m

Langkah perhitungan :

1. Menghitung kapasitas pompa
2. Menghitung ukuran pipa
3. Menghitung head pompa
4. Menghitung kecepatan spesifik
5. Menghitung daya penggerak poros
6. Menentukan motor standar

1. Menghitung kapasitas pompa

Kapasitas pompa, $Q_l = 0,0184 \text{ m}^3/\text{s}$

2. Menghitung ukuran pipa

Ukuran pipa optimum, dihitung dengan persamaan :

$$D_{opt} = 0,363 \times Q_l^{0,45} \times \rho_l^{0,13}$$

(Peters, M.,K.D., Timmerhaus dan R.E., West, 2003, halaman 501)

Dengan hubungan :

D_{opt} : diameter pipa optimum (m)

Q_l : kecepatan volume fluida (m^3/s)

ρ_l : rapat massa fluida (kg/m^3)

Rapat fluida yang dipompa :

$$\rho_l = \sum x_{massi} \times \rho_l$$

Pada suhu = 303 K

Rapat massa fluida, $\rho_l = 1044 \text{ kg}/\text{m}^3$

$$D_{opt} = 0,1483 \text{ m}$$

$$= 5,8389158 \text{ in}$$

Pipa standar

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

Dipilih 6 in NPS, 40 ST, 40 S

$$\text{Diameter luar, } O_d = 6,63 \text{ in} = 0,1683 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam, } I_d = 6,065 \text{ in} = 0,1541 \text{ m}$$

$$\text{Luas aliran } a_p = 28,9000 \text{ in}^2 = 0,0186 \text{ m}^2$$

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
7/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4

Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Maka diperoleh kekasaran pipa (ϵ) = 0,0002 ft
 = 4,572E-05 m

Kekasaran relatif = $\frac{\epsilon}{ID}$

Maka diperoleh kekasaran rela = 0,0003 m

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V_{lin} = \frac{Q_L}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

$$= \frac{0,0184 \text{ m}^3/\text{s}}{0,01865 \text{ m}^2}$$

$$= 0,9852 \text{ m/s}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho_f \cdot ID \cdot V_{lin}}{\mu}$$

$$Re = \frac{1044 \text{ Kg/m} \times 0,1541 \text{ m} \times 0,9852 \text{ m/s}}{0,002264 \text{ Kg/m.s}}$$

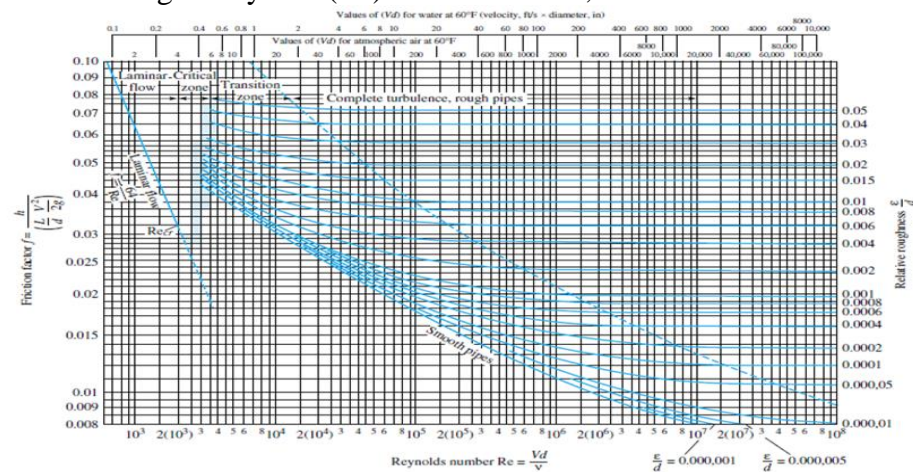
$$Re = 69962,749$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370)

Dimana: Kekerasan relatif (ϵ/ID) = 0,0003

Bilangan Reynold (Re) = 69962,75

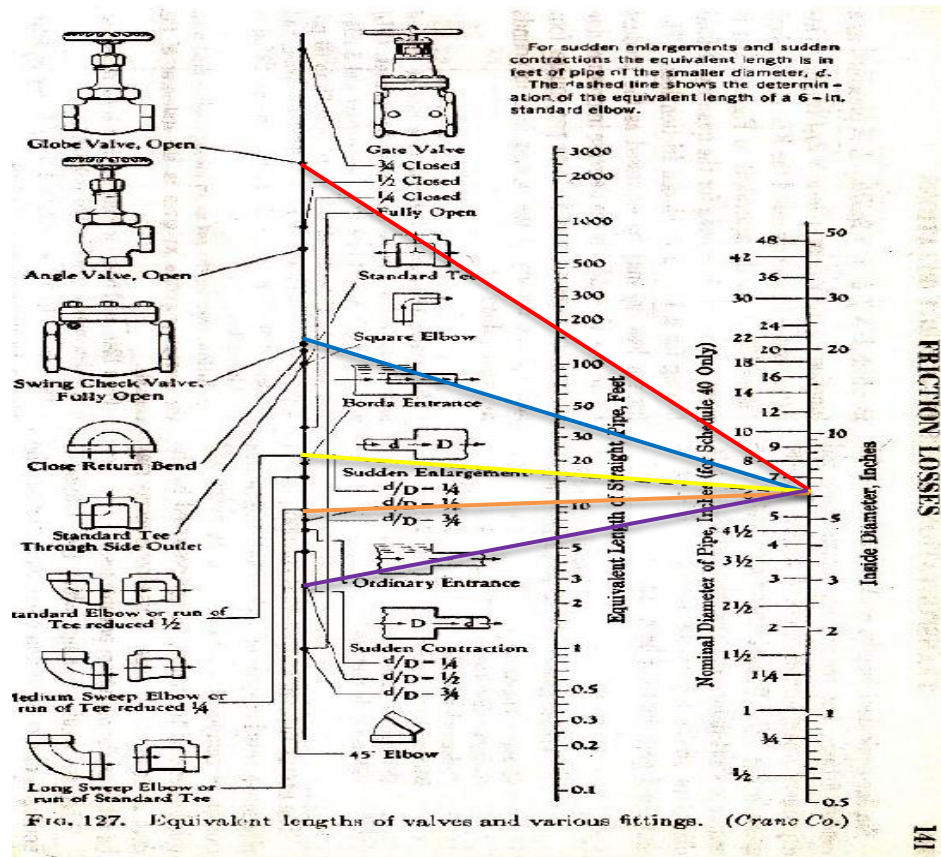


Diperoleh nilai friction factor sebesar

$$f = 0,023$$

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekivalen	LE (ft)	jumlah	ΣLe	
			ft	m
Kontraksi	6	1	6	1,83
Elbow	9	9	81	24,7
Valve	145	1	145	44,2
Check Valve	33	1	33	10,1
Ekspansi	14	1	14	4,27
HE	18	5	90	27,4
T Joint	18	5	90	27,4
Total	243		459	140
Pipa Lurus	106	LE + Σle		246



$$\gamma = \rho_L \times g$$

$$\begin{aligned} \gamma &= 1044 \times 9,8 \\ &= 10227 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernouilly :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

h_f = *Head* karena friksi (m)

Z_1 = Elevasi titik 1 (m)

Z_2 = Elevasi titik 2 (m)

H_{man} = *Head* pompa (m)

P_1 = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V_2 = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{1,01 - 1,01}{10227} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \frac{0,9852^2 - 0^2}{2 \times 9,8} \\ &= 0,0495 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 3 - 1 \text{ m} \\ &= 2 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$h_f = \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V \cdot \ln^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$H_f = \frac{0,023 \times (245,60) \times 0,985^2}{2 \times 9,8 \times 0,1541}$$

$$= 1,82 \text{ m}$$

Total Head Pompa

$$H_{man} = H_p + H_v + H_s + H_f$$

$$= 0 + 0,0495 + 2 + 1,8161$$

$$= 3,8656 \text{ m}$$

$$= 12,6824 \text{ ft}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q_L}}{(h_{man})^{0,75}}$$

(Sularso, Pompa dan Kompresor (2000), halaman 5)

n_s : Kecepatan spesifik (antara 0,1 rad sampai 1 rad)

n : kecepatan putar (rad/s)

Q_l : kapasitas pompa (m³/s)

h_{man} : head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2 Ludwig, E.E., ed. III, vol. 3, halaman 624.

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50	60	Induction	Synchronous
	Rpm			
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} any } practical } hp same as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Activate Wind
Go to Settings to a

Kecepatan putar dipil = 750 rpm
 Faktor slip = 5% (asumsi)
 $n = 750 \text{ rotasi/menit} \times 0,95$
 $= 713 \text{ rpm}$
 $= 74,6 \text{ rad/s}$

Maka,

$$ns = \frac{74,6 \times (0,0184)^{0,5}}{3,8656^{0,75}}$$

$$= 0,3741 \text{ rad}$$

Nilai ns berada diantara $0,1 < Ns < 1$ maka tidak perlu ditambah rotasi atau stage pa pompa Stage pada pompa dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada di dalam por

6. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$W = \frac{Q_L \cdot \gamma \cdot h_{man}}{efp}$$

Dimana:

- efp = Effisiensi pompa
- hman = Head pompa (m)
- QL = Kapasitas pompa (m³/s)
- W = Daya penggerak poros (watt)
- γ = Rapat berat (N/m³)

Effisiensi pompa:

Diperoleh dari Fig. 10.63 Towler, dan Sinot (2008), halaman 625.

Untuk kapasitas Q 66,1323 m³/jam

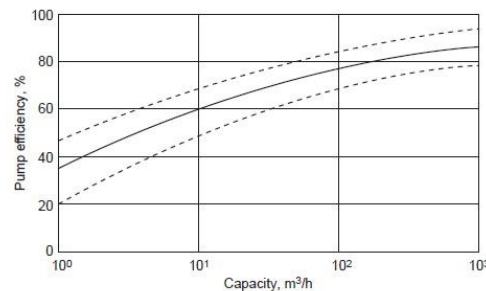


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh efisien: 70%

Sehingga didapatkan daya gerak pompa sebesar :

$$-W = \frac{0,01837 \times 10227 \times 3,866}{70\%}$$

$$-W = 1037,5 \text{ watt}$$

$$-W = 1,3913 \text{ hp}$$

Tanda *minus* menandakan aliran membutuhkan kerja dari luar

Motor standar: dipilih motor induksi

7. Menentukan motor standar

Effisiensi motor:

diperoleh dari fig. 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhause ed. IV (1991) halaman 521

untuk daya gerak pompa sebesar = 1,3913 hp

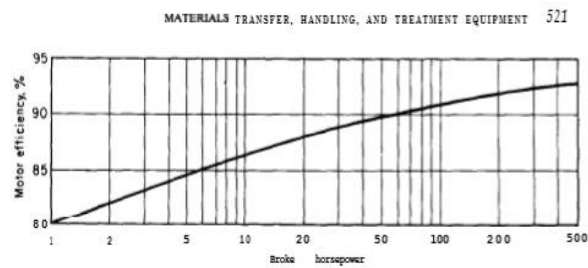


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Diperoleh effisi 82%

Maka,

Daya yang diperlukan $\frac{\text{Daya gerak pompa}}{\text{eff motor}}$

$$= \frac{1,39}{82\%} \text{ hp}$$

$$= 1,69672 \text{ hp}$$

Motor standar: dipilih motor induksi

Daya standar = 2 hp

8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (h_f)

Panjang pipa lurus, L = 3,0 m

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	sigma Le (m)
<i>Kontraksi</i>	6	1	6,0000	1,8288
<i>Elbow</i>	9	9	81,0000	24,6888
<i>Valve</i>	145	1	145,0000	44,1960
<i>Checkvalve</i>	33	1	33,0000	10,0584
<i>Ekspansi</i>	14	1	14,0000	4,2672
Total			279,0000	85,0392

panjang ekuivalen, L_e = 85,0392 m

Maka Head karena friksi pada daerah hisap:

$$h_f = \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V \cdot \text{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$h_{f1} = \frac{0,023 \times (3,00 + 85,0392) \times 0,985^2}{2 \times 9,8 \times 0,1541}$$

$$h_{f1} = 0,6510 \text{ m}$$

Tekanan Uap Fluida

pada suhu 313 K

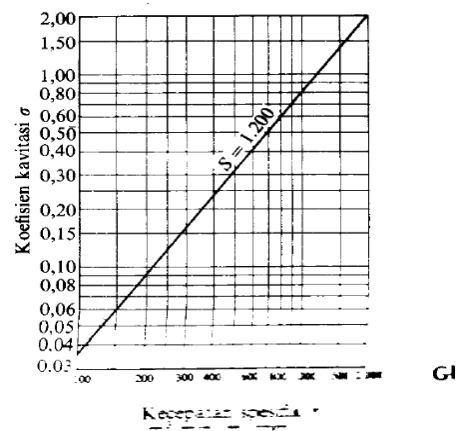
P uap campuran = 0,0467 bar

Maka, NPSH yang tersedia

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} + z_1 + h_{f1}$$

$$NPSH = \frac{1,0 - 0,04669}{10227,28} + 1 + 0,6510 = 1,6511$$

NPSH yang diperlukan



Gb. 2.20 Hubungan antara koefisien kavitasi dan kecepatan spesifik.

Dari gambar 2.20, Sularso diperoleh $\sigma = 0,04$

NPSH yang diperlukan = $\sigma \times$ NPSH yang tersedia

$$= 0,04 \times 1,6511$$

$$= 0,0578 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang tidak terjadi kavitasi

Ringkasan Perhitungan:

POMPA (PU-01)

Tugas : Memompa Dowterm A mengelilingi area proses

Jenis alat : pompa sentrifugal

Data fluida :

Suhu, T = 313 K

P1 = 1,01325 atm

P2 = 1,01325 atm

Pemilihan pipa :

NPS = 6 in = 0,1524 m

OD = 6,625 in = 0,1683 m

ID = 6,065 in = 0,1541 m

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 0,0184 m³/detik

Head pompa = 3,8656 m

Kecepatan putar = 750 rpm

Motor standar = 2,00 hp

NPSH

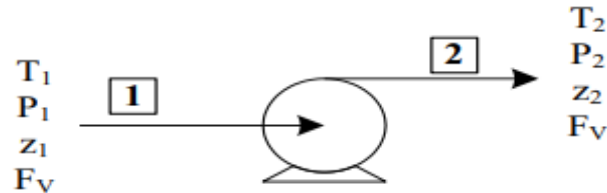
NPSH yang tersedia = 1,6511 m

NPSH yang diperlukan = 0,0578 m

POMPA UTILITAS (PU-02)

Tugas : Memompa Siklus HITEC

Jenis alat : pompa sentrifugal



Data :

Suhu = 140 °C = 412,88 K

Bahan yang di pompa :

Komponen	BM	Masuk (kg/jam)	rho (kg/m3)
HITEC	278	20000	1984,0676

Bidang datum berada di permukaan tanah

Titik 1 : Pipa keluaran pompa

Tekanan, P1= 1,0133 bar Elevasi = 1 m

Titik 2 : Pipa masuk pompa kembali

Tekanan, P2= 1,0133 bar Elevasi = 1 m

Langkah perhitungan :

1. Menghitung kapasitas pompa
2. Menghitung ukuran pipa
3. Mengitung head pompa
4. Menghitung kecepatan spesifik
5. Menghitung daya penggerak poros
6. Menentukan motor standar

1. Menghitung kapasitas pompa

Kapasitas pompa, Ql = 0,0028 m3/s

2. Menghitung ukuran pipa

Ukuran pipa optimum, dihitung dengan persamaan :

$$D_{i,opt} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13}$$

(Peters, M.,K.D., Timmerhaus dan R.E., West, 2003, halaman 501)

Dengan hubungan :

Di_{opt} : diameter pipa optimum (m)

Ql : kecepatan volume fluida (m³ /s)

ρl : rapat massa fluida (kg/m³)

Rapat fluida yang dipompa :

$$\rho l = \Sigma x_{massi} \times \rho l$$

Pada suhu = 412,8751 K

Rapat massa fluida, ρl = 1984 kg/m³

$$Di_{opt} = 0,0692 \text{ m}$$

$$= 2,7226 \text{ in}$$

Pipa standar

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

Dipilih 1,25 in NPS, 40 ST, 40 S

Diameter luar, Od = 1,66 in = 0,0422 m

Diameter dalam, Id = 1,38 in = 0,0351 m

Luas aliran ap = 1,5000 in² = 0,001 m²

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
7/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.43
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03

Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
Iron	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Maka diperoleh kekasaran pipa (ϵ) = 0,00015 ft
 = 4,572E-05 m

$$\text{Kekasaran relatif} = \frac{\epsilon}{ID}$$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 0,0013 m

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V_{lin} = \frac{Q_L}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

$$= \frac{0,00280 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0010 \text{ m}^2}$$

$$= 2,8934 \text{ m/s}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho_f \cdot ID \cdot V_{lin}}{\mu}$$

$$Re = \frac{1984 \text{ Kg/m} \times 0,0351 \text{ m} \times 2,8934 \text{ m/s}}{0,0192 \text{ Kg/m.s}}$$

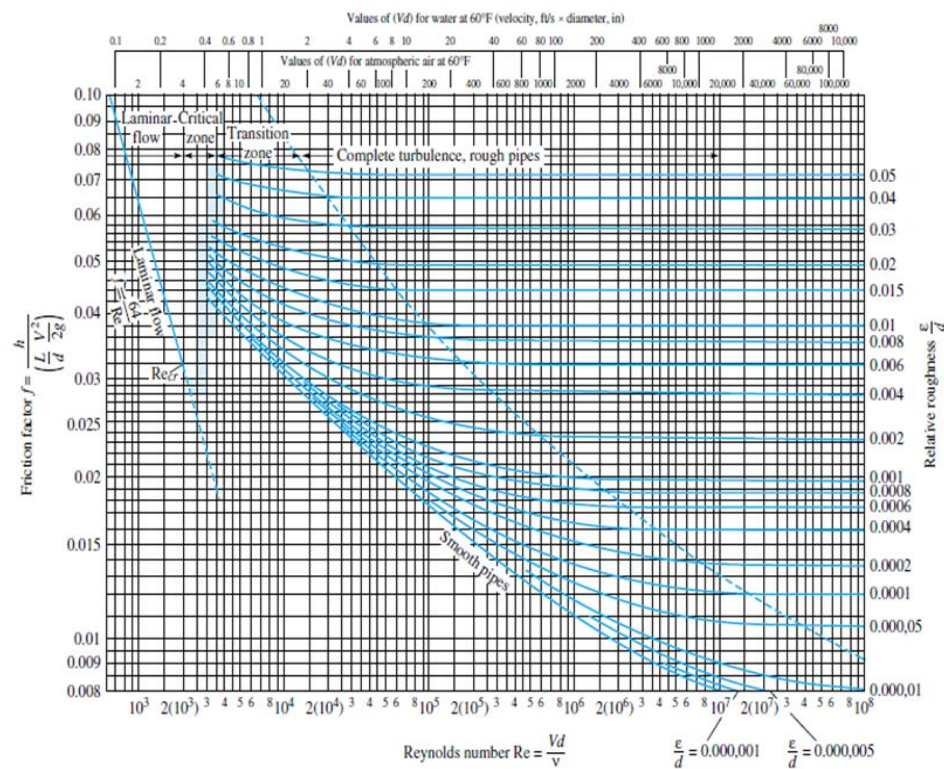
$$Re = 10461,623$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370)

Dimana: Kekerasan relatif (ϵ/ID) = 0,0013

Bilangan Reynold (Re) = 10461,62

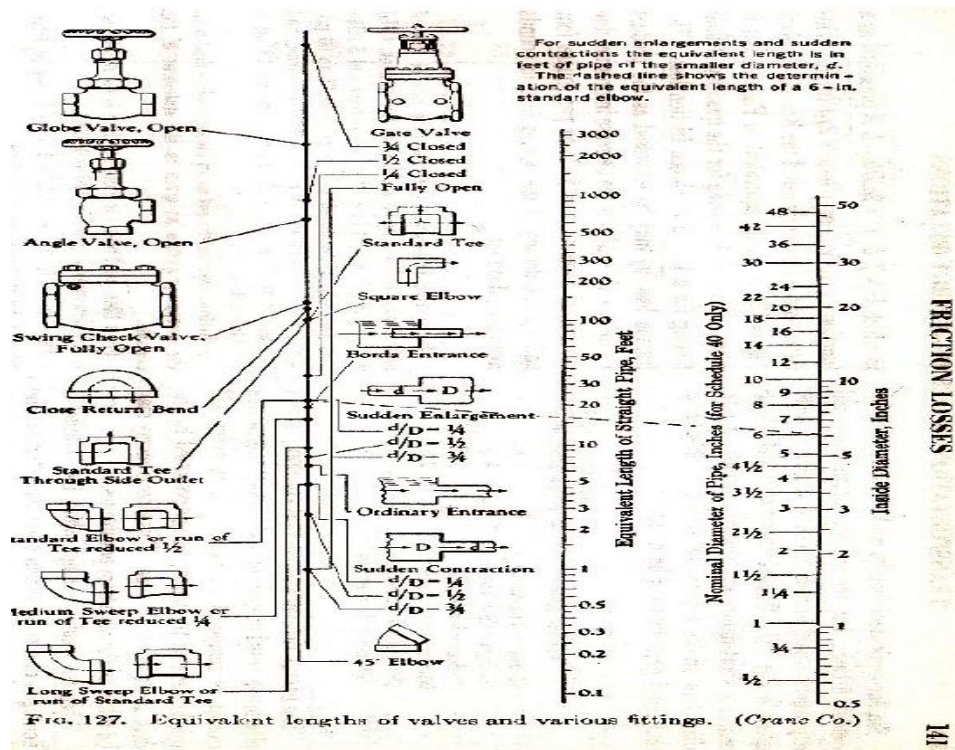


Diperoleh nilai friction factor sebesar

$$f = 0,050$$

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
Sudden contraction	2	3	6	1,83
Standart elbow	4,5	11	49,5	15,1
globe valve	45	1	45	13,7
Check Valve	11	1	11	3,35
HE	18	3	54	16,5
Sudden enlergement	4,5	3	13,5	4,11
Total	85		179	54,6
Pipa Lurus	32,8	LE + Σle		87



Rapat Berat (Weight Density)

$$\gamma = \rho L \times g$$

$$\begin{aligned} \gamma &= 1984 \times 9,8 \\ &= 19444 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernouilly :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s²)

h_f = Head karena friksi (m)

Z₁ = Elevasi titik 1 (m)

Z₂ = Elevasi titik 2 (m)

H_{man} = Head pompa (m)

P₁ = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P₂ = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V₁ = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V₂ = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{1,01 - 1,01}{19444} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \frac{2,8934^2 - 0^2}{2 \times 9,8} \\ &= 0,4271 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 1 - 1 \text{ m} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$h_f = \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$H_f = \frac{0,050 \times (87,31) \times 2,893^2}{2 \times 9,8 \times 0,0351}$$

$$= 53,20 \text{ m}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 0 + 0,4271 + 0 + 53,1966 \\ &= 53,6238 \text{ m} \\ &= 175,9310 \text{ ft} \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q_L}}{(h_{man})^{0,75}}$$

(Sularso, Pompa dan Kompresor (2000), halaman 5)

- ns : Kecepatan spesifik (antara 0,1 rad sampai 1 rad)
- n : kecepatan putar (rad/s)
- Ql : kapasitas pompa (m³/s)
- hman : head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2 Ludwig, E.E., ed. III, vol. 3, halaman 624.

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50 Rpm	60 Rpm	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} any same as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Activate Wind
Go to Settings to a

Kecepatan putar dipilih = 750 rpm
 Faktor slip = 5% (asumsi)
 $n = 750 \text{ rotasi/menit} \times 0,95$
 $= 713 \text{ rpm}$
 $= 74,6 \text{ rad/s}$

Maka,

$$ns = \frac{74,6 \times (0,0028)^{0,5}}{53,6238^{0,75}}$$

$$= 0,1991 \text{ rad}$$

Nilai ns berada diantara $0,1 < Ns < 1$ maka tidak perlu ditambah rotasi atau stage pa pompa Stage pada pompa dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada di dalam por

6. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$W = \frac{Q_L \cdot \gamma \cdot h_{man}}{efp}$$

Dimana:

- efp = Effisiensi pompa
- hman = Head pompa (m)
- QL = Kapasitas pompa (m³/s)
- W = Daya penggerak poros (watt)
- γ = Rapat berat (N/m³)

Effisiensi pompa:

Diperoleh dari Fig. 10.63 Towler, dan Sinot (2008), halaman 625.

Untuk kapasitas Q 10,0803 m³/jam

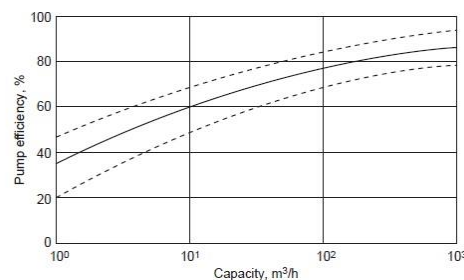


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh efisien: 40%

Sehingga didapatkan daya gerak pompa sebesar :

$$-W = \frac{0,00280 \times 19444 \times 53,624}{40\%}$$

$$-W = 7298,8 \quad \text{watt}$$

$$-W = 9,7878 \quad \text{hp}$$

Tanda *minus* menandakan aliran membutuhkan kerja dari luar

Motor standar: dipilih motor induksi

7. Menentukan motor standar

Effisiensi motor:

diperoleh dari fig. 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhause ed. IV (1991) halaman 521

untuk daya gerak pompa 9,7878 hp

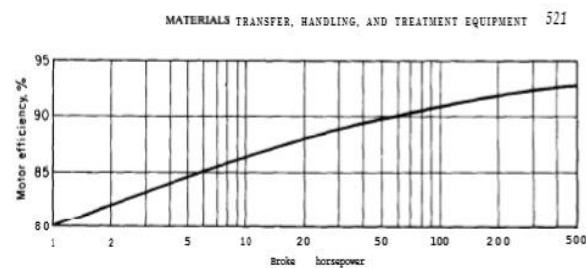


FIGURE 14.38 Efficiencies of three-phase motors.

Diperoleh effisi 80%

Maka,

Daya yang diperlukar $\frac{\text{Daya gerak pompa}}{\text{eff motor}}$

$$= \frac{9,79}{80\%} \quad \text{hp}$$

$$= 12,2348 \quad \text{hp}$$

Motor standar: dipilih motor induksi

Daya standar = 15 hp

8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (hfi)

Panjang pipa lurus, L = 5,0 m

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	sigma Le (m)
<i>sudden contaction</i>	2	1	2,0000	0,6096
<i>standard elbow</i>	4,5	4	18,0000	5,4864
<i>globe valve</i>	45	1	45,0000	13,7160
<i>Checkvalve</i>	11	1	11,0000	3,3528
<i>sudden contaction</i>	4,5	1	4,5000	1,3716
Total			80,5000	24,5364

panjang ekuivalen, L_e = 24,5364 m

Maka, Head karena friksi pada daerah hisap:

$$h_{fi} = \frac{f \cdot (L + Le) \cdot V \cdot \text{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$h_{fi} = \frac{0,050 \times (5,00 + 24,5364) \times 2,893^2}{2 \times 9,8 \times 0,0351}$$

$$h_{fi} = 17,9962 \text{ m}$$

Tekanan Uap Fluida

pada suhu 412,8751 K

P uap campuran = 2,7716 bar

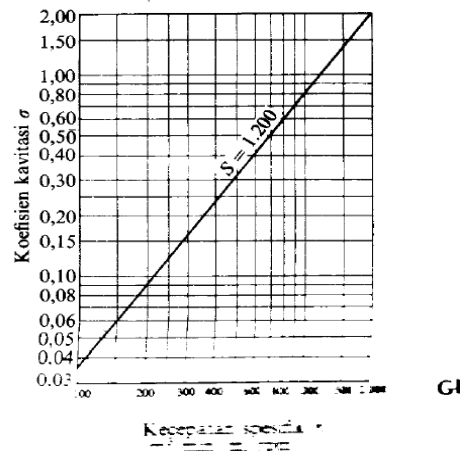
A	B	C	D	E
29,861	-3200	-7,30	2,4E-09	1,8E-06

Maka, NPSH yang tersedia

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} + z_1 + h_{fi}$$

$$NPSH = \frac{1,0 - 2,77157}{19443,86} + 1 + 17,9962 = 18,9961$$

NPSH yang diperlukan



Gb. 2.20 Hubungan antara koefisien kavitasi dan kecepatan spesifik.

Dari gambar 2.20, Sularso diperoleh $\sigma = 0,04$

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\
 &= 0,04 \times 18,9961 \\
 &= 0,6649 \text{ m}
 \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang tidak terjadi kavitasi

Ringkasan Perhitungan:

POMPA (PU-02)

Tugas : Memompa Siklus HITEC

Jenis alat : pompa sentrifugal

Data fluida :

Suhu, T = 412,88 K

P1 = 1,01325 atm

P2 = 1,01325 atm

Pemilihan pipa :

NPS = 1,25 in = 0,0318 m

OD = 1,66 in = 0,0422 m

ID = 1,38 in = 0,0351 m

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 0,0028 m³/detik

Head pompa = 53,6238 m

Kecepatan putar = 750 rpm

Motor standar = 15,00 hp

NPSH

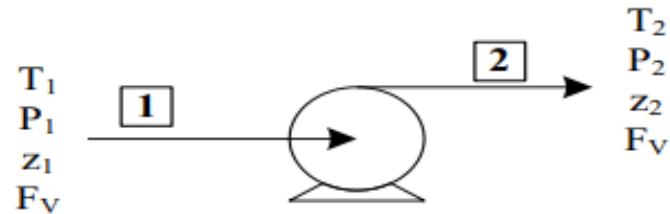
NPSH yang tersedia = 18,9961 m

NPSH yang diperlukan = 0,6649 m

POMPA UTILITAS (PU-03)

Tugas : Memompa air dari PT Krakatau Tirta Industri ke bak air bersih dan CT

Jenis alat : pompa sentrifugal



Data :

Suhu = 30,0 C = 303 K

Bahan yang di pompa :

Komponen	BM	Masuk (kg/jam)	kmol/jam
HITEC	18	3410,64	189,47983

Bidang datum berada di permukaan tanah

Titik 1 : Pipa keluaran pompa

Tekanan, P1= 1,0133 bar Elevasi = -3 m

Titik 2 : Pipa masuk pompa kembali

Tekanan, P2= 1,0133 bar Elevasi = 16 m

1. Rapat massa fase cair

Dihitung dengan persamaan

$$\text{Densitas} = \frac{A}{B^{(1-\frac{T}{T_c})^n}}$$

Dengan hubungan :

ρ_l : rapat massa fase cair [g/ml]

r_{hola} , r_{holb} , r_{holc} , r_{hold} : konstanta konstanta

t : suhu operasi [K]

Data diperoleh dari Yaws 1999

Komponen	A	B	n	TC	rho
H2O	0,3471	0,274	0,2857	647,13	1023

2. Viskositas fase cair

Persamaan yang digunakan

$$\log_{10} \mu_{liq} = A + B/T + C.T + D.T^2$$

Dengan hubungan :

myua , myub , myuc , myud : konstanta empiris

t : suhu operasi [K]

μ : viskositas fase fase cair [kg /m s] (centipoise Cp)

Komponen	miuA	miuB	miuC	miuD	miu H2O
H2O	-10,216	1792,5	0,0177	-1E-05	0,0008

3. Tekanan Uap

Mengikuti persamaan

$$\log_{10} P_u = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + E T^2$$

Puap : tekanan uap (mmhg)

vpa , vpb, vpc , vpd,vpe : konstanta

t : suhu operasi [K]

Komponen	vpa	vpb	vpc	vpd	vpe
H2O	29,861	-3,E+03	-7,3037	2E-09	2E-06

Langkah perhitungan :

1. Menghitung kapasitas pompa
2. Menghitung ukuran pipa
3. Menghitung head pompa
4. Menghitung kecepatan spesifik
5. Menghitung daya penggerak poros
6. Menentukan motor standar

1. Menghitung kapasitas pompa

Kapasitas pompa, Ql = 0,00093 m³/s

2. Menghitung ukuran pipa

Ukuran pipa optimum, dihitung dengan persamaan :

$$D_{opt} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13}$$

(Peters, M.,K.D., Timmerhaus dan R.E., West, 2003, halaman 501)

Dengan hubungan :

D_{opt} : diameter pipa optimum (m)

Ql : kecepatan volume fluida (m³ /s)

ρl : rapat massa fluida (kg/m³)

Rapat fluida yang dipompa :

$$\rho l = \Sigma x_{massi} \times \rho l$$

Pada suhu = 303 K

Rapat massa fluida, ρl = 1023 kg/m³

D_{opt} = 0,0386 m

= 1,5183 in

Pipa standar

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

Dipilih 1,5 in NPS, 40 ST, 40 S

Diameter luar, O_d = 1,9 in = 0,0483 m

Diameter dalam, I_d = 1,61 in = 0,0409 m

Luas aliran a_p = 2,0400 in² = 0,0013 m²

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
7/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.43
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03

Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
Iron	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

$$\begin{aligned} \text{Maka diperoleh kekasaran pipa } (\epsilon) &= 0,00015 \text{ ft} \\ &= 4,572\text{E-}05 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Kekasaran relatif} = \frac{\epsilon}{ID}$$

$$\text{Maka diperoleh kekasaran relatif} = 0,0011 \text{ m}$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V_{lin} = \frac{Q_L}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{0,00093 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0013 \text{ m}^2} \\ &= 0,7036 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho_1 \cdot ID \cdot V_{lin}}{\mu}$$

$$Re = \frac{1023 \text{ Kg/m} \times 0,0409 \text{ m} \times 0,7036 \text{ m/s}}{0,0008177 \text{ Kg/m.s}}$$

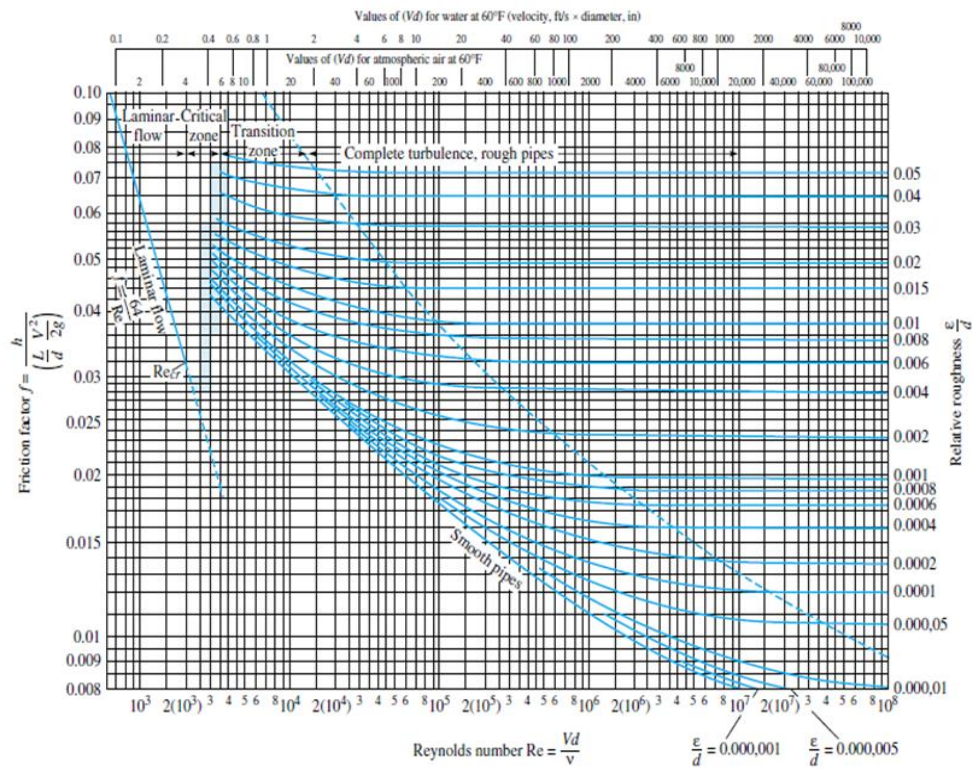
$$Re = 35999,96$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370)

Dimana: Kekerasan relatif (ϵ/ID) = 0,0011

Bilangan Reynold (Re) = 35999,96



Diperoleh nilai friction factor sebesar

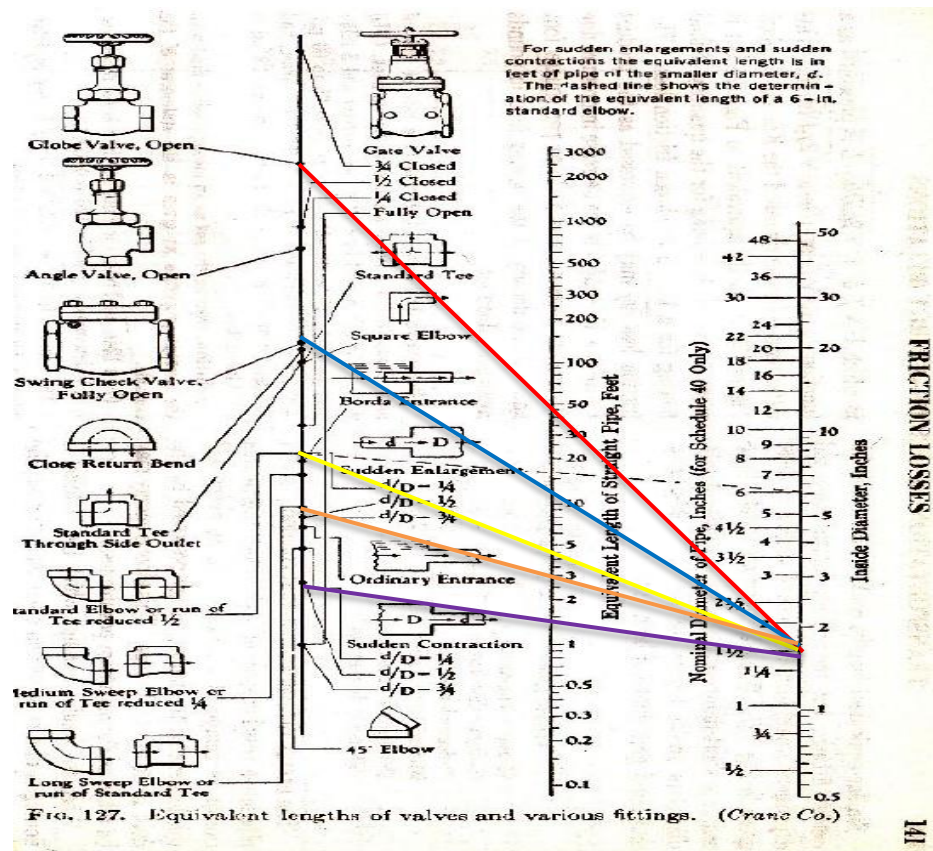
$$f = 0,028$$

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Rencana Pemipaan

$$\text{Pipa Lurus} = 58,4 \text{ m}$$

Panjang Ekivalen	LE (ft)	jumlah	Σ Le	
			ft	m
Sudden contraction	1,4	1	1,4	0,43
Standart elbow	4,5	2	9	2,7
globe valve	45	1	45	13,7
Check Valve	11	1	11	3,35
Standart tee	9	2	18	5,49
Total	70,9		84,4	25,7
Pipa Lurus	58,4	LE + Σle		84



$$\gamma = \rho_L \times g$$

$$\gamma = 1023 \times 9,8$$

$$= 10026 \text{ N/m}^3$$

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernouilly :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s²)

h_f = Head karena friksi (m)

Z₁ = Elevasi titik 1 (m)

Z₂ = Elevasi titik 2 (m)

H_{man} = Head pompa (m)

P₁ = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P₂ = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V₁ = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V₂ = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{1,01 - 1,01}{10026} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \frac{0,7036^2 - 0^2}{2 \times 9,8} \\ &= 0,0253 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 16 - -3 \text{ m} \\ &= 19 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$h_f = \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{0,028 \times (84,13) \times 0,704^2}{2 \times 9,8 \times 0,0409} \\ &= 1,46 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned}
 H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\
 &= 0 + 0,0253 + 19 + 1,4550 \\
 &= 20,4803 \text{ m} \\
 &= 67,1926 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q_L}}{(h_{man})^{0,75}}$$

(Sularso, Pompa dan Kompresor (2000), halaman 5)

- ns : Kecepatan spesifik (antara 0,1 rad sampai 1 rad)
- n : kecepatan putar (rad/s)
- Ql : kapasitas pompa (m3/s)
- hman : head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2 Ludwig, E.E., ed. III, vol. 3, halaman 624.

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50	60	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} any } practical } hp same as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$rpm = \frac{120 (\text{frequency})}{no. \text{ poles}}$$

Activate Wind
Go to Settings to a

Kecepatan putar dipilih = 750 rpm

Faktor slip = 5% (asumsi)

$$\begin{aligned}
 n &= 750 \text{ rotasi/menit} \times 0,95 \\
 &= 713 \text{ rpm} \\
 &= 74,6 \text{ rad/s}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$ns = \frac{74,6 \times (0,0009)^{0,5}}{20,4803^{0,75}}$$

$$= 0,2357 \text{ rad}$$

Nilai ns berada diantara $0,1 < Ns < 1$ maka tidak perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa Stage pada pompa dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada di dalam pompa

6. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$W = \frac{Q_L \cdot \gamma \cdot h_{man}}{efp}$$

Dimana:

efp = Effisiensi pompa

h_{man} = Head pompa (m)

Q_L = Kapasitas pompa (m³/s)

W = Daya penggerak poros (watt)

γ = Rapat berat (N/m³)

Effisiensi pompa:

Diperoleh daeri Fig. 10.63 Towler, dan Sinot (2008), halaman 625.

Untuk kapasitas Q 3,3339 m³/jam

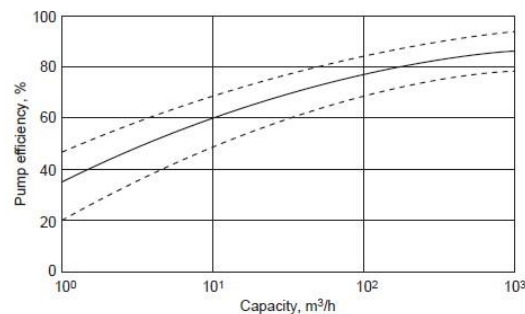


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh effisiensi = 40%

Sehingga didapatkan daya gerak pompa sebesar :

$$-W = \frac{0,00093 \times 10026 \times 20,480}{40\%}$$

$$-W = 475,4 \text{ watt}$$

$$-W = 0,6375 \text{ hp}$$

Tanda *minus* menandakan aliran membutuhkan kerja dari luar

Motor standar: dipilih motor induksi

7. Menentukan motor standar

Effisiensi motor:

diperoleh dari fig.14.38 Peters, M.S., K.D.,Timmerhause ed. IV (1991)halaman 521

$$\text{untuk daya gerak pompa} = 0,6375 \text{ hp}$$

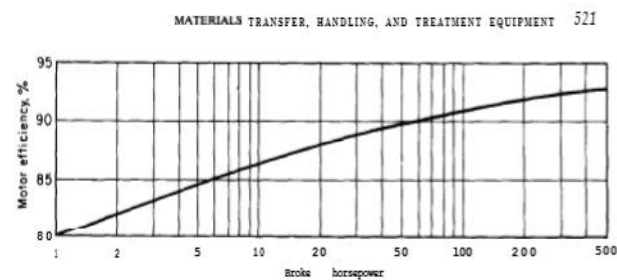


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{Diperoleh effisiensi} = 80\%$$

Maka,

$$\text{Daya yang diperlukan} = \frac{\text{Daya gerak pompa}}{\text{eff motor}}$$

$$= \frac{0,64}{80\%} \text{ hp}$$

$$= 0,7969 \text{ hp}$$

Motor standar: dipilih motor induksi

$$\text{Daya standar} = 1 \text{ hp}$$

8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (hfi)

$$\text{Panjang pipa lurus, } L = 120 \text{ m}$$

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	sigma Le (m)
<i>sudden contaction</i>	1,4	1	1	0,4267
<i>standard elbow</i>	4,5	8	36	10,9728
<i>globe valve</i>	45	2	90	27,4320
<i>Checkvalve</i>	40	2	80	24,3840
<i>Standard tee</i>	9	1	9	2,7432
<i>sudden enlergement</i>	4,5	1	4,5	1,3716
Total			220,9000	67,3303

panjang ekuivalen, $L_e = 67,33$ m

Maka, Head karena friksi pada daerah hisap:

$$h_{f1} = \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V \cdot \text{lin}^2}{2 \cdot g \cdot \text{ID}}$$

$$h_{f1} = \frac{0,028 \times (120,00 + 67,33) \times 0,704^2}{2 \times 9,8 \times 0,0409}$$

$$h_{f1} = 3,2401 \text{ m}$$

Tekanan Uap Fluida

pada suhu 303 K

P uap campuran = 0,0422 bar

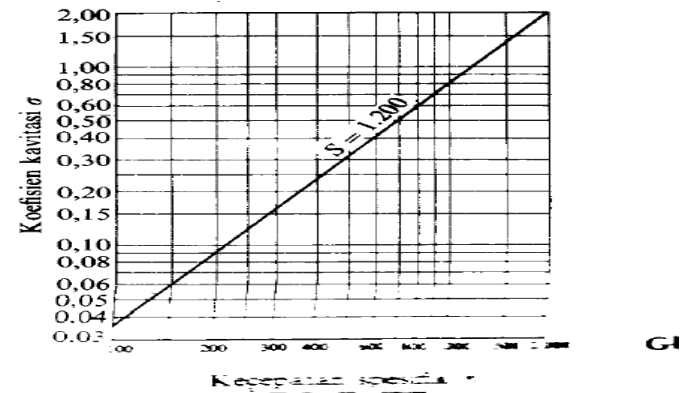
A	B	C	D	E	Puap
29,861	-3152,2	-7,3037	2E-09	2E-06	0,0422

Maka, NPSH yang tersedia

$$\text{NPSH} = \frac{P_1 - P_{\text{uap}}}{\gamma} + z_1 + h_{f1}$$

$$\text{NPSH} = \frac{1,0 - 0,04217}{10025,53} + 3 + 3,2401 = 6,2402$$

NPSH yang diperlukan



Gb. 2.20 Hubungan antara koefisien kavitasi dan kecepatan spesifik.

Dari gambar 2.20, Sularso diperoleh $\sigma = 0,8$

NPSH yang diperlukan = $\sigma \times \text{NPSH yang tersedia}$

$$= 0,8 \times 6,2402$$

$$= 4,9922 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang tidak terjadi kavitasi

Ringkasan Perhitungan:

POMPA (PU-03)

Tugas : Memompa air dari PT Krakatau tirta industri ke bak air bersih dan CT

Jenis alat : pompa sentrifugal

Data fluida :

Suhu, T = 303 K

P1 = 1,01325 atm

P2 = 1,01325 atm

Pemilihan pipa :

NPS = 1,5 in = 0,0381 m

OD = 1,9 in = 0,0483 m

ID = 1,61 in = 0,0409 m

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 0,0009 m³/detik

Head pompa = 20,4803 m

Kecepatan putar = 750 rpm

Motor standar = 1,00 hp

NPSH

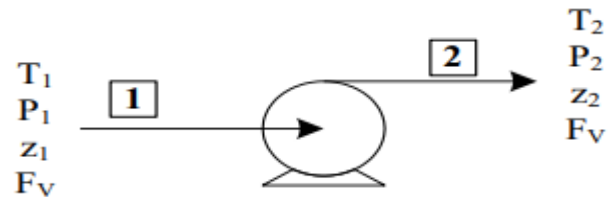
NPSH yang tersedia = 6,24019 m

NPSH yang diperlukan = 4,9922 m

POMPA UTILITAS (PU-04)

Tugas : Memompa air dari CT ke siklus untuk mendinginkan CLU-01

Jenis alat : pompa sentrifugal



Data :

Suhu = 30,0 C = 303 K

Bahan yang di pompa :

Komponen	BM	Masuk (kg/jam)	kmol/jam
Air	18	52972,81027	2942,9339

Bidang datum berada di permukaan tanah

Titik 1 : Pipa keluaran pompa

Tekanan, P1= 1,0133 bar Elevasi = 1 m

Titik 2 : Pipa masuk pompa kembali

Tekanan, P2= 1,0133 bar Elevasi = 4 m

1. Rapat massa fase cair

Dihitung dengan persamaan

$$\text{Densitas} = \frac{A}{B^{(1-\frac{T}{T_c})^n}}$$

Dengan hubungan :

ρ_l : rapat massa fase cair [g/ml]

r_{holb} , r_{holc} , r_{hold} : konstanta konstanta

t : suhu operasi [K]

Data diperoleh dari Yaws 1999

Komponen	A	B	n	TC	rho
H2O	0,3471	0,274	0,2857	647,13	1023

2. Viskositas fase cair

Persamaan yang digunakan

$$\log_{10} \mu_{liq} = A + B/T + C.T + D.T^2$$

Dengan hubungan :

myua , myub , myuc , myud : konstanta empiris

t : suhu operasi [K]

μ : viskositas fase fase cair [kg /m s] (centipoise Cp)

Komponen	miuA	miuB	miuC	miuD	miu H2O
H2O	-10,216	1792,5	0,0177	-1E-05	8,E-04

3. Tekanan Uap

Mengikuti persamaan

$$\log_{10} P_u = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + E T^2$$

Puap : tekanan uap (mmhg)

vpa , vpb, vpc , vpd,vpe : konstanta

t : suhu operasi [K]

Komponen	vpa	vpb	vpc	vpd	vpe
H2O	29,861	-3,E+03	-7,3037	2E-09	2E-06

Langkah perhitungan :

1. Menghitung kapasitas pompa
2. Menghitung ukuran pipa
3. Mengitung head pompa
4. Menghitung kecepatan spesifik
5. Menghitung daya penggerak poros
6. Menentukan motor standar

1. Menghitung kapasitas pompa

Kapasitas pompa, $Ql = 0,0144 \text{ m}^3/\text{s}$

2. Menghitung ukuran pipa

Ukuran pipa optimum, dihitung dengan persamaan :

$$D_{\text{opt}} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13}$$

(Peters, M.,K.D., Timmerhaus dan R.E., West, 2003, halaman 501)

Dengan hubungan :

Diopt : diameter pipa optimum (m)

Ql : kecepatan volume fluida (m^3/s)

ρl : rapat massa fluida (kg/m^3)

Rapat fluida yang dipompa :

$$\rho l = \sum x_{\text{massi}} \times \rho l$$

Pada suhu = 303 K

Rapat massa fluida, $\rho l = 1023 \text{ kg}/\text{m}^3$

Diopt = 0,1325 m

= 5,2167 in

Pipa standar

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel.11 Kern,D.Q.,hal. 844

Dipilih 6 in NPS, 40 ST, 40 S

Diameter luar, $Od = 6,63 \text{ in} = 0,1683 \text{ m}$

Diameter dalam, $Id = 6,065 \text{ in} = 0,1541 \text{ m}$

Luas aliran $a_p = 28,90 \text{ in}^2 = 0,0186 \text{ m}^2$

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
Brass	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Plastic	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Glass	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Concrete	—	Smooth	Smooth	
	Smoothed	0.00013	0.04	±60
Rubber	Rough	0.007	2.0	±50
	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Maka diperoleh kekasaran pipa (ε) = 0,00015 ft
 = 4,572E-05 m

Kekasaran relatif = $\frac{\epsilon}{ID}$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 0,0003 m

Kecepatan aliran dalam pipa

$V_{lin} = \frac{Q_L}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$

= $\frac{0,01438 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0186 \text{ m}^2}$
 = 0,7714 m/s

Bilangan Reynold

$Re = \frac{\rho_1 \cdot ID \cdot V_{lin}}{\mu}$

$Re = \frac{1023 \text{ Kg/m} \times 0,1541 \text{ m} \times 0,7714 \text{ m/s}}{0,0008177 \text{ Kg/m.s}}$

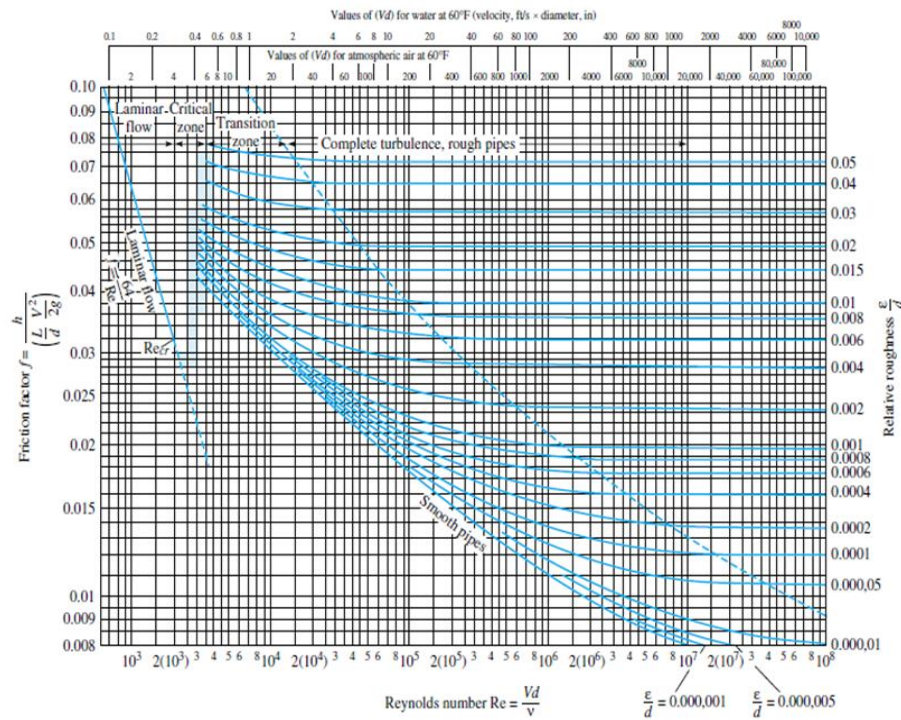
Re = 148681,449

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370)

Dimana: Kekerasan relatif (ϵ/ID) = 0,0003

Bilangan Reynold (Re) = 148681,45



Diperoleh nilai friction factor sebesar

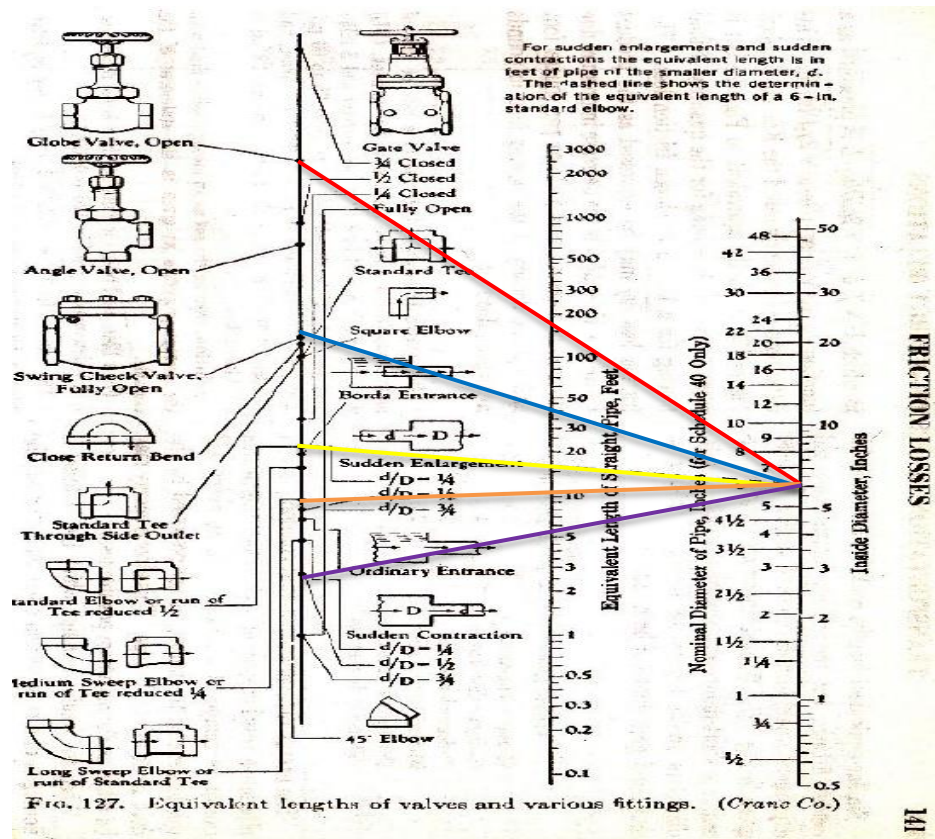
$f = 0,018$

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Rencana Pemipaan

Pipa Lurus = 41,5 m

Panjang Ekuivalen	LE (ft)	jumlah	ΣLe	
			ft	m
Sudden contraction	5	3	15	4,57
Standart elbow	15	8	120	36,6
globe valve	150	1	150	45,7
Check Valve	40	1	40	12,2
Sudden enlargement	10	3	30	9,14
Total	220		355	108
Pipa Lurus	41,5	LE + Σle		150



$$\gamma = \rho L \times g$$

$$\begin{aligned} \gamma &= 1023 \times 9,8 \\ &= 10026 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernouilly :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

h_f = Head karena friksi (m)

Z_1 = Elevasi titik 1 (m)

Z_2 = Elevasi titik 2 (m)

h_{man} = Head pompa (m)

P_1 = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V_2 = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

a. Pressure Head

$$H_f = \frac{P_2 - P_1}{\gamma}$$

$$= \frac{1,01 - 1,01}{10026}$$

$$= 0 \text{ m}$$

b. Velocity Head

$$H_v = \frac{V_{lin2} - V_{lin1}^2}{2 \times g}$$

$$= \frac{0,7714^2 - 0^2}{2 \times 9,8}$$

$$= 0,0304 \text{ m}$$

c. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1$$

$$= 4 - 1 \text{ m}$$

$$= 3 \text{ m}$$

d. Friction Head

$$h_f = \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$H_f = \frac{0,018 \times (149,70) \times 0,771^2}{2 \times 9,8 \times 0,1541}$$

$$= 0,53 \text{ m}$$

Total Head Pompa

$$H_{man} = H_p + H_v + H_s + H_f$$

$$= 0 + 0,0304 + 3 + 0,5311$$

$$= 3,5615 \text{ m}$$

$$= 11,6847 \text{ ft}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q_L}}{(h_{man})^{0,75}}$$

(Sularso, Pompa dan Kompresor (2000), halaman 5)

- ns : Kecepatan spesifik (antara 0,1 rad sampai 1 rad)
- n : kecepatan putar (rad/s)
- Q1 : kapasitas pompa (m³/s)
- hman : head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2 Ludwig, E.E., ed. III, vol. 3, halaman 624.

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50 Rpm	60 Rpm	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} any practical as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Activate Wind
Go to Settings to a

Kecepatan putar dipil = 188 rpm

Faktor slip = 5% (asumsi)

$$\begin{aligned} n &= 188 \text{ rotasi/menit} \times 0,95 \\ &= 179 \text{ rpm} \\ &= 18,7 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} ns &= \frac{18,7 \times (0,0144)^{0,5}}{3,5615^{0,75}} \\ &= 0,8648 \text{ rad} \end{aligned}$$

Nilai ns berada diantara 0,1<Ns<1 maka tidak perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa Stage pada pompa dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada di dalam pompa

6. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$-W = \frac{Q_L \cdot \gamma \cdot h_{man}}{efp}$$

Dimana:

efp = Effisiensi pompa

h_{man} = Head pompa (m)

Q_L = Kapasitas pompa (m^3/s)

W = Daya penggerak poros (watt)

γ = Rapat berat (N/m^3)

Effisiensi pompa:

Diperoleh daeri Fig. 10.63 Towler, dan Sinot (2008), halaman 625.

Untuk kapasitas Q 51,7812 m^3/jam

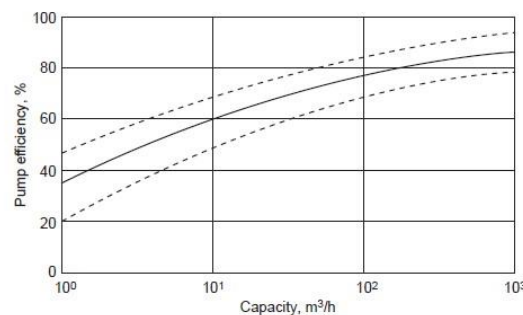


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh effisien: 78%

Sehingga didapatkan daya gerak pompa sebesar :

$$-W = \frac{0,01438 \times 10026 \times 3,561}{78\%}$$

$$-W = 658,4 \quad \text{watt}$$

$$-W = 0,8830 \quad \text{hp}$$

Tanda *minus* menandakan aliran membutuhkan kerja dari luar

Motor standar: dipilih motor induksi

7. Menentukan motor standar

Effisiensi motor:

diperoleh dari fig.14.38 Peters, M.S., K.D.,Timmerhause ed. IV (1991) halaman 521

untuk daya gerak pompa = 0,8830 hp

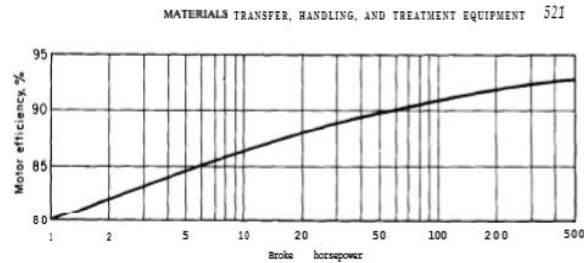


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Diperoleh effisi 83%

Maka,

Daya yang diperlukan $\frac{\text{Daya gerak pompa}}{\text{eff motor}}$

$$= \frac{0,88}{83\%} \text{ hp}$$

$$= 1,0638 \text{ hp}$$

Motor standar: dipilih motor induksi

Daya standar = 3 hp

8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (hfi)

Panjang pipa lurus, L = 42 m

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	sigma Le (m)
<i>sudden contaction</i>	5	3	15	4,5720
<i>standard elbow</i>	15	8	120	36,5760
<i>globe valve</i>	150	1	150	45,7200
<i>Checkvalve</i>	40	1	40	12,1920
<i>sudden enlrgement</i>	10	3	30,0	9,1440
Total			355,0000	108,2040

panjang ekuivalen, $L_e = 108,20 \text{ m}$

Maka, Head karena friksi pada daerah hisap:

$$h_{fl} = \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V \cdot \text{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$h_{fl} = \frac{0,018 \times (41,50 + 108,20) \times 0,771^2}{2 \times 9,8 \times 0,1541}$$

$$h_{fl} = 0,5311 \text{ m}$$

Tekanan Uap Fluida

pada suhu 303 K

P uap campuran = 0,0422 bar

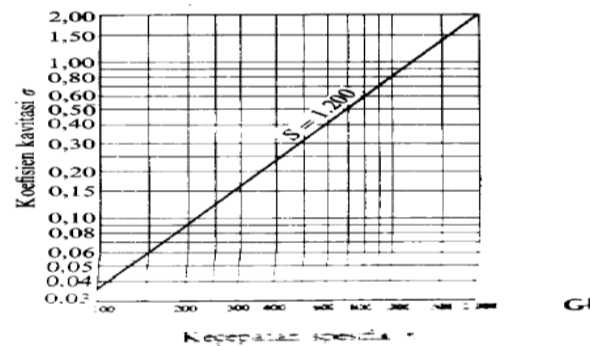
A	B	C	D	E	Puap
29,861	-3152,2	-7,3037	2E-09	2E-06	0,0422

Maka, NPSH yang tersedia

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} + z_1 + h_{fl}$$

$$NPSH = \frac{1,0 - 0,04217}{10025,53} + 1 + 0,5311 = 1,5312$$

NPSH yang diperlukan



Gb. 2.20 Hubungan antara koefisien kavitasi dan kecepatan spesifik.

Dari gambar 2.20, Sularso diperoleh $\sigma = 0,06$

NPSH yang diperlukan = $\sigma \times$ NPSH yang tersedia

$$\begin{aligned} &= 0,06 \times 1,5312 \\ &= 0,0919 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang tidak terjadi kavitasi

Ringkasan Perhitungan:

POMPA (PU-04)

Tugas : Memompa Dowterm A mengelilingi area proses

Jenis alat : pompa sentrifugal

Data fluida :

Suhu, T = 303 K

P1 = 1,01325 atm

P2 = 1,01325 atm

Pemilihan pipa :

NPS = 6 in = 0,1524 m

OD = 6,625 in = 0,1683 m

ID = 6,065 in = 0,1541 m

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 0,0144 m³/detik

Head pompa = 3,5615 m

Kecepatan putar = 188 rpm

Motor standar = 3,00 hp

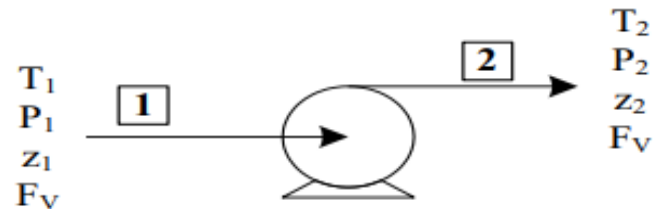
NPSH

NPSH yang tersedia = 1,5312 m

NPSH yang diperlukan = 0,0919 m

POMPA UTILITAS (PU-05)

Tugas : Memompa Dowterm A ke akumulator
 Jenis alat: pompa sentrifugal



Data :

Suhu = 40 C = 313 K

Bahan yang di pompa :

Komponen	BM	Masuk (kg/jam)	rho (kg/m3)
Dowtherm	170,21	69015,62237	1043,6

Bidang datum berada di permukaan tanah

Titik 1 : Pipa keluaran pompa

Tekanan, P1= 1,0133 bar Elevasi = 1 m

Titik 2 : Pipa masuk pompa kembali

Tekanan, P2= 1,0133 bar Elevasi = 3 m

Langkah perhitungan :

1. Menghitung kapasitas pompa
2. Menghitung ukuran pipa
3. Menghitung head pompa
4. Menghitung kecepatan spesifik
5. Menghitung daya penggerak poros
6. Menentukan motor standar

1. Menghitung kapasitas pompa

Kapasitas pompa, $Q_l = 0,0184 \text{ m}^3/\text{s}$

2. Menghitung ukuran pipa

Ukuran pipa optimum, dihitung dengan persamaan :

$$D_{opt} = 0,363 \times Q_l^{0,45} \times \rho_l^{0,13}$$

(Peters, M.,K.D., Timmerhaus dan R.E., West, 2003, halaman 501)

Dengan hubungan :

D_{opt} : diameter pipa optimum (m)

Q_l : kecepatan volume fluida (m^3/s)

ρ_l : rapat massa fluida (kg/m^3)

Rapat fluida yang dipompa :

$$\rho_l = \sum x_{massi} \times \rho_l$$

Pada suhu = 313 K

Rapat massa fluida, $\rho_l = 1043,60 \text{ kg}/\text{m}^3$

$D_{opt} = 0,1483 \text{ m}$

= 5,8389158 in

Pipa standar

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

Dipilih 6 in NPS, 40 ST, 40 S

Diameter luar, $O_d = 6,63 \text{ in} = 0,1683 \text{ m}$

Diameter dalam, $I_d = 6,065 \text{ in} = 0,1541 \text{ m}$

Luas aliran $a_p = 28,90 \text{ in}^2 = 0,0186 \text{ m}^2$

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8

Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
Iron	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Maka diperoleh kekasaran pipa (ε) = 0,0002 ft
 = 4,572E-05 m

Kekasaran relatif = $\frac{\epsilon}{ID}$

Maka diperoleh kekasaran rela = 0,0003 m

Kecepatan aliran dalam pipa

$V_{lin} = \frac{Q_L}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$

= $\frac{0,0184 \text{ m}^3/\text{s}}{0,01865 \text{ m}^2}$
 = 0,9852 m/s

Bilangan Reynold

$Re = \frac{\rho_1 \cdot ID \cdot V_{lin}}{\mu}$

$Re = \frac{1044 \text{ Kg/m} \times 0,1541 \text{ m} \times 0,9852 \text{ m/s}}{0,002264 \text{ Kg/m.s}}$

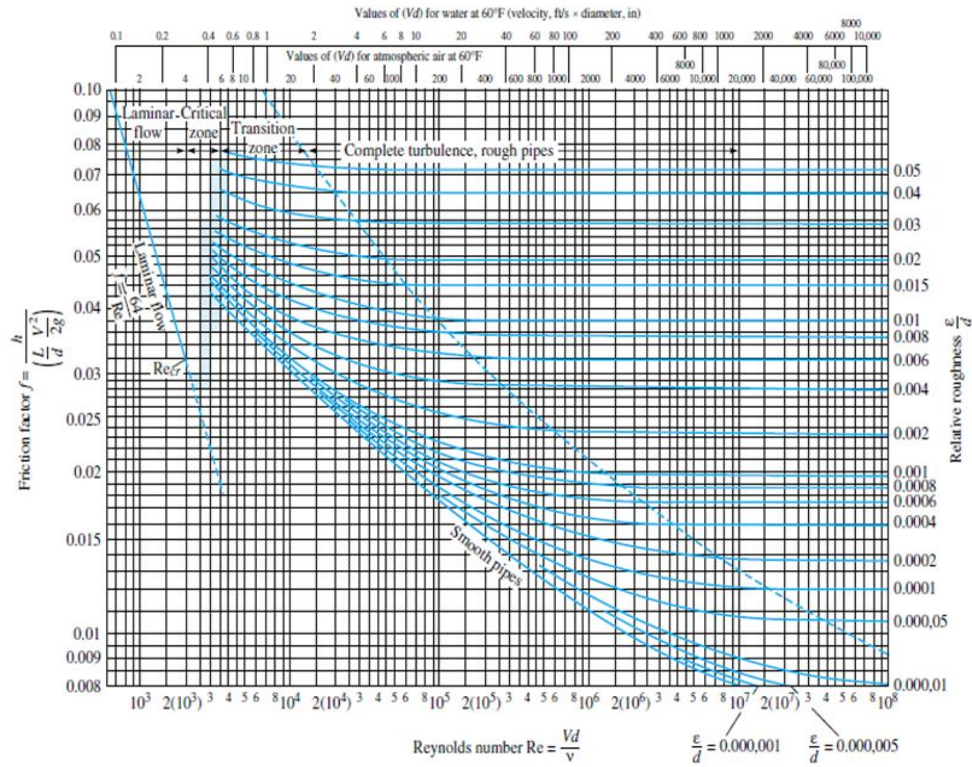
Re = 69962,749

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370)

Dimana: Kekerasan relatif (ϵ/ID) = 0,0003

Bilangan Reynold (Re) = #####

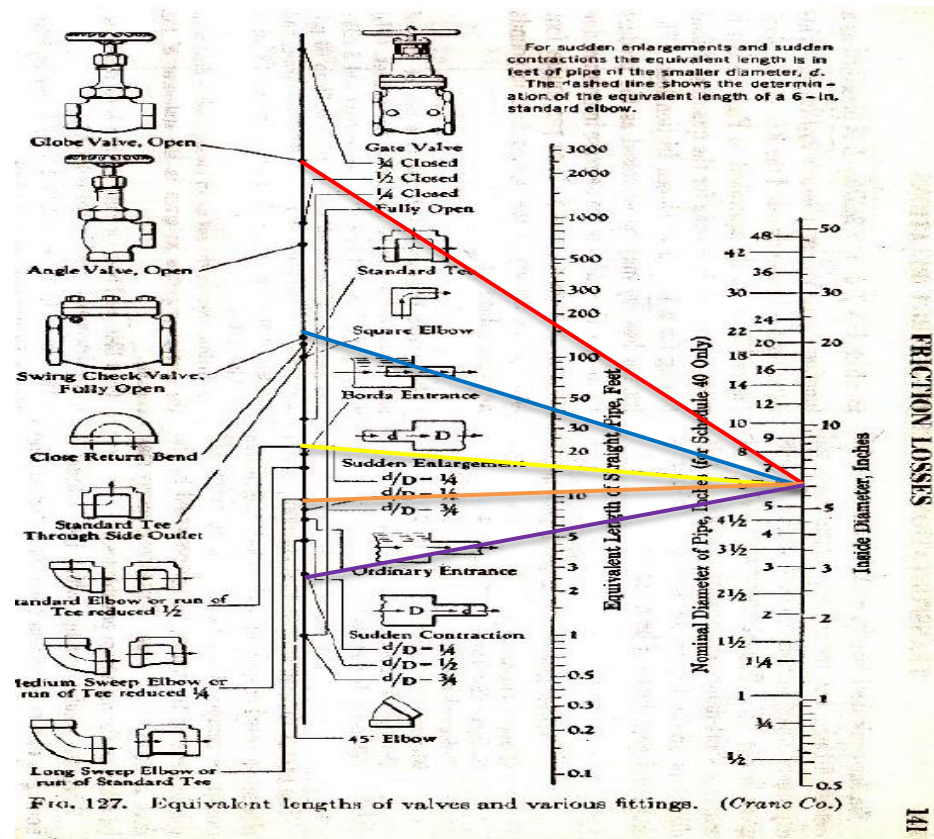


Diperoleh nilai friction factor sebesar

$$f = 0,023$$

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekuivalen	LE (ft)	jumlah	ΣLe	
			ft	m
Kontraksi	4,5	1	4,5	1,37
Elbow	10	5	50	15,2
Globe Valve	150	1	150	45,7
Check Valve	40	1	40	12,2
Ekspansi	9	1	9	2,74
Total	214		254	77,3
Pipa Lurus	24,3	LE + Σle	102	



$$\gamma = \rho L \times g$$

$$\begin{aligned} \gamma &= 1044 \times 9,8 \\ &= 10227 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernouilly :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

h_f = Head karena friksi (m)

Z_1 = Elevasi titik 1 (m)

Z_2 = Elevasi titik 2 (m)

h_{man} = Head pompa (m)

P_1 = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V_2 = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$H_f = \frac{P_2 - P_1}{\gamma}$$

$$= \frac{1,01 - 1,01}{10227}$$

$$= 0 \text{ m}$$

b. Velocity Head

$$H_v = \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g}$$

$$= \frac{0,9852^2 - 0^2}{2 \times 9,8}$$

$$= 0,0495 \text{ m}$$

c. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1$$

$$= 3 - 1 \text{ m}$$

$$= 2 \text{ m}$$

d. Friction Head

$$h_f = \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$H_f = \frac{0,023 \times (101,57) \times 0,985^2}{2 \times 9,8 \times 0,1541}$$

$$= 0,75 \text{ m}$$

Total Head Pompa

$$H_{man} = H_p + H_v + H_s + H_f$$

$$= 0 + 0,0495 + 2 + 0,7510$$

$$= 2,8005 \text{ m}$$

$$= 9,1881 \text{ ft}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q_L}}{(hman)^{0,75}}$$

(Sularso, Pompa dan Kompresor (2000), halaman 5)

- ns : Kecepatan spesifik (antara 0,1 rad sampai 1 rad)
- n : kecepatan putar (rad/s)
- Ql : kapasitas pompa (m3/s)
- hman : head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2 Ludwig, E.E., ed. III, vol. 3, halaman 624.

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50 Rpm	60 Rpm	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} any practical hp same as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$rpm = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Activate Wind
Go to Settings to a

Kecepatan putar dipil = 500 rpm

Faktor slip = 5% (asumsi)

$$\begin{aligned} n &= 500 \text{ rotasi/menit} \times 0,95 \\ &= 475 \text{ rpm} \\ &= 49,7 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} ns &= \frac{49,7 \times (0,0184)^{0,5}}{2,8005^{0,75}} \\ &= 0,3176 \text{ rad} \end{aligned}$$

Nilai ns berada diantara 0,1<Ns<1 maka tidak perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa Stage pada pompa dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada di dalam pompa

6. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$-W = \frac{Q_L \cdot \gamma \cdot h_{man}}{e_{fp}}$$

Dimana:

e_{fp} = Effisiensi pompa

h_{man} = Head pompa (m)

Q_L = Kapasitas pompa (m³/s)

W = Daya penggerak poros (watt)

γ = Rapat berat (N/m³)

Effisiensi pompa:

Diperoleh dari Fig. 10.63 Towler, dan Sinot (2008), halaman 625.

Untuk kapasitas $Q_1 = 66,1323 \text{ m}^3/\text{jam}$

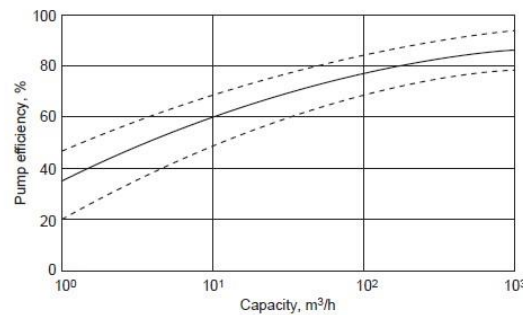


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh efisien: 65%

Sehingga didapatkan daya gerak pompa sebesar :

$$-W = \frac{0,018 \times 10227 \times 2,801}{65\%}$$

$$-W = 809,5 \text{ watt}$$

$$-W = 1,0855 \text{ hp}$$

Tanda *minus* menandakan aliran membutuhkan kerja dari luar

Motor standar: dipilih motor induksi

7. Menentukan motor standar

Effisiensi motor:

diperoleh dari fig. 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhouse ed. IV (1991) halaman 521

untuk daya gerak pompa = 1,0855 hp

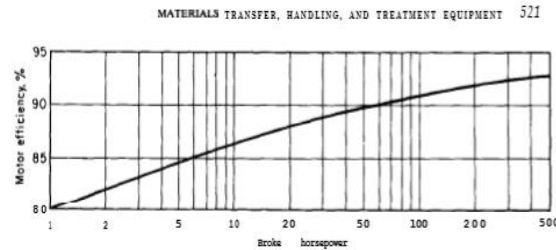


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Diperoleh effisi 80%

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= \frac{\text{Daya gerak pompa}}{\text{eff motor}} \\ &= \frac{1,09}{80\%} \text{ hp} \\ &= 1,3569 \text{ hp} \end{aligned}$$

Motor standar: dipilih motor induksi

Daya standar = 1,5 hp

8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (h_{fi})

Panjang pipa lurus, $L = 5,0$ m

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	sigma Le (m)
<i>Kontraksi</i>	4,5	1	4,5	1,3716
<i>Elbow</i>	10	5	50	15,2400
<i>Valve</i>	150	1	150	45,7200
<i>Checkvalve</i>	40	1	40	12,1920
<i>Ekspansi</i>	9	1	9	2,7432
Total			254	77,2668

panjang ekuivalen, $L_e = 77,27$ m

Maka, Head karena friksi pada daerah hisap:

$$h_{fi} = \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$h_{fl} = \frac{0,023 \times (5,00 + 77,27) \times 0,985^2}{2 \times 9,8 \times 0,1541}$$

$$h_{fl} = 0,6083 \text{ m}$$

Tekanan Uap Fluida

pada suhu 313 K

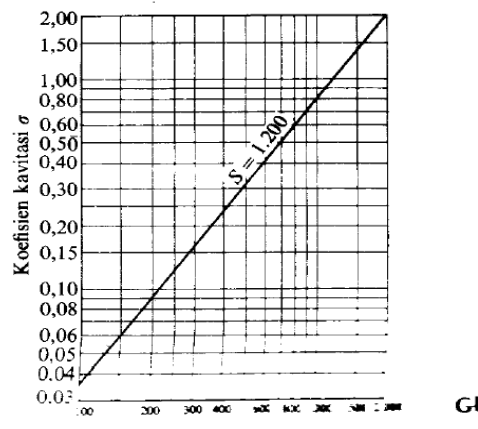
P uap campuran = 0,0467 bar

Maka, NPSH yang tersedia

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} + z_1 + h_{fl}$$

$$NPSH = \frac{1,0 - 0,04669}{10227,28} + 1 + 0,6083 = 1,6084$$

NPSH yang diperlukan



Gb. 2.20 Hubungan antara koefisien kavitasi dan kecepatan spesifik.

Dari gambar 2.20, Sularso diperoleh $\sigma = 0,3$

NPSH yang diperlukan = $\sigma \times$ NPSH yang tersedia

$$= 0,3 \times 1,6084$$

$$= 0,4825 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang tidak terjadi kavitasi

Ringkasan Perhitungan:

POMPA (PU-05)

Tugas : Memompa Dowterm A ke akumulator

Jenis alat : pompa sentrifugal

Data fluida :

Suhu, T = 313 K

P1 = 1,01325 atm

P2 = 1,01325 atm

Pemilihan pipa :

NPS = 6 in = 0,1524 m

OD = 6,625 in = 0,1683 m

ID = 6,065 in = 0,1541 m

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 0,0184 m³/detik

Head pompa = 2,8005 m

Kecepatan putar = 500 rad

Motor standar = 1,50 hp

NPSH

NPSH yang tersedia = 1,60840 m

NPSH yang diperlukan = 0,4825 m

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 0,0184 m³/detik

Head pompa = 2,8005 m

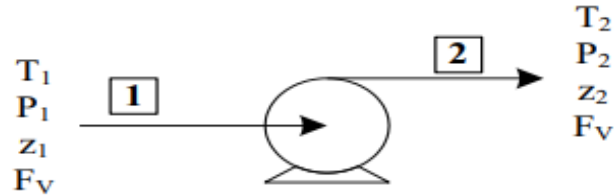
Kecepatan putar = 500 rpm

Motor standar = 1,50 hp

POMPA UTILITAS (PU-06)

Tugas : Memompa bahan bakar dari tangki unit pembelian ke tangki penyimpanan TU-01

Jenis alat : pompa sentrifugal



Data :

Suhu = 30,0 C = 303 K

Bahan yang di pompa :

Komponen	BM	Masuk (kg/jam)	kmol/jam
C16H34	226	127,6767631	0,5649414

Bidang datum berada di permukaan tanah

Titik 1 : Pipa keluaran pompa

Tekanan, P1= 1,0133 bar Elevasi = 1 m

Titik 2 : Pipa masuk pompa kembali

Tekanan, P2= 1,0133 bar Elevasi = 8 m

1. Rapat massa fase cair

Dihitung dengan persamaan

$$Densitas = \frac{A}{B^{(1-\frac{t}{T_c})^n}} \quad 0,1665169 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Dengan hubungan :

ρ_l : rapat massa fase cair [g/ml]

ρ_{holc} , ρ_{holb} , ρ_{hold} : konstanta konstanta

t : suhu operasi [K]

Data diperoleh dari Yaws 1999

Komponen	A	B	n	TC	rho
C16H34	0,2435	0,2544	0,3238	720,6	766,75

2. Viskositas fase cair

Persamaan yang digunakan
 $\log_{10} \mu_{liq} = A + B/T + C.T + D.T^2$

Dengan hubungan :

myua , myub , myuc , myud : konstanta empiris

t : suhu operasi [K]

μ : viskositas fase fase cair [kg /m s] (centipoise Cp)

Komponen	miuA	miuB	miuC	miuD	miu H2O
H2O	-10,216	1792,5	0,0177	-1E-05	0,00082

3. Tekanan Uap

Mengikuti persamaan

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

Puap : tekanan uap (mmhg)

vpa , vpb , vpc , vpd,vpe : konstanta

t : suhu operasi [K]

Komponen	vpa	vpb	vpc	vpd	vpe
H2O	29,861	-3,E+03	-7,3037	2E-09	2E-06

Langkah perhitungan :

1. Menghitung kapasitas pompa
2. Menghitung ukuran pipa
3. Mengitung head pompa
4. Menghitung kecepatan spesifik
5. Menghitung daya penggerak poros
6. Menentukan motor standar

1. Menghitung kapasitas pompa

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas tangki Unit pembelian} &= 32000 \text{ Liter} \\ &= 32 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu pengosongan unit pembelian} &= 30 \text{ menit} \\ &= 1800 \text{ detik} \end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas pompa, Ql} = 0,0178 \text{ m}^3/\text{s}$$

2. Menghitung ukuran pipa

Ukuran pipa optimum, dihitung dengan persamaan :

$$D_{opt} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13}$$

(Peters, M.,K.D., Timmerhaus dan R.E., West, 2003, halaman 501)

Dengan hubungan :

D_{opt} : diameter pipa optimum (m)

Ql : kecepatan volume fluida (m³ /s)

ρl : rapat massa fluida (kg/m³)

Rapat fluida yang dipompa :

$$\rho l = \Sigma x_{massi} \times \rho l$$

Pada suhu = 303 K

Rapat massa fluida, ρl = 767 kg/m³

D_{opt} = 0,1404 m

= 5,5274 in

Pipa standar

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

Dipilih 6 in NPS, 40 ST, 40 S

Diameter luar, O_d = 6,63 in = 0,1683 m

Diameter dalam, I_d = 6,065 in = 0,1541 m

Luas aliran a_p = 28,90 in² = 0,0186 m²

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
7/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.43
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4

Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
Brass	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
	Drawn, new	0.00007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Maka diperoleh kekasaran pipa (ε) = 0,00015 ft
 = 4,572E-05 m

Kekasaran relatif = $\frac{\epsilon}{ID}$

Maka diperoleh kekasaran relat = 0,0003 m

Kecepatan aliran dalam pipa

$V_{lin} = \frac{Q_L}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$

= $\frac{0,01778 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0186 \text{ m}^2}$
 = 0,9535 m/s

Bilangan Reynold

$Re = \frac{\rho_1 \cdot ID \cdot V_{lin}}{\mu}$

$Re = \frac{767 \text{ Kg/m}^3 \times 0,1541 \text{ m} \times 0,9535 \text{ m/s}}{0,0008177 \text{ Kg/m.s}}$

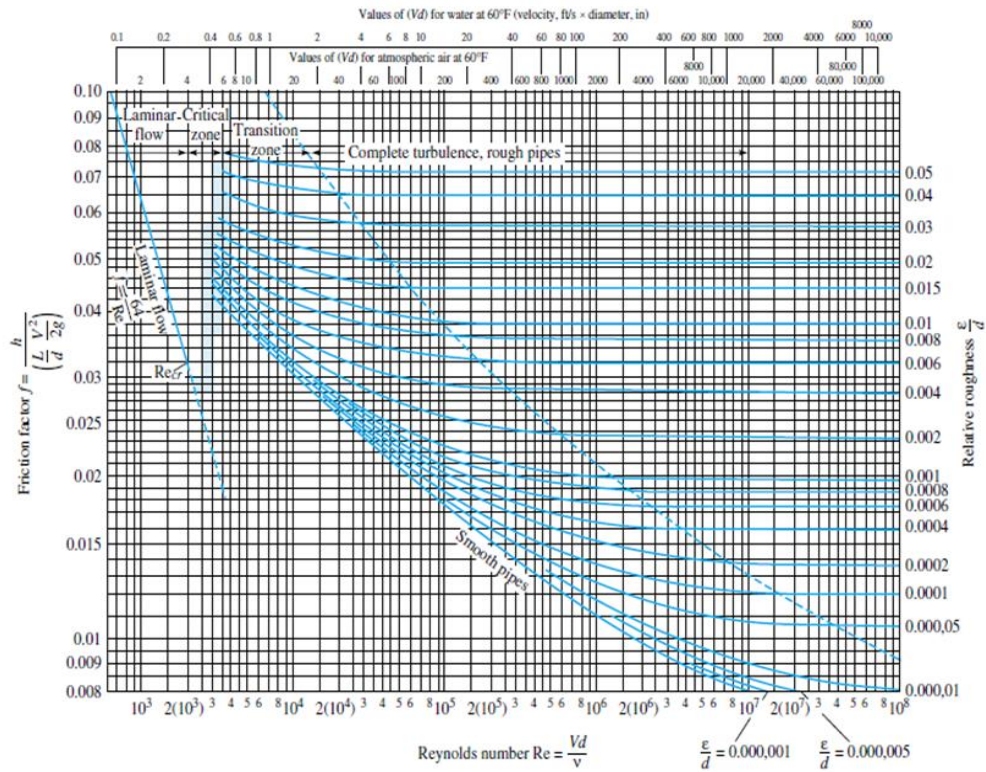
Re = 137732,79

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370)

Dimana: Kekerasan relatif (ϵ/ID) = 0,0003

Bilangan Reynold (Re) = 137732,79



Diperoleh nilai friction factor sebesar

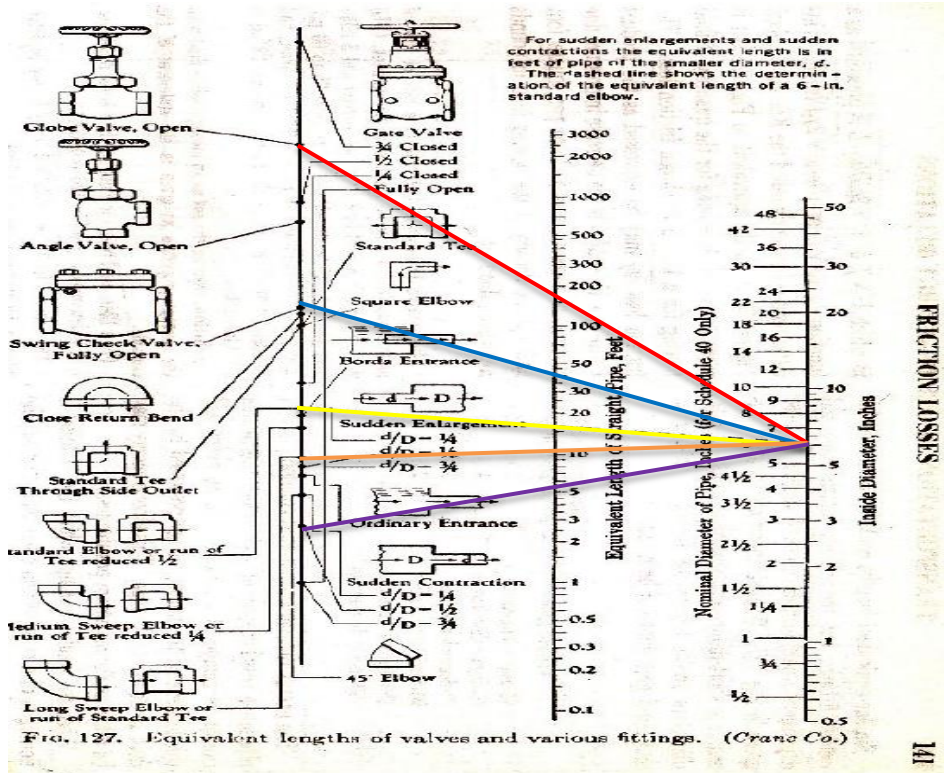
$f = 0,085$

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Rencana Pemipaan

Pipa Lurus = 41,5 m

Panjang Ekuivalen	LE (ft)	jumlah	ΣLe	
			ft	m
Sudden contraction	5	3	15	4,57
Standart elbow	10	8	80	24,4
globe valve	150	1	150	45,7
Check Valve	40	1	40	12,2
Sudden enlargement	10	3	30	9,14
Total	215		315	96
Pipa Lurus	41,5	LE + Σle		138



Rapat Berat (Weight Density)

$$\gamma = \rho L \times g$$

$$\begin{aligned} \gamma &= 767 \times 9,8 \\ &= 7514,1 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

- g = Percepatan gravitasi normal (m/s²)
- h_f = Head karena friksi (m)
- Z_1 = Elevasi titik 1 (m)
- Z_2 = Elevasi titik 2 (m)
- h_{man} = Head pompa (m)
- P_1 = Tekanan pada titik 1 (Pa)
- P_2 = Tekanan pada titik 2 (Pa)
- V_1 = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)
- V_2 = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{1,01 - 1,01}{7514,1} \end{aligned}$$

$$= 0 \text{ m}$$

b. Velocity Head

$$H_v = \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g}$$

$$= \frac{0,9535^2 - 0^2}{2 \times 9,8}$$

$$= 0,0464 \text{ m}$$

c. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1$$

$$= 8 - 1 \text{ m}$$

$$= 7 \text{ m}$$

d. Friction Head

$$h_f = \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$H_f = \frac{0,085 \times (137,51) \times 0,953^2}{2 \times 9,8 \times 0,1541}$$

$$= 3,52 \text{ m}$$

Total Head Pompa

$$H_{man} = H_f + H_v + H_s + H_p$$

$$= 0 + 0,0464 + 7 + 3,5193$$

$$= 10,5657 \text{ m}$$

$$= 34,6645 \text{ ft}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q_L}}{(h_{man})^{0,75}}$$

(Sularso, Pompa dan Kompresor (2000), halaman 5)

n_s : Kecepatan spesifik (antara 0,1 rad sampai 1 rad)

n : kecepatan putar (rad/s)

Q_L : kapasitas pompa (m³/s)

h_{man} : head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2 Ludwig, E.E., ed. III, vol. 3, halaman 624.

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50 Rpm	60 Rpm	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} any practical hp same as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Activate Wind
Go to Settings to a

Kecepatan putar dipil: = 375 rpm

Faktor slip = 5% (asumsi)

$$\begin{aligned} n &= 375 \text{ rotasi/menit} \times 0,95 \\ &= 356 \text{ rpm} \\ &= 37,3 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} ns &= \frac{37,3 \times (2, \text{E-}02)^{0,5}}{10,5657^{0,75}} \\ &= 0,8484 \text{ rad} \end{aligned}$$

Nilai ns berada diantara 0,1<Ns<1 maka tidak perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa Stage pada pompa dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada di dalam pompa

6. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$W = \frac{Q_L \cdot \gamma \cdot h_{man}}{e_{fp}}$$

Dimana:

e_{fp} = Effisiensi pompa

h_{man} = Head pompa (m)

Q_L = Kapasitas pompa (m³/s)

W = Daya penggerak poros (watt)

γ = Rapat berat (N/m³)

Effisiensi pompa:

Diperoleh daeri Fig. 10.63 Towler, dan Sinot (2008), halaman 625.

Untuk kapasitas Q 0,1665 m³/jam

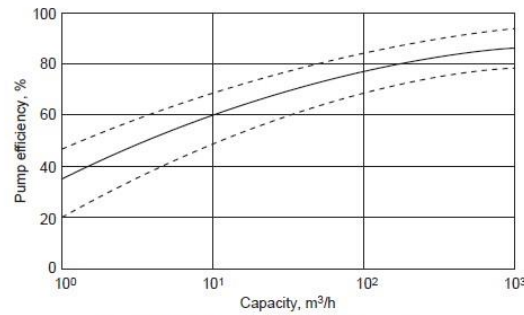


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh effisien 38%

Sehingga didapatkan daya gerak pompa sebesar :

$$-W = \frac{2,5 \times 10^{-2} \times 7514 \times 10,566}{38\%}$$

$$-W = 3714,3 \text{ watt}$$

$$-W = 4,9809 \text{ hp}$$

Tanda *minus* menandakan aliran membutuhkan kerja dari luar

Motor standar: dipilih motor induksi

Daya standar = 5 hp

8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (h_{fi})

Panjang pipa lurus, L = 42 m

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	sigma Le (m)
<i>sudden contaction</i>	5	3	15	4,5720
<i>standard elbow</i>	14	8	112	34,1376
<i>globe valve</i>	140	1	140	42,6720
<i>Checkvalve</i>	33	1	33	10,0584
<i>sudden enlrgement</i>	14	3	42,0	12,8016
Total			342,0000	104,2416

panjang ekuivalen, Le = 104,24 m

Maka, Head karena friksi pada daerah hisap:

$$h_{fi} = \frac{f \cdot (L + Le) \cdot V \cdot \text{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$h_{fi} = \frac{0,085 \times (41,50 + 104,24) \times 0,953^2}{2 \times 9,8 \times 0,1541}$$

$$h_{fl} = 3,7300 \text{ m}$$

Tekanan Uap Fluida

pada suhu 303 K

P uap campuran = 0,0422 bar

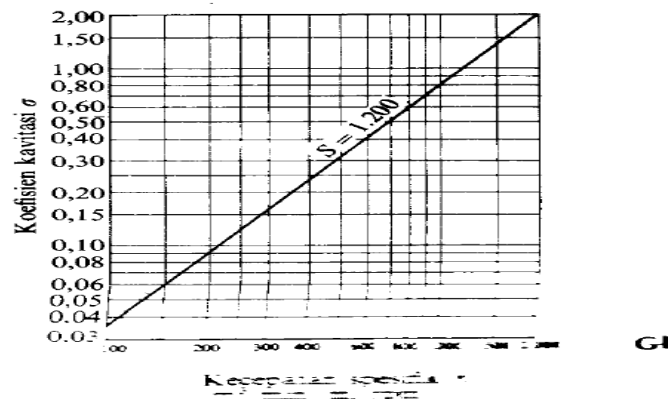
A	B	C	D	E	Puap
29,861	-3152,2	-7,3037	2E-09	2E-06	0,0422

Maka, NPSH yang tersedia

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} + z_1 + h_{fl}$$

$$NPSH = \frac{1,0 - 0,04217}{7514,15} + 1 + 3,7300 = 4,7301$$

NPSH yang diperlukan



Gb. 2.20 Hubungan antara koefisien kavitas dan kecepatan spesifik.

Dari gambar 2.20, Sularso diperoleh $\sigma = 0,13$

NPSH yang diperlukan = $\sigma \times$ NPSH yang tersedia

$$= 0,13 \times 4,7301$$

$$= 0,6149 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang tidak terjadi kavitasi

Ringkasan Perhitungan:

POMPA (PU-06)

Tugas : Memompa Dowterm A mengelilingi area proses

Jenis alat : pompa sentrifugal

Data fluida :

Suhu, T = 303 K

P1 = 1,01325 atm

P2 = 1,01325 atm

Pemilihan pipa :

NPS = 6 in = 0,1524 m

OD = 6,625 in = 0,1683 m

ID = 6,065 in = 0,1541 m

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 0,0178 m³/detik

Head pompa = 10,57 m

Kecepatan putar = 375 rpm

Motor standar = 5,00 hp

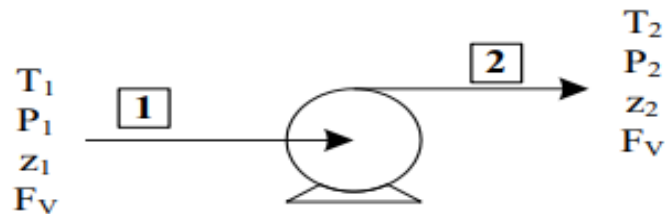
NPSH

NPSH yang tersedia = 4,73 m

NPSH yang diperlukan = 0,6149 m

POMPA UTILITAS (PU-07)

Tugas : Memompa bahan Bakar dari tangki penyimpanan TU-01 ke furnace
 Jenis alat : pompa sentrifugal



Data :

Suhu = 30,0 C = 303 K

Bahan yang di pompa :

Komponen	BM	Masuk (kg/jam)	kmol/jam
C16H34	226	127,6767631	0,5649414

Bidang datum berada di permukaan tanah

Titik 1 : Pipa keluaran pompa

Tekanan, P1= 1,0133 bar Elevasi = 1 m

Titik 2 : Pipa masuk pompa kembali

Tekanan, P2= 1,0133 bar Elevasi = 1 m

1. Rapat massa fase cair

Dihitung dengan persamaan

$$\text{Densitas} = \frac{A}{B^{(1-\frac{t}{T_c})^n}}$$

Dengan hubungan :

ρ_l : rapat massa fase cair [g/ml]

ρ_{hola} , ρ_{holc} , ρ_{hold} : konstanta konstanta

t : suhu operasi [K]

Data diperoleh dari Yaws 1999

Komponen	A	B	n	TC	rho
C16H34	0,2435	0,2544	0,3238	720,6	766,75

Persamaan yang digunakan

$$\log_{10} \mu_{liq} = A + B/T + C.T + D.T^2$$

Dengan hubungan :

myua , myub , myuc , myud : konstanta empiris

t : suhu operasi [K]

μ : viskositas fase fase cair [kg /m s] (centipoise Cp)

Komponen	miuA	miuB	miuC	miuD	μ
C16H34	-8,1894	2,E+03	1,5E-02	-1E-05	3,E-03

3. Tekanan Uap

Mengikuti persamaan

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

Puap : tekanan uap (mmhg)

vpa , vpb, vpc , vpd,vpe : konstanta

t : suhu operasi [K]

Komponen	vpa	vpb	vpc	vpd	vpe
C16H34	99,109	-8,E+03	-3E+01	1,0E-02	1,2E-12

Langkah perhitungan :

1. Menghitung kapasitas pompa
2. Menghitung ukuran pipa
3. Mengitung head pompa
4. Menghitung kecepatan spesifik
5. Menghitung daya penggerak poros
6. Menentukan motor standar

1. Menghitung kapasitas pompa

Kapasitas pompa, Ql = 5,E-05 m³/s

2. Menghitung ukuran pipa

Ukuran pipa optimum, dihitung dengan persamaan :

$$D_{opt} = 0,363 \times Ql^{0,45} \times \rho l^{0,13}$$

(Peters, M.,K.D., Timmerhaus dan R.E., West, 2003, halaman 501)

Dengan hubungan :

Diopt : diameter pipa optimum (m)

Ql : kecepatan volume fluida (m³ /s)

ρl : rapat massa fluida (kg/m³)

Rapat fluida yang dipompa :

$$\rho_l = \Sigma x_{massi} \times \rho_l$$

Pada suhu = 303 K

Rapat massa fluida, ρl = 767 kg/m³

Diopt = 0,0096 m

= 0,3797 in

Pipa standar

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

Dipilih 1/2 in NPS, 40 ST, 40 S

Diameter luar, Od = 0,84 in = 0,0213 m

Diameter dalam, Id = 0,622 in = 0,0158 m

Luas aliran ap = 0,304 in² = 0,0002 m²

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4

Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended
Roughness Values for Commercial
Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.00007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Iron	Cast, new	0.00085	0.26
Wrought, new		0.00015	0.046	±20
Galvanized, new		0.0005	0.15	±40
Asphalted cast		0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.00007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

$$\begin{aligned} \text{Maka diperoleh kekasaran pipa } (\epsilon) &= 0,00015 \text{ ft} \\ &= 4,57\text{E-}05 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Kekasaran relatif} = \frac{\epsilon}{ID}$$

$$\text{Maka diperoleh kekasaran relatif} = 0,0029 \text{ m}$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V_{lin} = \frac{Q_L}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{0,00005 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0002 \text{ m}^2} \\ &= 0,2358 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho_1 \cdot ID \cdot V_{lin}}{\mu}$$

$$Re = \frac{767 \text{ Kg/m}^3 \times 0,0158 \text{ m} \times 0,2358 \text{ m/s}}{0,0027579 \text{ Kg/m.s}}$$

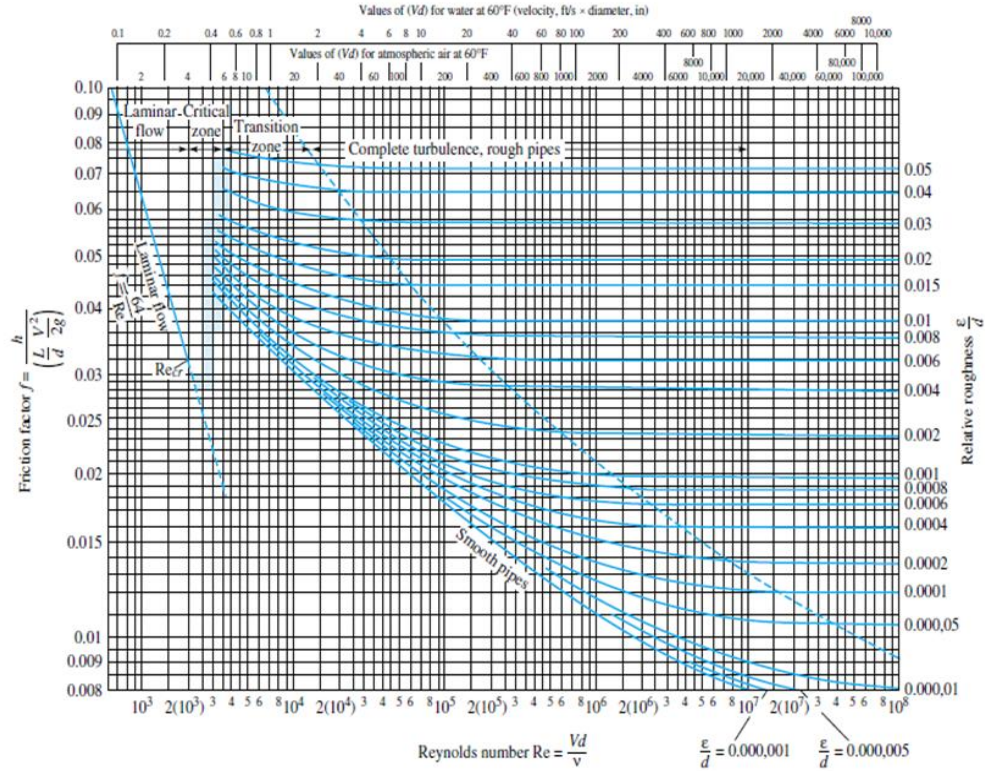
$$Re = 1035,874$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370)

Dimana: Kekerasan relatif (ϵ/ID) = 0,0029

Bilangan Reynold (Re) = 1035,87



Diperoleh nilai friction factor sebesar

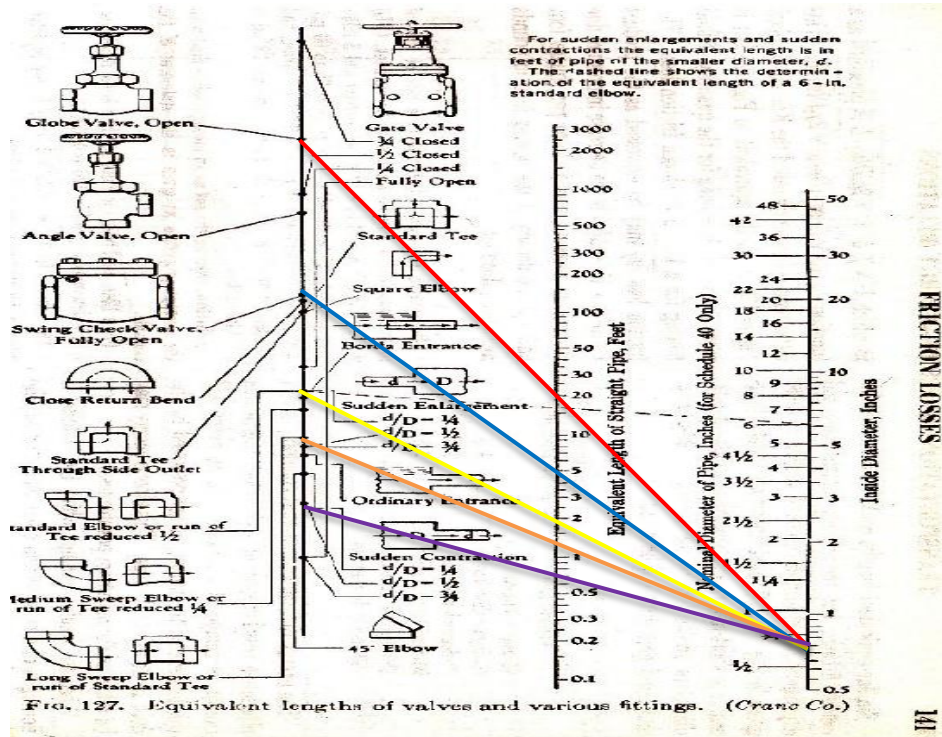
$f = 0,065$

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Rencana Pemipaan

Pipa Lurus = 62,45 m

Panjang Ekuivalen	LE (ft)	jumlah	ΣLe	
			ft	m
Sudden contraction	0,6	1	0,6	0,18
Standart elbow	2	2	4	1,2
globe valve	20	1	20	6,1
Check Valve	5	1	5	1,52
Sudden enlargement	2	1	2	0,61
Total	29,6		31,6	9,63
Pipa Lurus	62,5		LE + Σle	72



$$\gamma = \rho L \times g$$

$$\begin{aligned} \gamma &= 767 \times 9,8 \\ &= 7514,1 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernouilly :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s²)

h_f = Head karena friksi (m)

Z₁ = Elevasi titik 1 (m)

Z₂ = Elevasi titik 2 (m)

h_{man} = Head pompa (m)

P₁ = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P₂ = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V₁ = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V₂ = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{1,01 - 1,01}{7514,1} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\
 &= \frac{0,2358^2 - 0^2}{2 \times 9,8} \\
 &= 0,0028 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \\
 &= 1 - 1 \text{ m} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$h_f = \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{0,065 \times (72,08) \times 0,236^2}{2 \times 9,8 \times 0,0158} \\
 &= 0,84 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned}
 H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\
 &= 0 + 0,0028 + 0 + 0,8416 \\
 &= 0,8444 \text{ m} \\
 &= 2,7703 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q_L}}{(h_{man})^{0,75}}$$

(Sularso, Pompa dan Kompresor (2000), halaman 5)

- n_s : Kecepatan spesifik (antara 0,1 rad sampai 1 rad)
- n : kecepatan putar (rad/s)
- Q_L : kapasitas pompa (m³/s)
- h_{man} : head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2 Ludwig, E.E., ed. III, vol. 3, halaman 624.

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50 Rpm	60 Rpm	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} any } practical } hp same as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Activate Wind
Go to Settings to a

Kecepatan putar dipil = 750 rpm

Faktor slip = 5% (asumsi)

$$\begin{aligned} n &= 750 \text{ rotasi/menit} \times 0,95 \\ &= 713 \text{ rpm} \\ &= 74,6 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} ns &= \frac{74,6 \times (0,0000)^{0,5}}{0,8444^{0,75}} \\ &= 0,5758 \text{ rad} \end{aligned}$$

Nilai ns berada diantara 0,1 < Ns < 1 maka tidak perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa Stage pada pompa dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada di dalam pompa

6. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$-W = \frac{Q_L \cdot \gamma \cdot h_{man}}{efp}$$

Dimana:

efp = Efisiensi pompa

hman = Head pompa (m)

QL = Kapasitas pompa (m³/s)

W = Daya penggerak poros (watt)

γ = Rapat berat (N/m³)

Effisiensi pompa:

Diperoleh daeri Fig. 10.63 Towler, dan Sinot (2008), halaman 625.

Untuk kapasitas $Q = 0,1665 \text{ m}^3/\text{jam}$

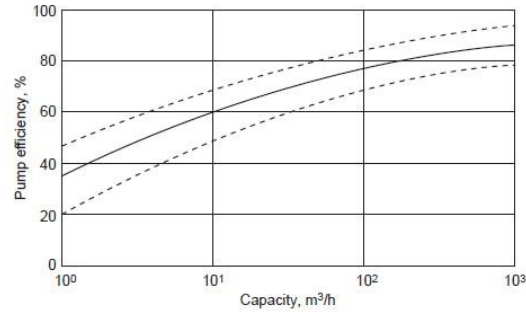


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh effisien 30%

Sehingga didapatkan daya gerak pompa sebesar :

$$-W = \frac{0,00005 \times 7514 \times 0,844}{30\%}$$

$$-W = 1,0 \text{ watt}$$

$$-W = 0,0013 \text{ hp}$$

Tanda *minus* menandakan aliran membutuhkan kerja dari luar

Motor standar: dipilih motor induksi

7. Menentukan motor standar

Effisiensi motor:

diperoleh dari fig. 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhause ed. IV (1991) halaman 521

untuk daya gerak pompa = 0,0013 hp

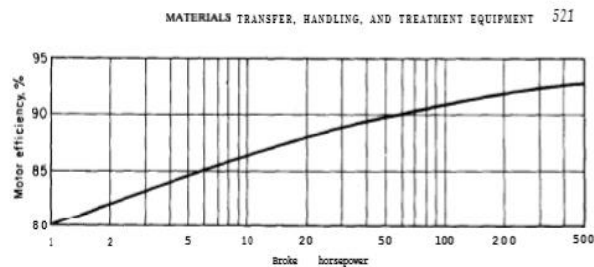


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Diperoleh effisi 80%

Maka,

Daya yang diperlukan $\frac{\text{Daya gerak pompa}}{\text{eff motor}}$

$$= \frac{0,00}{80\%} \text{ hp}$$

$$= 0,00164 \text{ hp}$$

Motor standar: dipilih motor induksi

Daya standar = 0,5 hp

8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (hfi)

Panjang pipa lurus, L = 5 m

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	sigma Le (m)
<i>sudden contaction</i>	0,6	1	1	0,1829
<i>standard elbow</i>	2	1	2	0,6096
<i>globe valve</i>	20	1	20	6,0960
<i>Checkvalve</i>	5	1	5	1,5240
<i>sudden enlrgement</i>	2	0	0,0	0,0000
Total			28	8,4125

panjang ekuivalen, Le = 8,41 m

Maka Head karena friksi pada daerah hisap:

$$h_{fi} = \frac{f \cdot (L + Le) \cdot V \text{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$h_{fi} = \frac{0,065 \times (5,00 + 8,41) \times 0,236^2}{2 \times 9,8 \times 0,0158}$$

$$h_{fi} = 0,1566 \text{ m}$$

Tekanan Uap Fluida

pada suhu 303 K

P uap campuran = 0,0024 bar

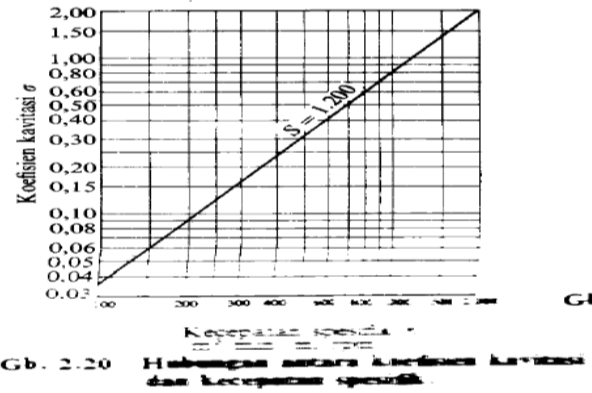
A	B	C	D	E	Puap
99,109	-7533,3	-32,251	0,0105	1E-12	0,0024

Maka, NPSH yang tersedia

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} + z_1 + h_{fi}$$

$$NPSH = \frac{1,0 - 0,00243}{7514,15} + 1 + 0,1566 = 1,1567$$

NPSH yang diperlukan



Dari gambar 2.20, Sularso diperoleh $\sigma = 0,7$

NPSH yang diperlukan = $\sigma \times$ NPSH yang tersedia

$$= 0,7 \times 1,1567$$

$$= 0,8097 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang tidak terjadi kavitasi

Ringkasan Perhitungan:

POMPA (PU-07)

Tugas : Memompa Dowterm A mengelilingi area proses

Jenis alat : pompa sentrifugal

Data fluida :

Suhu, T = 303 K

P1 = 1,01325 atm

P2 = 1,01325 atm

Pemilihan pipa :

NPS = 6 in = 0,1524 m

OD = 0,84 in = 0,0213 m

ID = 0,622 in = 0,0158 m

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 0,0000 m³/detik

Head pompa = 0,8444 m

Kecepatan putar = 750 rpm

Motor standar = 0,50 hp

NPSH

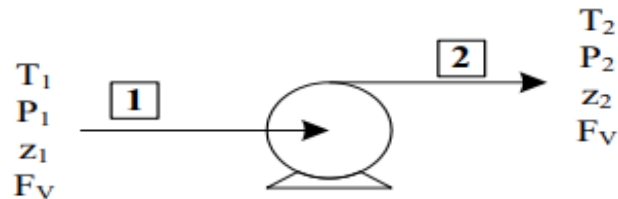
NPSH yang tersedia = 1,15673 m

NPSH yang diperlukan = 0,8097 m

POMPA UTILITAS (PU-08)

Tugas : Memompa PT Krakatau Tirta Industri ke Bak Air Bersih

Jenis alat : pompa sentrifugal



Data :

Suhu = 30,0 C = 303 K

Bahan yang di pompa :

Komponen	BM	Masuk (kg/jam)	kmol/jam
H2O	18	3581,17	198,95382

Bidang datum berada di permukaan tanah

Titik 1 : Permukaan tanah

Tekanan, P1 = 1,01325 bar Elevasi = -3 m

Titik 2 : Ujung Pipa masuk

Tekanan, P2 = 1,01325 bar Elevasi = 1 m

1. Rapat massa fase cair

Dihitung dengan persamaan

$$Densitas = \frac{A}{B^{(1-\frac{T}{T_c})^n}}$$

Dengan hubungan :

ρ_l : rapat massa fase cair [g/ml]

ρ_{hola} , ρ_{holb} , ρ_{holc} , ρ_{hold} : konstanta konstanta

t : suhu operasi [K]

Data diperoleh dari Yaws 1999

Komponen	A	B	n	TC	rho
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	1023,01

2. Viskositas fase cair

Persamaan yang digunakan

$$\log_{10} \mu_{liq} = A + B/T + C.T + D.T^2$$

Dengan hubungan :

myua , myub , myuc , myud : konstanta empiris

t : suhu operasi [K]

μ : viskositas fase fase cair [kg /m s] (centipoise Cp)

Komponen	miuA	miuB	miuC	miuD	miu H2O
H2O	-10,216	1792,5	0,01773	-1E-05	0,00082

3. Tekanan Uap

Mengikuti persamaan

$$\log_{10} p = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + E T^2$$

Puap : tekanan uap (mmhg)

vpa , vpb, vpc , vpd,vpe : konstanta

t : suhu operasi [K]

Komponen	vpa	vpb	vpc	vpd	vpe
H2O	29,861	-3,E+03	-7,3037	2,4E-09	1,8E-06

Langkah perhitungan :

1. Menghitung kapasitas pompa
2. Menghitung ukuran pipa
3. Mengitung head pompa

4. Menghitung kecepatan spesifik
5. Menghitung daya penggerak poros
6. Menentukan motor standar

1. Menghitung kapasitas pompa

Kapasitas pompa, $Q_l = 0,00097 \text{ m}^3/\text{s}$

2. Menghitung ukuran pipa

Ukuran pipa optimum, dihitung dengan persamaan :

$$D_{\text{opt}} = 0,363 \times Q_l^{0,45} \times \rho_l^{0,13}$$

(Peters, M.,K.D., Timmerhaus dan R.E., West, 2003, halaman 501)

Dengan hubungan :

D_{opt} : diameter pipa optimum (m)

Q_l : kecepatan volume fluida (m^3/s)

ρ_l : rapat massa fluida (kg/m^3)

Rapat fluida yang dipompa :

$$\rho_l = \sum x_{\text{massi}} \times \rho_l$$

Pada suhu = 303 K

Rapat massa fluida, $\rho_l = 1023 \text{ kg}/\text{m}^3$

$D_{\text{opt}} = 0,0394 \text{ m}$

= 1,5520 in

Pipa standar

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

Dipilih 1,5 in NPS, 40 ST, 40 S

Diameter luar, $O_d = 1,9 \text{ in} = 0,04826 \text{ m}$

Diameter dalam, $I_d = 1,61 \text{ in} = 0,0409 \text{ m}$

Luas aliran $a_p = 2,0400 \text{ in}^2 = 0,00132 \text{ m}^2$

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
Brass	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Plastic	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Glass	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Concrete	Smooth	Smooth	Smooth	
	Rough	0.00013	0.04	±60
Rubber	Rough	0.007	2.0	±50
Wood	Smoothed	0.000033	0.01	±60
	Stave	0.0016	0.5	±40

Maka diperoleh kekasaran pipa (ε) = 0,00015 ft
 = 4,572E-05 m

Kekasaran relatif = $\frac{\epsilon}{ID}$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 0,0011 m

Kecepatan aliran dalam pipa

$V_{lin} = \frac{Q_L}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$

= $\frac{0,00097 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0013 \text{ m}^2}$
 = 0,7388 m/s

Bilangan Reynold

$Re = \frac{\rho_1 \cdot ID \cdot V_{lin}}{\mu}$

$Re = \frac{1023 \text{ Kg/m}^3 \times 0,0409 \text{ m} \times 0,7388 \text{ m/s}}{0,0008177 \text{ Kg/m.s}}$

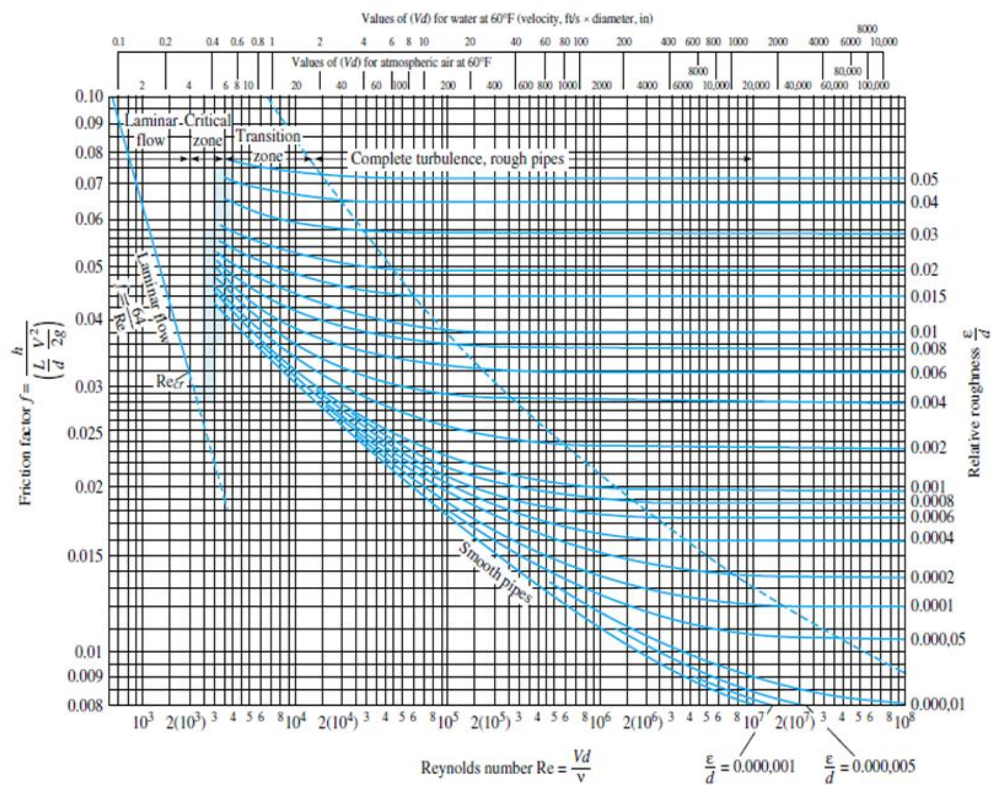
$$Re = 37799,957$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370)

Dimana: Kekerasan relatif (ϵ/ID) = 0,00112

Bilangan Reynold (Re) = 37799,96



Diperoleh nilai friction factor sebesar

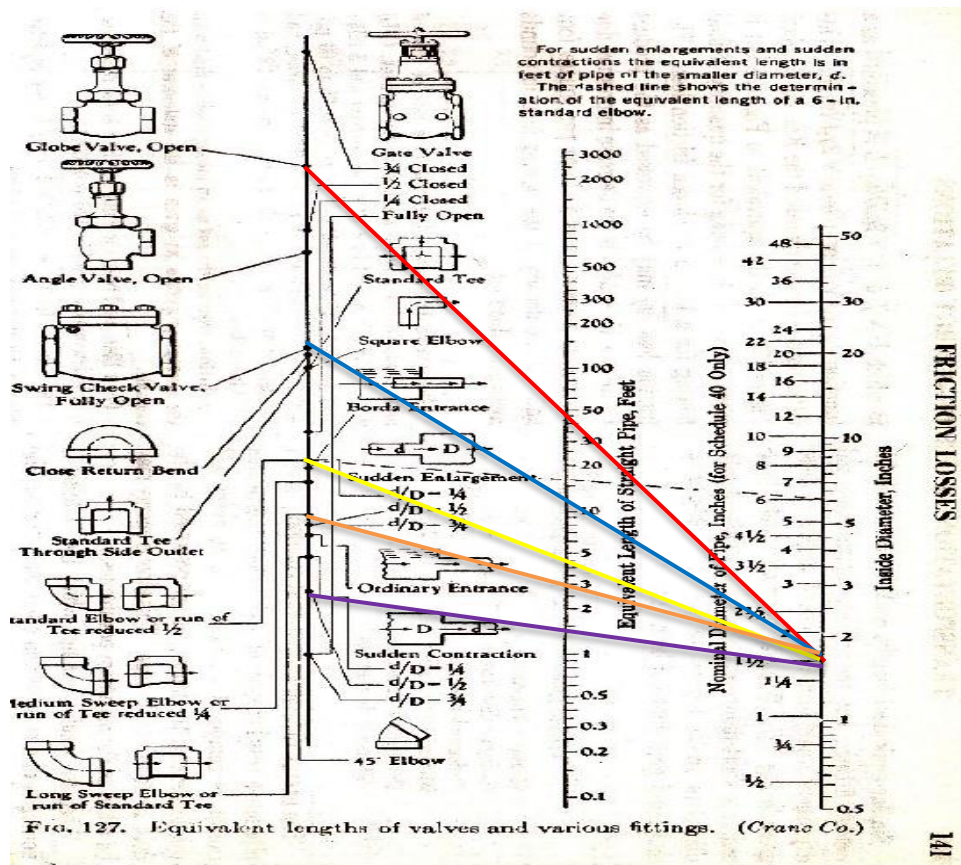
$$f = 0,028$$

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Rencana Pemipaan

$$\text{Pipa Lurus} = 58,4 \quad \text{m}$$

Panjang Ekuivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
Sudden contraction	1,5	1	1,5	0,46
Standart elbow	4,5	2	9	2,7
globe valve	45	1	45	13,7
Check Valve	11	1	11	3,35
Standart tee	11	2	22	6,71
Total	73		88,5	27
Pipa Lurus	58,4	LE + Σle	85	



$$\gamma = \rho L \times g$$

$$\begin{aligned} \gamma &= 1023 \times 9,8 \\ &= 10025,5 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

h_f = *Head* karena friksi (m)

Z_1 = Elevasi titik 1 (m)

Z_2 = Elevasi titik 2 (m)

H_{man} = *Head* pompa (m)

P_1 = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V_2 = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{1,01 - 1,01}{10025,5} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \frac{0,7388^2 - 0^2}{2 \times 9,8} \\ &= 0,0279 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 1 - -3 \text{ m} \\ &= 4 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$h_f = \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$H_f = \frac{0,028 \times (85,37) \times 0,739^2}{2 \times 9,8 \times 0,0409}$$

$$= 1,63 \text{ m}$$

Total Head Pompa

$$H_{man} = H_p + H_v + H_s + H_f$$

$$= 0 + 0,0279 + 4 + 1,6280$$

$$= 5,6559 \text{ m}$$

$$= 18,5560 \text{ ft}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q_L}}{(h_{man})^{0,75}}$$

(Sularso, Pompa dan Kompresor (2000), halaman 5)

n_s : Kecepatan spesifik (antara 0,1 rad sampai 1 rad)

n : kecepatan putar (rad/s)

Q_L : kapasitas pompa (m³/s)

h_{man} : head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2 Ludwig, E.E., ed. III, vol. 3, halaman 624.

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50	60	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} any practical hp same as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$rpm = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Activate Wind
Go to Settings to a

Kecepatan putar dipili = 300 rpm
 Faktor slip = 5% (asumsi)
 $n = 300 \text{ rotasi/menit} \times 0,95$
 $= 285 \text{ rpm}$
 $= 29,8 \text{ rad/s}$

Maka,

$$ns = \frac{29,8 \times (0,0010)^{0,5}}{5,6559^{0,75}}$$

$$= 0,25363 \text{ rad}$$

Nilai ns berada diantara $0,1 < Ns < 1$ maka tidak perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa Stage pada pompa dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada di dalam pompa

6. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$W = \frac{Q_L \cdot \gamma \cdot h_{man}}{e_{fp}}$$

Dimana:

- e_{fp} = Effisiensi pompa
- h_{man} = Head pompa (m)
- Q_L = Kapasitas pompa (m^3/s)
- W = Daya penggerak poros (watt)
- γ = Rapat berat (N/m^3)

Effisiensi pompa:

Diperoleh daeri Fig. 10.63 Towler, dan Sinot (2008), halaman 625.

Untuk kapasitas $Q = 3,5006 \text{ m}^3/\text{jam}$

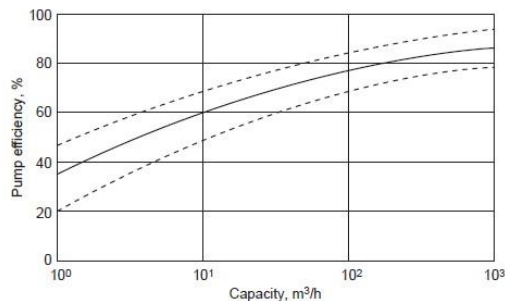


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh efisiensi 38%

Sehingga didapatkan daya gerak pompa sebesar :

$$-W = \frac{0,00097 \times 10026 \times 5,656}{38\%}$$

$$-W = 145,1 \text{ watt}$$

$$-W = 0,1946 \text{ hp}$$

Tanda *minus* menandakan aliran membutuhkan kerja dari luar

Motor standar: dipilih motor induksi

7. Menentukan motor standar

Efisiensi motor:

diperoleh dari fig. 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhause ed. IV (1991)

halaman 521 untuk daya gerak pompa = 0,1946 hp

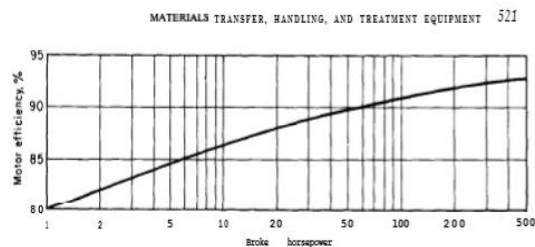


FIGURE 14.38
Efficiencies of three-phase motors.

Diperoleh efisiensi = 80%

Maka,

Daya yang diperlukan = $\frac{\text{Daya gerak pompa}}{\text{eff motor}}$

$$= \frac{0,195}{80\%} \text{ hp}$$

$$= 0,24323 \text{ hp}$$

$$= 0,24323 \text{ hp}$$

Motor standar: dipilih motor induksi

Daya standar = 0,5 hp

8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (hfi)

Panjang pipa lurus, L = 120 m

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	sigma Le (m)
<i>sudden contaction</i>	7	1	7	2,1336
<i>standard elbow</i>	16	8	128	39,0144
<i>globe valve</i>	175	2	350	106,6800
<i>Checkvalve</i>	40	2	80	24,3840
<i>Standard tee</i>	18	1	18	5,4864
<i>sudden enlrgement</i>	4,5	1	4,5	1,3716
Total			587,5000	179,0700

panjang ekuivalen, Le = 179,07 m

Maka, Head karena friksi pada daerah hisap:

$$h_f = \frac{f \cdot (L + Le) \cdot V \cdot \text{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$h_{f1} = \frac{0,028 \times (120,00 + 179,07) \times 0,739^2}{2 \times 9,8 \times 0,0409}$$

$$h_{f1} = 5,7030 \text{ m}$$

Tekanan Uap Fluida

pada suhu 303 K

P uap campuran = 0,0422 bar

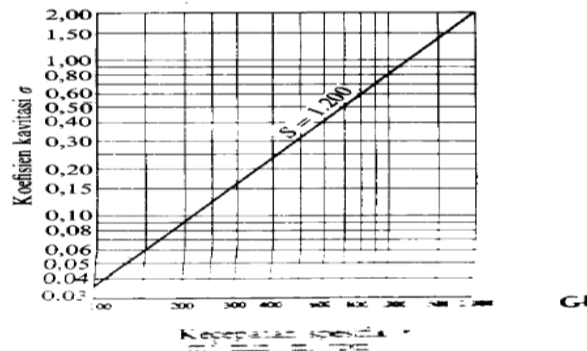
A	B	C	D	E	Puap
29,861	-3152,2	-7,3037	2,4E-09	1,8E-06	0,0422

Maka, NPSH yang tersedia

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} + z_1 + h_{f1}$$

$$\text{NPSH} = \frac{1,0 - 0,04217}{10025,53} + -3 + 5,7030 = 2,7031$$

NPSH yang diperlukan



Gb. 2.20 Hubungan antara koefisien kavitasi dan kecepatan spesifik.

Dari gambar 2.20, Sularso diperoleh $\sigma = 0,04$

$$\begin{aligned} \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\ &= 0,04 \times 2,7031 \\ &= 0,0946 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang tidak terjadi kavitasi

Ringkasan Perhitungan:

POMPA (PU-08)

Tugas : Memompa air dari PT Krakatau tirta industri ke bak air bersih dan CT

Jenis alat : pompa sentrifugal

Data fluida :

Suhu, T = 303 K

P1 = 1,01325 atm

P2 = 1,01325 atm

Pemilihan pipa :

NPS = 1,5 in = 0,0381 m

OD = 1,9 in = 0,0483 m

ID = 1,61 in = 0,0409 m

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 0,0010 m³/detik

Head pompa = 5,6559 m

Kecepatan putar = 300 rpm

Motor standar = 0,50 hp

NPSH

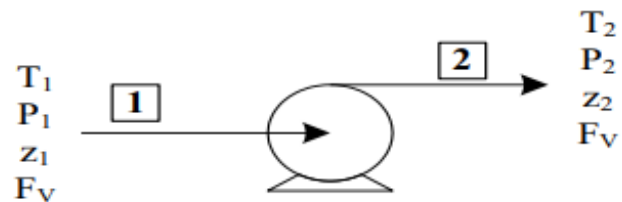
NPSH yang tersedia = 2,70306 m

NPSH yang diperlukan = 0,0946 m

POMPA UTILITAS (PU-09)

Tugas : Memompa air dari CT ke CD-02

Jenis alat : pompa sentrifugal



Data :

Suhu = 30,0 C = 303 K

Bahan yang di pompa :

Komponen	BM	Masuk (kg/jam)	kmol/jam
Air	18	25770,92	1431,7179

Bidang datum berada di permukaan tanah

Titik 1 : Pipa keluaran pompa

Tekanan, P1 = 1,01325 bar Elevasi = 1 m

Titik 2 : Pipa masuk pompa kembali

Tekanan, P2 = 1,01325 bar Elevasi = 2 m

1. Rapat massa fase cair

Dihitung dengan persamaan

$$\text{Densitas} = \frac{A}{B^{(1-\frac{T}{T_c})^n}}$$

Dengan hubungan :

ρ_l : rapat massa fase cair [g/ml]

ρ_{hola} , ρ_{holb} , ρ_{holc} , ρ_{hold} : konstanta konstanta

t : suhu operasi [K]

Data diperoleh dari Yaws 1999

Komponen	A	B	n	TC	rho
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	1023,01

2. Viskositas fase cair

Persamaan yang digunakan

$$\log_{10} \mu_{liq} = A + B/T + C.T + D.T^2$$

Dengan hubungan :

m_{yua} , m_{yub} , m_{yuc} , m_{yud} : konstanta empiris

t : suhu operasi [K]

μ : viskositas fase fase cair [kg /m s] (centipoise Cp)

Komponen	miuA	miuB	miuC	miuD	miu H2O
H2O	-10,216	1792,5	0,01773	-1E-05	0,00082

3. Tekanan Uap

Mengikuti persamaan

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

Puap : tekanan uap (mmhg)

v_{pa} , v_{pb} , v_{pc} , v_{pd} , v_{pe} : konstanta

t : suhu operasi [K]

Komponen	vpa	vpb	vpc	vpd	vpe
H2O	29,861	-3,E+03	-7,3037	2,4E-09	1,8E-06

Langkah perhitungan :

1. Menghitung kapasitas pompa
2. Menghitung ukuran pipa

3. Mengitung head pompa
4. Menghitung kecepatan spesifik
5. Menghitung daya penggerak poros
6. Menentukan motor standar

1. Menghitung kapasitas pompa

Kapasitas pompa, $Q_1 = 0,0070 \text{ m}^3/\text{s}$

2. Menghitung ukuran pipa

Ukuran pipa optimum, dihitung dengan persamaan :

$$D_{\text{opt}} = 0,363 \times Q_1^{0,45} \times \rho_l^{0,13}$$

(Peters, M.,K.D., Timmerhaus dan R.E., West, 2003, halaman 501)

Dengan hubungan :

D_{opt} : diameter pipa optimum (m)

Q_1 : kecepatan volume fluida (m^3/s)

ρ_l : rapat massa fluida (kg/m^3)

Rapat fluida yang dipompa :

$$\rho_l = \sum x_{\text{massi}} \times \rho_l$$

Pada suhu = 303 K

Rapat massa fluida, $\rho_l = 1023 \text{ kg}/\text{m}^3$

$$D_{\text{opt}} = 0,0958 \text{ m}$$

$$= 3,7721 \text{ in}$$

Pipa standar

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

Dipilih 4 in NPS, 40 ST, 40 S

$$\text{Diameter luar, } O_d = 4,5 \text{ in} = 0,1143 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam, } I_d = 4,026 \text{ in} = 0,1023 \text{ m}$$

$$\text{Luas aliran } a_p = 12,7000 \text{ in}^2 = 0,00819 \text{ m}^2$$

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/16	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
7/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0

Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.00007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
	Drawn, new	0.00007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

$$\begin{aligned} \text{Maka diperoleh kekasaran pipa } (\epsilon) &= 0,00015 \text{ ft} \\ &= 4,572\text{E-}05 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Kekasaran relatif} = \frac{\epsilon}{ID}$$

$$\text{Maka diperoleh kekasaran relatif} = 0,0004 \text{ m}$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V_{lin} = \frac{Q_L}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{0,00700 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0082 \text{ m}^2} \\ &= 0,8540 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho_1 \cdot ID \cdot V_{lin}}{\mu}$$

$$Re = \frac{1023 \text{ Kg/m}^3 \times 0,1023 \text{ m} \times 0,8540 \text{ m/s}}{0,0008177 \text{ Kg/m.s}}$$

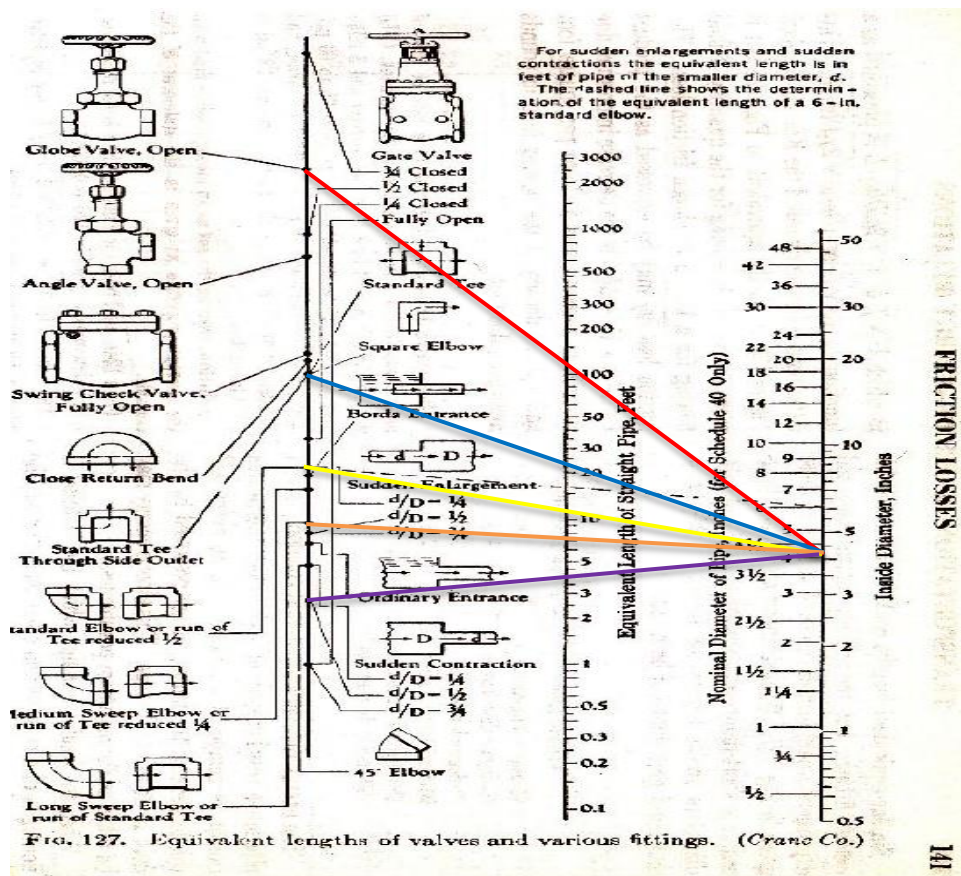
$$Re = 109262,418$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370)

$$\text{Dimana: Kekerasan relatif } (\epsilon/ID) = 0,00045$$

$$\text{Bilangan Reynold (Re)} = 109262,42$$



$$\gamma = \rho L \times g$$

$$\begin{aligned} \gamma &= 1023 \times 9,8 \\ &= 10025,5 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernouilly :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

h_f = Head karena friksi (m)

Z_1 = Elevasi titik 1 (m)

Z_2 = Elevasi titik 2 (m)

h_{man} = Head pompa (m)

P_1 = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V_2 = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{1,01 - 1,01}{10025,5} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \frac{0,8540^2 - 0^2}{2 \times 9,8} \\ &= 0,0372 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 2 - 1 \text{ m} \\ &= 1 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$h_f = \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{0,020 \times (117,53) \times 0,854^2}{2 \times 9,8 \times 0,1023} \\ &= 0,86 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 0 + 0,0372 + 1 + 0,8554 \\ &= 1,8926 \text{ m} \\ &= 6,2094 \text{ ft} \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q_L}}{(hman)^{0,75}}$$

(Sularso, Pompa dan Kompresor (2000), halaman 5)

n_s : Kecepatan spesifik (antara 0,1 rad sampai 1 rad)

n : kecepatan putar (rad/s)

Q_L : kapasitas pompa (m³/s)

$hman$: head pompa (m)

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2 Ludwig, E.E., ed. III, vol. 3, halaman 624.

Table 14-2
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50	60	Induction	Synchronous
	Rpm			
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} any practical as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$rpm = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Activate Wind
Go to Settings to a

Kecepatan putar dipili = 188 rpm

Faktor slip = 5% (asumsi)

$$\begin{aligned} n &= 188 \text{ rotasi/menit} \times 0,95 \\ &= 179 \text{ rpm} \\ &= 18,7 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} n_s &= \frac{18,7 \times (0,0070)^{0,5}}{1,8926^{0,75}} \\ &= 0,9691 \text{ rad} \end{aligned}$$

Nilai n_s berada diantara $0,1 < N_s < 1$ maka tidak perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa Stage pada pompa dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada di dalam pompa

6. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$-W = \frac{Q_L \cdot \gamma \cdot h_{man}}{e_{fp}}$$

Dimana:

e_{fp} = Effisiensi pompa

h_{man} = Head pompa (m)

Q_L = Kapasitas pompa (m^3/s)

W = Daya penggerak poros (watt)

γ = Rapat berat (N/m^3)

Effisiensi pompa:

Diperoleh daeri Fig. 10.63 Towler, dan Sinot (2008), halaman 625.

Untuk kapasitas Q_l 25,1912 m^3/jam

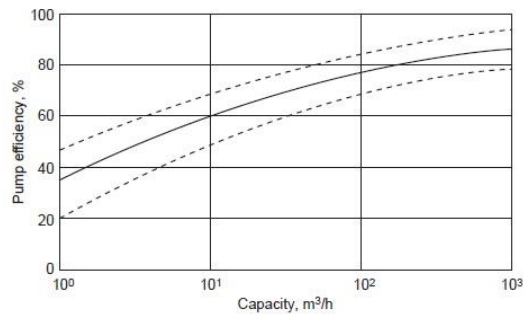


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh effisiensi 42%

Sehingga didapatkan daya gerak pompa sebesar :

$$-W = \frac{0,0070 \times 10026 \times 1,893}{42\%}$$

$$-W = 316,1 \quad \text{watt}$$

$$-W = 0,4239 \quad \text{hp}$$

Tanda *minus* menandakan aliran membutuhkan kerja dari luar

Motor standar: dipilih motor induksi

7. Menentukan motor standar

Effisiensi motor:

diperoleh dari fig. 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhause ed. IV (1991)

halaman 521 ,untuk daya gerak pompa = 0,4239 hp

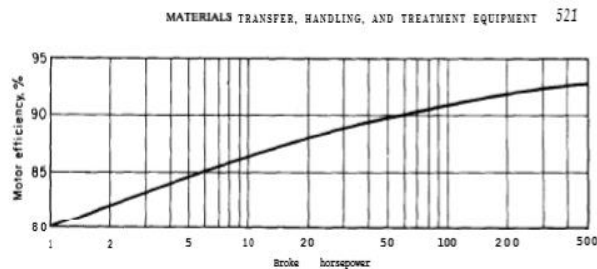


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Diperoleh effisiensi = 80%

Maka,

$$\begin{aligned}
 \text{Daya yang diperlukan} &= \frac{\text{Daya gerak pompa}}{\text{eff motor}} \\
 &= \frac{0,42}{80\%} \text{ hp} \\
 &= 0,5299 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Motor standar: dipilih motor induksi

Daya standar = 1 hp

8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (hfi)

Panjang pipa lurus, L = 120 m

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	sigma Le (m)
<i>sudden contaction</i>	4	1	4	1,2192
<i>standard elbow</i>	10	8	80	24,3840
<i>globe valve</i>	100	2	200	60,9600
<i>Checkvalve</i>	30	2	60	18,2880
<i>Standard tee</i>	20	1	20	6,0960
<i>sudden enlrgement</i>	4,5	1	4,5	1,3716
Total			368,5	112,3188

panjang ekuivalen, Le = 112,32 m

Maka, Head karena friksi pada daerah hisap:

$$h_f = \frac{f \cdot (L + Le) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$h_{f1} = \frac{0,020 \times (120,00 + 112,32) \times 0,854^2}{2 \times 9,8 \times 0,1023}$$

$$h_{f1} = 1,6908 \text{ m}$$

Tekanan Uap Fluida

pada suhu 303 K

P uap campuran = 0,0422 bar

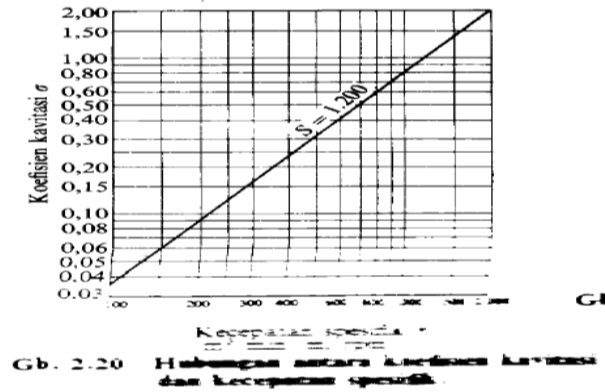
A	B	C	D	E	Puap
29,861	-3152,2	-7,3037	2,4E-09	1,8E-06	0,0422

Maka, NPSH yang tersedia

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} + z_1 + h_{f1}$$

$$NPSH = \frac{1,0 - 0,04217}{10025,53} + 1 + 1,6908 = 2,6909$$

NPSH yang diperlukan



Dari gambar 2.20, Sularso diperoleh $\sigma = 0,06$

$$\begin{aligned} \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\ &= 0,06 \times 2,6909 \\ &= 0,1615 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang tidak terjadi kavitasi

Ringkasan Perhitungan:

POMPA (PU-09)

Tugas : Memompa air dari CT ke CD-02

Jenis alat : pompa sentrifugal

Data fluida :

$$\text{Suhu, } T = 303 \text{ K}$$

$$P1 = 1,01325 \text{ atm}$$

$$P2 = 1,01325 \text{ atm}$$

Pemilihan pipa :

$$\text{NPS} = 1,5 \text{ in} = 0,0381 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 4,5 \text{ in} = 0,1143 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ in} = 0,1023 \text{ m}$$

Spesifikasi pompa :

$$\text{Kapasitas pompa} = 0,0070 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$\text{Head pompa} = 1,8926 \text{ m}$$

$$\text{Kecepatan putar} = 188 \text{ rpm}$$

$$\text{Motor standar} = 1,00 \text{ hp}$$

NPSH

$$\text{NPSH yang tersedia} = 2,69092 \text{ m}$$

$$\text{NPSH yang diperlukan} = 0,1615 \text{ m}$$

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dalam prarancangan pabrik Diphenilamin dari Anilin yang berkaitan dengan evaluasi kelayakan pendirian pabrik ini yang ditinjau dari aspek evaluasi kelayakan ekonomi.

dilakukan dengan tahapan sebagai berikut :

- A. Modal Investasi (*Capital Investment*)
- B. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
- C. Pengeluaran Umum (*General Expense*)
- D. Penjualan dan Keuntungan (*Sales & Profit*)
- E. Analisis Kelayakan

A. Modal Investasi Industri (*Capital Investment*)

Modal industri (*Capital Investment*) merupakan penanaman modal yang berkaitan dengan pengeluaran berupa biaya yang diperlukan untuk membangun fasilitas produksi dan operasi utama dalam pabrik (Aries & Newton, 1955).

Modal industri terdiri dari 2 yaitu :

- 1. Modal Tetap (*Fixed Capital*) terdiri dari = 90 %
- 2. Modal Kerja (*Working Capital*) terdiri dari = 10 %

(Aries & Newton, 1955 hal 1)

1. Modal tetap (*Fixed Capital*)

Modal tetap dapat didefinisikan sebagai total biaya instalasi pengolahan, bangunan, layanan tambahan, dan teknik yang terlibat dalam penciptaan pabrik baru. Modal tetap (fix capital) terdiri dari :

- * *Phsyical plant cost*
 - *Purchased equipment*
 - *Equipment installation*
 - *Piping*
 - *Instrumentation*
 - *Insulation*
 - *Electrical*
 - *Building*
 - *Land & yard improvements*
 - *Utilities*
- * *Direct plant cost*
 - *Phsyical plant cost*
 - *Engineering and construction*
- * *Contractor fee*
- * *Contingency*

*** Physical plant cost**

- Penentuan Total Harga Alat (*Purchasing Equipment Cost*)

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio indeks harga.

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

(Aries & Newton, 1955 hal 16)

Dimana E_x = Harga alat pada tahun x

E_y = Harga alat pada tahun y

N_x = Indeks harga pada tahun x

N_y = Indeks harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu tidak memotong kurva spesifikasi, harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

(Aries & Newton, 1955 hal 15)

Dalam penentuan harga alat - alat pabrik Diphenilamin dilakukan berdasarkan beberapa asumsi-asumsi dasar sebagai berikut :

1. Kurs dollar pada 11 november 2021 US \$ 1 = Rp 14.253
2. Penentuan harga alat bersumber dari buku dan web dapat dilihat pada lampiran perhitungan

Untuk perhitungan alat tersebut diperlukan nilai CEPCI (*Chemical Engineering Plant cost Index*) untuk membandingkan harga alat yang didapat dari literatur pada waktu tertentu untuk harga alat saat ini.

CE Index diambil dari : (www.chemengonline.com, "*Annual Plant Cost Index*")

- | | | | | |
|----|----------------|------|---|-------|
| a. | CE Index Tahun | 1954 | = | 185 |
| b. | CE Index Tahun | 1982 | = | 315 |
| c. | CE Index Tahun | 1990 | = | 357,6 |
| d. | CE Index Tahun | 2006 | = | 521,9 |
| e. | CE Index Tahun | 2007 | = | 550,8 |
| f. | CE Index Tahun | 2008 | = | 585,7 |
| g. | CE Index Tahun | 2009 | = | 521,9 |
| h. | CE Index Tahun | 2010 | = | 550,8 |
| i. | CE Index Tahun | 2011 | = | 585,7 |
| j. | CE Index Tahun | 2012 | = | 584,6 |
| k. | CE Index Tahun | 2013 | = | 567,3 |
| l. | CE Index Tahun | 2014 | = | 576,1 |
| m. | CE Index Tahun | 2015 | = | 556,8 |
| n. | CE Index Tahun | 2016 | = | 541,7 |
| o. | CE Index Tahun | 2017 | = | 567,5 |
| p. | CE Index Tahun | 2018 | = | 603,1 |

- q. CE Index Tahun 2019 = 607,5
- r. CE Index Tahun 2020 = 596,2
- s. CE Index Tahun 2025 = 645,17

(Hasil persamaan $y = 6,8228x - 13171$)

i. Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Proses

No	Nama Alat	Kode Alat	Parameter	Unit	Jml	Harga Satuan Literatur, \$	Harga 2025, \$	Literatur
1	Reaktor	R-01	3539,60	ft ²	1	926	1.037,02	Matche.com
2	Condenser Partial	CD-01	333,6349	ft ²	1	98.800	110.645,4	Matche.com
3	Vaporizer	VP-01	1182,8114	ft ²	1	151.100	169.215,7	Matche.com
4	Furnace	F-01	5004245,1	BTU/h	1	58900	65.961,66	Matche.com
5	Menara Destilasi	MD-01	110,3560	ft ²	1	20.800	23.293,76	Matche.com
6	Tangki 1	T-01	2569560	gal	2	2673700	5988512,5	Matche.com
7	Tangki 2	T-02	2256240	gal	2	2457000	5503151,2	Matche.com
8	Tangki 3	T-03	302400	gal	1	1666400	1866188,7	Matche.com
9	Cooler	CL-01	179,2666	ft ²	1	44.900,00	50.283,17	Matche.com
10	Cooler	CL-02	57,2028	ft ²	1	3.200,00	3.583,66	Matche.com
11	Cooler	CL-03	683,2659	ft ²	1	73.400,00	82.200,10	Matche.com
12	Cooler	CL-04	146,2691	ft ²	1	41.700,00	46.699,51	Matche.com
13	Heater	H-01	1410,4485	ft ²	1	174.300	195.197,2	Aries N., fig. 46
14	Condensor	CD-01	333,6349	ft ²	1	64.800,00	72.569,03	Aries N., fig. 46
15	Condensor	CD-02	615,6000	ft ²	1	98.300,00	110.085,4	Aries N., fig. 46
16	Reboiler	RB-01	204,0749	ft ²	1	44.600	49.947,20	Matche.com
17	Separator 1	SP-01	55,0059	gal	1	3.456	3.870,35	Matche.com
18	Evaporator	EV-01	214,165	ft ²	1	244.200	273.477,7	Matche.com
19	Separator 2	SP-02	292,6207	gal	1	9.854	11.035,42	Matche.com
20	Akumulator	ACC-01	59,2025	gal	1	6.500,00	7.279,30	Matche.com
21	Kompresor	K-01	82,14	hp	1	68.600,00	76.824,62	Matche.com
22	Pompa 1	P-01	1177,76	gpm	1	1.198	4.177,91	Aries N., fig. 35
23	Pompa 2	P-02	53,20	gpm	1	540	1.883,20	Aries N., fig. 35
24	Pompa 3	P-03	53,1419	gpm	1	540	1.883,20	Aries N., fig. 35
25	Pompa 4	P-04	52,5163	gpm	1	540	1.883,20	Aries N., fig. 35
26	Pompa 5	P-05	4,9335	gpm	1	300	1.046,22	Aries N., fig. 35
27	Pompa 6	P-06	3,5846	gpm	1	300	1.046,22	Aries N., fig. 35
28	Pompa 7	P-07	47,2716	gpm	1	450	1.569,33	Aries N., fig. 35
29	Pompa 8	P-08	6,2953	gpm	1	310	1.081,10	Aries N., fig. 35
Total							14.725.629	

ii. Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Utilitas

No	Nama Alat	Kode Alat	Parameter	Unit	Jml	Harga Satuan Literatur, \$	Harga 2025, \$	Literatur
1	B. Pengendap Awal	BU-01	421,7349	m ³	1	-	18.197,93	Di Indonesia
2	Bak RT	BU-02	773,6100	m ³	1	-	33.381,41	Di Indonesia
3	Cooling Tower	CT-01	9457415,3	BTU/jam	1	380900	426.567,0	Matche.com
4	Blower	B-01	180,75	gpm	1	300	335,97	Matche.com
5	Tangki klorinasi	TU-01	2,3413	gal	1	750	2.615,55	Aries N., fig. 44
6	T. Silika	TU-03	102,05	gal	1	1050	3.661,78	Aries N., fig. 46
7	T. Udara Tekan	TU-04	4.755,10	gal	1	17900	20.046,07	Matche.com
8	T. Bahan Bakar	TU-05	12748,027	gal	1	10000	11.198,92	Matche.com
9	Cooler Utilitas	CLU-01	1.175,7	ft ²	1	141500	158.464,8	Matche.com
10	Kompresor Udara	KU-01	6,0	Hp	1	54400	60.922,15	Matche.com
11	Pompa Utilitas 1	PU-01	291,17	gpm	1	680	2.371,44	Aries N., fig. 35
12	Pompa Utilitas 2	PU-02	44,3809	gpm	1	300	1.046,22	Aries N., fig. 35
13	Pompa Utilitas 3	PU-03	10,75	gpm	1	300	1.046,22	Aries N., fig. 35
14	Pompa Utilitas 4	PU-04	360,74	gpm	1	350	1.220,59	Aries N., fig. 35
15	Pompa Utilitas 5	PU-05	291,17	gpm	1	380	1.325,21	Aries N., fig. 35
16	Pompa Utilitas 6	PU-06	360,74	gpm	1	360	1.255,47	Aries N., fig. 35
17	Pompa Utilitas 7	PU-07	1,00	gpm	1	300	1.046,22	Aries N., fig. 35
18	Pompa Utilitas 8	PU-08	10,30	gpm	1	280	976,47	Aries N., fig. 35
19	Pompa Utilitas 9	PU-09	110,92	gpm	1	510	1.778,58	Aries N., fig. 35
Total							747.458	

Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Proses = \$ 14.725.629

Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Utilitas = \$ 747.458

Purchasing Equipment Cost (PEC) = \$ 15.473.087

Dalam menentukan *Physical Plant Cost* dilakukan asumsi sebagai berikut:

- Biaya inflasi sudah dimasukkan kedalam biaya *Purchasing Equipment Cost* PEC sampai tempat.
- 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 %.
- Upah buruh :
 Buruh asing = \$5 /manhour
 Buruh lokal = Rp21.000 /manhour
 Perbandingan manhour asing = 2 manhour lokal

DIRECT PLANT COST

a. Direct Plant Cost Alat Proses

i. Harga peralatan proses dan utilitas di negara pembuatan (PEC) = \$ 14.725.629

Dipilih = 25%

PEC sampai di tempat = 125% × \$ 14.725.629

= \$ 19.143.318

ii. Purchasing Equipment Installation (PEI)

Menurut Tabel 16, hal. 77, Aries Newton, biaya material yang meliputi *foundations*, *platforms*, dan *supports* sebesar 11% PEC dan buruh sebesar 32% PEC. Maka :

Material (11% PEC) = 11% x \$14.725.629
= \$2.208.844,35

Buruh (32% PEC) = 32% x 14.725.629
= \$4.712.201

Jumlah manhour = \$4.712.201 /(\$ 5/manhour)
= 942.440

Buruh asing = 5% x 942440 manhour x (\$ 5/manhour)
= \$9.424

Buruh lokal = 95% x 798469 manhour x Rp.21.000/manhour x 2
= Rp 31.858.906.809

Maka :

Tabel. Purchasing Equipment Installation (PEI)

Perihal	Dollar(\$)	Rupiah (Rp)
Material	2.208.844,35	-
Buruh Asing	9.424,40	-
Burruh Lokal	-	31.858.906.809
Jumlah	2.218.268,75	31.858.906.809

iii. Instrumentation and controls

Menurut Tabel 19, hal. 97 Aries Newton, biaya material yang meliputi *foundations*, *platforms*, dan *supports* sebesar 12% PEC dan buruh sebesar 3% PEC.

Material (11% PEC) = 11% x \$ 14.725.629
= \$ 2.208.844

Buruh (32% PEC) = 3% x \$ 14.725.629
= \$ 441.769

Jumlah manhour = \$ 441.769 x /(\$ 5/manhour)
= 88353,774 manhour

Buruh asing = 5% x 74856,454 manhour x (\$5/manhour)
= 883,54

$$\begin{aligned} \text{Buruh lokal} &= 95\% \times 74856,454 \text{ manhour} \times \text{Rp.21.000/manhour} \times 2 \\ &= \text{Rp3.525.315.579} \end{aligned}$$

Maka :

Tabel. Instrumentation and Control

Perihal	Dollar(\$)	Rupiah (Rp)
Material	2.208.844	-
Buruh Asing	884	-
Burruh Lokal	-	Rp3.525.315.579
Jumlah	2.209.728	Rp3.525.315.579

iv. Piping

Meliputi biaya: Proses baja, pipa-karbon, paduan, besi cor, timah, berjajar,aluminium, tembaga, keramik, *plastic* , karet,beton bertulang, pipa gantungan, fitting, katup, isolasi-pipa, peralatan.

(Peter & Timmerhaus, 1991)

Menurut Tabel 19, hal. 97 Aries Newton, biaya material yang meliputi *foundations* , *platforms* , dan *supports* sebesar 49% PEC dan buruh sebesar 37% PEC.

PEC = \$ 14.725.629

Biaya material = 49% PEC = \$ **7.215.558**

Upah tenaga kerja = 37% PEC = \$ **5.448.483**

Total piping Cost = \$ 12.664.041

$$\begin{aligned} \text{Jumlah manhour} &= \$5.448.483 \times /(\$ 5/\text{manhour}) \\ &= 1.089.696,54 \text{ manhour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh asing} &= 5\% \times 923229,60 \text{ manhour} \times (\$5/\text{manhour}) \\ &= 272.424 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh lokal} &= 95\% \times 923229,60 \text{ manhour} \times \text{Rp.21.000/manhour} \times 2 \\ &= \text{Rp43.478.892.144} \end{aligned}$$

Maka :

Tabel. Piping cost

Perihal	Dollar(\$)	Rupiah (Rp)
Material	7.215.558	-
Buruh Asing	272.424	-
Burruh Lokal	-	43.478.892.144
Jumlah	7.487.982	43.478.892.144

v. Insulation

Biaya isolasi pipa diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC.

Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel 21 Aries & Newton hal 98.

PEC = \$ 14.725.629

Biaya material	=	3%	PEC	=	\$	589.025
Upah tenaga kerja	=	5%	PEC	=	\$	736.281
Total Insulation Cost				=	\$	1.325.307

Jumlah manhour	=	\$	736.281	x	/(\$ 5/manhour)
	=		147256,29		manhour
Buruh asing	=	5%	x	124760,7566	manhour x (\$5/manhour)
	=	\$	36.814		
Buruh lokal	=	95%	x	124760,7566	manhour x Rp.21.000/manhour x 2
	=				Rp5.875.525.965

Maka :

Tabel. Insulation

Perihal	Dollar(\$)	Rupiah (Rp)
Material	589.025	-
Buruh Asing	36.814	-
Buruh Lokal	-	5.875.525.965
Jumlah	625.839	5.875.525.965

vi. Electrical Equipment and Material

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 & Timmerhaus, 1991)

Besarnya biaya instalasi listrik 15% dari PEC, terdiri dari biaya pemeriksaan instalasi, dan biaya instalasi. (hal. 102, Aries & Newton):

Biaya	=	15%	x	\$	14.725.629
	=	\$			2.208.844

Total DC alat proses dapat dilihat pada Tabel berikut :

Tabel. Total Physical Cost Alat Proses

Komponen	Dollar(\$)	Rupiah (Rp)
Harga alat sampai di tempat	19.143.318	-
Purchasing Equipment Instalation	2.218.269	31.858.906.809
Intrumentation and Control	2.209.728	3.525.315.579
Piping	7.487.982	43.478.892.144
Electrical Equipment and Materials	2.208.844	-
Insulation	825.839	5.875.525.965
Jumlah	34.093.980	84.738.640.499

b. Direct Plant Cost Alat Utilitas

i. Harga Alat Sampai Ditempat (Purchased Equipment Cost) = \$747.458

Menurut Aries Newton 1955, besarnya biaya peralatan proses sampai di tempat adalah 125% PEC . Maka :

$$\begin{aligned} \text{Harga Alat sampai ditempat} &= 125\% \times \text{PEC} \\ &= \$ \quad \mathbf{934.322,48} \end{aligned}$$

ii. Purchasing Equipment Installation (PEI)

Menurut Tabel 16, hal. 77, Aries Newton, biaya material yang meliputi *foundations* , *platforms* , dan *supports* sebesar 11% PEC dan buruh sebesar 32% PEC. Maka :

$$\begin{aligned} \text{Material (11\% PEC)} &= 11\% \times \$747.458 \\ &= \$82.220 \\ \text{Buruh (32\% PEC)} &= 32\% \times \$747.458 \\ &= \$239.187 \\ \text{Jumlah manhour} &= \$239.187 / (\$ 5/\text{manhour}) \\ &= 47.837,31 \\ \text{Buruh asing} &= 5\% \times 47837,31 \text{ manhour} \times (\$ 5/\text{manhour}) \\ &= \$478,37 \\ \text{Buruh lokal} &= 95\% \times 47837,31 \text{ manhour} \times \text{Rp.21.000}/\text{manhour} \times 2 \\ &= \text{Rp1.908.708.702} \end{aligned}$$

Maka :

Tabel. Purchasing Equipment Installation (PEI)

Perihal	Dollar(\$)	Rupiah (Rp)
Material	82.220	-
Buruh Asing	478	-
Burruh Lokal	-	Rp1.908.708.702
Jumlah	82.699	Rp1.908.708.702

iii. Instrumentation and controls

Menurut Tabel 19, hal. 97 Aries Newton, biaya material yang meliputi *foundations* , *platforms* , dan *supports* sebesar 12% PEC dan buruh sebesar 3% PEC.

$$\begin{aligned} \text{Material (12\% PEC)} &= 12\% \times \$747.458 \\ &= \$89.695 \\ \text{Buruh (3\% PEC)} &= 3\% \times \$747.458 \\ &= \$22.424 \\ \text{Jumlah manhour} &= \$22.424 \times /(\$ 5/\text{manhour}) \\ &= 4484,748 \text{ manhour} \\ \text{Buruh asing} &= 5\% \times 4.484,75 \text{ manhour} \times (\$5/\text{manhour}) \\ &= 44,85 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh lokal} &= 95\% \times 4.484,75 \text{ manhour} \times \text{Rp}.21.000/\text{manhour} \times 2 \\ &= \text{Rp}178.941.441 \end{aligned}$$

Maka :

Tabel. Instrumentation and controls

Perihal	Dollar(\$)	Rupiah (Rp)
Material	89.695	-
Buruh Asing	45	-
Burruh Lokal	-	Rp178.941.441
Jumlah	89.740	Rp178.941.441

iv. Piping

Meliputi biaya: Proses baja, pipa-karbon, paduan, besi cor, timah, berjajar,aluminium, tembaga, keramik, *plastic* , karet,beton bertulang, pipa gantungan, fitting, katup, isolasi-pipa, peralatan.

(Peter & Timmerhaus, 1991)

Menurut Tabel 19, hal. 97 Aries Newton, biaya material yang meliputi *foundations* , *platforms* , dan *supports* sebesar 49% PEC dan buruh sebesar 37% PEC.

$$\begin{aligned} \text{Material (49\% PEC)} &= 49\% \times \$747.458 \\ &= \$366.254 \\ \text{Buruh (37\% PEC)} &= 37\% \times \$747.458 \\ &= \$276.559 \\ \text{Jumlah manhour} &= \$276.559 \times /(\$ 5/\text{manhour}) \\ &= 55311,891 \text{ manhour} \\ \text{Buruh asing} &= 5\% \times 55.311,89 \text{ manhour} \times (\$5/\text{manhour}) \\ &= 553,12 \\ \text{Buruh lokal} &= 95\% \times 55.311,89 \text{ manhour} \times \text{Rp}.21.000/\text{manhour} \times 2 \\ &= \text{Rp}2.206.944.436 \end{aligned}$$

Maka :

Tabel. Piping cost

Perihal	Dollar(\$)	Rupiah (Rp)
Material	366.254	-
Buruh Asing	553	-
Burruh Lokal	-	Rp2.206.944.436
Jumlah	366.808	Rp2.206.944.436

v. Insulation

Besarnya biaya material 3% dari PEC, sedangkan biaya buruh sebear 5% dari PEC. (hal. 102, Aries & Newton).

$$\text{Material (3\% PEC)} = 3\% \times \$747.458$$

$$\begin{aligned}
 &= \$22.424 \\
 \text{Buruh (5\% PEC)} &= 5\% \times \$747.458 \\
 &= \$37.373 \\
 \text{Jumlah manhour} &= \$37.373 \times /(\$ 5/\text{manhour}) \\
 &= 7474,580 \text{ manhour} \\
 \text{Buruh asing} &= 5\% \times 7.474,58 \text{ manhour} \times (\$5/\text{manhour}) \\
 &= 74,75 \\
 \text{Buruh lokal} &= 95\% \times 7.474,58 \text{ manhour} \times \text{Rp}21.000/\text{manhour} \times 2 \\
 &= \text{Rp}298.235.735
 \end{aligned}$$

Maka :

Tabel. Insulation

Perihal	Dollar(\$)	Rupiah (Rp)
Material	22.424	-
Buruh Asing	75	-
Burruh Lokal	-	Rp298.235.735
Jumlah	22.498	Rp298.235.735

vi. Electrical Equipment and Material

Meliputi peralatan listrik –*switches* , motor, saluran, kawat, alat kelengkapan, pengumpulan, *grounding* , instrument, dan *control* kabel & pencahayaan, panel-panel, dan bahan dan tenaga kerja listrik.

(Peter & Timmerhaus, 1991)

Besarnya biaya insalasi listrik 15% dari PEC, terdiri dari biaya pemeriksaan instalasi, dan biaya instalasi. (hal. 102, Aries & Newton):

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya} &= 15\% \times \$ 747.458 \\
 &= \$ 112.119
 \end{aligned}$$

Total DC alat proses dapat dilihat pada Tabel berikut :

Tabel. Total Physical Cost Alat Proses

Komponen	Dollar(\$)	Rupiah (Rp)
Harga alat sampai di tempat	934.322	-
Purchasing Equipment Instalation	82.699	1.908.708.702
Intrumentation and Control	89.740	178.941.441
Piping	366.808	2.206.944.436
Electrical Equipment and Materials	112.119	-
Insulation	22.498	298.235.735
Jumlah	1.608.186	4.592.830.314

c. Building

Bangunan Bertingkat = Rp5.000.000 /m²
 Bangunan Biasa = Rp3.500.000 /m²
 Bangunan Sederhana = Rp2.000.000 /m²

Tabel. Harga Bangunan

Nama Bangunan	Luas	Harga	Harga Total (Rp)
	(m ²)	(Rp / m ²)	
Pos Satpam	262,00	Rp 2.000.000,00	Rp 524.000.000
Parkir Tamu	300,00	Rp 2.000.000,00	Rp 600.000.000
Parkir Karyawan	409,00	Rp 2.000.000,00	Rp 818.000.000
Taman A & B	920,00	Rp 3.500.000,00	Rp 3.220.000.000
Perumahan	2693,00	Rp 5.000.000,00	Rp 13.465.000.000
Kantor	1277,00	Rp 5.000.000,00	Rp 6.385.000.000
Lapangan	375,00	Rp 2.000.000,00	Rp 750.000.000
Gedung Serbaguna	585,00	Rp 3.500.000,00	Rp 2.047.500.000
Pusdiklat	363,00	Rp 3.500.000,00	Rp 1.270.500.000
Kantin & Koperasi	313,00	Rp 3.500.000,00	Rp 1.095.500.000
Masjid	100,00	Rp 3.500.000,00	Rp 350.000.000
Perpustakaan	210,00	Rp 3.500.000,00	Rp 735.000.000
Poliklinik	177,00	Rp 3.500.000,00	Rp 619.500.000
Damkar	262,00	Rp 3.500.000,00	Rp 917.000.000
Bengkel	262,00	Rp 3.500.000,00	Rp 917.000.000
Laboratorium	172,00	Rp 5.000.000,00	Rp 860.000.000
Area Utilitas	1211,00	Rp 3.500.000,00	Rp 4.238.500.000
UPL	342,00	Rp 3.500.000,00	Rp 1.197.000.000
Loading Area	797,00	Rp 2.000.000,00	Rp 1.594.000.000
Area Tangki	1895,00	Rp 3.500.000,00	Rp 6.632.500.000
Area Proses	1395,00	Rp 3.500.000,00	Rp 4.882.500.000
Area Utilitas	1329,00	Rp 3.500.000,00	Rp 4.651.500.000
Control Room	181,00	Rp 5.000.000,00	Rp 905.000.000
Parkir Manager	176,00	Rp 3.500.000,00	Rp 616.000.000
Gudang	350,00	Rp 2.000.000,00	Rp 700.000.000
Area Perluasan 1	1713,00	Rp 2.000.000,00	Rp 3.426.000.000
Jalan	3500,00	Rp 2.000.000,00	Rp 7.000.000.000
TOTAL	21569,00	Rp	63.417.000.000,00

Total building cost = Rp 63.417.000.000 = \$ 4.449.519,56

- Land & yard improvement

Harga tanah dihitung per hektar sedangkan lahan perbaikan (*yard improvement*) diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen sebesar 10% dari PEC.

(Aries & Newton halaman 109)

Harga tanah = Rp 2.000.000 /m²
 Luas tanah = 21.569 m²
 Biaya tanah = Rp 43.138.000.000 = \$ 3.026.686,45

Yard improvement t 10% dari PEC termasuk :

- Pagar samping
- Pagar besi
- Trotoar beton
- Aspal

Yard improvement = 10% PEC (Aries hal 109)
 = \$ 1.547.308,70

Total *Physical Plant Cost* (PPC) dapat dilihat pada table berikut

Tabel. Total *Physical Plant Cost* (PPC).

Komponen	Dollar(\$)	Rupiah (Rp)
PPC Alat Proses	34.093.980	84.738.640.499
PPC Alat Utilitas	1.608.186	4.592.830.314
Bangunan	-	63.417.000.000
Tanah	-	43.138.000.000
Jumlah	35.702.166	195.886.470.812

Biaya Engineering & Construction :

Engineering & Construction meliputi biaya desain, supervisi, konstruksi, dan pemeriksaan. Besar biaya ditentukan sebesar 25% dari *Physical Plant Cost* (PPC).

(Aries & Newton, 1955)

Total *Physical Plant Cost* (PPC) dapat dilihat pada table berikut

Tabel. Total *Direct Cost* Pabrik

Komponen	Dollar(\$)	Rupiah (Rp)
Total Physical Plant Cost (PPC)	35.702.166	195.886.470.812
Engineering & Construction	4.641.926	39.177.294.162
Total	40.344.092	235.063.764.975

* **Direct plant cost**

Direct plant cost adalah penjumlahan *physical plant cost* dan *engineering and construction*.

- **Physical plant cost**

Physical plant cost = \$ 35.702.166

- **Engineering and construction**

Biaya *engineering & Construction* diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel.4

(Aries & Newton halaman 4)

PEC = \$ 15.473.087

Tipe Cost of Engineering and Construction dibagi menjadi 3 :

- PEC kurang dari \$1.000.000 = 30%
- PEC di antara \$1.000.000 - \$5.000.000 = 25%
- PEC diatas \$5.000.000 = 20%

Untuk PEC di antara \$1.000.000 - \$ 5.000.000

= 20% PEC
 = \$ 4.641.926

Physical plant cost = \$ 35.702.166

Engineering and construction = \$ 4.641.926

***Direct plant cost* = \$ 40.344.092**

* ***Contractor fee***

Upah kontraktor 5% dari direct plant cost. (Aries & Newton hal 4)

***Contractor fee Cost* = \$ 4.034.409**

* ***Contingency***

Biaya cadangan/darurat tergantung level daruratnya. Level darurat dibagi menjadi 3 :

(Aries & Newton halaman 4)

- Level rendah = 10% *Direct Plant Cost*
- Level rata-rata = 15% *Direct Plant Cost*
- Level tinggi = 25% *Direct Plant Cost*

Dipilih contingency rata-rata.

***Contingency cost* = \$ 9.279.141,18**

Maka :

Physical plant cost = \$ 35.702.166

Direct plant cost = \$ 40.344.092

Contractor fee = \$ 4.034.409

Contingency = \$ 9.279.141

***Fixed Capital* = \$ 89.359.808**

Kesimpulan

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Direct plant cost</i>	40.344.092	575.006.189.481
<i>Contractor fee</i>	4.034.409	57.500.618.948
<i>Contingency</i>	9.279.141	132.251.423.581
<i>Fixed Capital</i>	53.657.642	764.758.232.010

2. Modal Kerja (*Working Capital*)

Besarnya *Working Capital* dapat dihitung jika diketahui rasio persen

Fixed Capital dengan *Work Capital*, dan juga diketahui besarnya *Fixed Capital*.

Working Capital terdiri dari :

- Persediaan bahan baku
- Persediaan dalam proses
- Persediaan produk
- Kredit yang diperpanjang
- Uang tunai yang tersedia

Rasio :

1. Modal Tetap (*Fixed Capital*) terdiri dari = 90%

2. Modal Kerja (*Working Capital*) terdiri dari = 10%

Fixed Capital Cost = \$ **53.657.642**

Working Capital Cost = \$ **5.961.960**

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Fixed Capital</i>	53.657.642	764.758.232.010
<i>Working Capital</i>	5.961.960	84.973.136.890
<i>Capital Investment</i>	59.619.603	849.731.368.900

B. Manufacturing Cost (Biaya Produksi)

Manufacturing Cost meliputi :

1. *Direct manufacturing cost*
 - a. *Raw material*
 - b. *Labor*
 - c. *Supervision*
 - d. *Maintenance*
 - e. *Plant supplies*
 - f. *Royalties & patent*
 - g. *Utilities*
2. *Indirect manufacturing cost*
 - a. *Payroll overhead*
 - b. *Laboratory*
 - c. *Plant overhead*
 - d. *Packing*
 - e. *Shipping*
3. *Depreciation*
4. *Property taxes*
5. *Insurance*

Penentuan *Manufacture Cost* di hitung dalam kebutuhan 1 tahun.

1 hari = 24 jam
 1 tahun = 330 hari

1. Direct manufacturing cost

Direct Manufacturing adalah biaya khusus yang dikeluarkan dalam produksi.

Direct manufacturing ditinjau per 1 tahun.

a. Raw material (Bahan Baku)

- Anilin

Harga = 10.000 Rp/Kg
 = 0,70 \$/Kg
 Kebutuhan = 11.157,65 Kg/jam
 88.368.619,68 Kg/tahun
 Biaya = 62.001.971 \$/tahun
 Biaya pengiriman = 399.928 \$/pengiriman (Tahun 2019)
 Pengiriman Bahan Baku setiap 60 hari sekali
 Jumlah truk = 1 kapal tanker dalam sebulan
 Total biaya pengiriman = \$ 2.399.570,60
 Total biaya = 64.401.541,96 \$/tahun

- Alumina aktif

Harga = 14.252,55 Rp/Kg
 = 1,00 \$/Kg
 Kebutuhan = 3,35 Kg/jam
 26.510,59 Kg/tahun
 Biaya = 26.511 \$/tahun
 Total biaya = 26.511 \$/tahun

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
Anilin	64.401.542	917.886.196.800,00
Alumina aktif	26.511	377.843.451
Raw material cost	64.428.053	918.264.040.251

b. Labor (Tenaga kerja)

Penentuan *Labor Cost* dihitung dalam kebutuhan 1 tahun.

Jam kerja labor = 8 jam/hari
 Jumlah hari = 330 hari/tahun
 Jumlah bulan = 12 bulan/tahun

EVALUASI EKONOMI

No	Jabatan	Jumlah (orang)	Gaji per orang (Rp)	Gaji Total (Rp)
A. Direktur Utama				
	Direktur Utama	1	40.000.000	40.000.000
1	Sekretaris Direktur Utama	1	25.000.000	25.000.000
B. Direktur				
1	Direktur Produksi dan Teknik	1	30.000.000	30.000.000
2	Staff Direktur Produksi dan Teknik	1	20.000.000	20.000.000
3	Direktur Umum dan Administrasi	1	30.000.000	30.000.000
4	Staff Direktur Umum dan Administrasi	1	20.000.000	20.000.000
D. Kepala Bagian (Kabag)				
1	Kabag Produksi & Utilitas	1	15.000.000	15.000.000
2	Kabag Teknik	1	15.000.000	15.000.000
3	Kabag Administrasi	1	15.000.000	15.000.000
4	Kabag Umum	1	15.000.000	15.000.000
5	Kabag Keuangan & Pemasaran	1	15.000.000	15.000.000
6	Kabag R & D	1	15.000.000	15.000.000
7	Kabag HRD	1	15.000.000	15.000.000
E. Kepala Seksi (Kasi)				
1	Kasi Produksi & Utilitas	2	10.000.000	20.000.000
2	Kasi Bengkel, Pemeliharaan, dan	2	10.000.000	20.000.000
3	Kasi Quality Qontrol dan Laboratorium	2	10.000.000	20.000.000
4	Kasi Tata Usaha	1	10.000.000	10.000.000
5	Kasi Humas	1	10.000.000	10.000.000
6	Kasi Logistik dan Gudang	2	10.000.000	20.000.000
7	Kasi Keuangan	1	10.000.000	10.000.000
8	Kasi Pemasaran & penjualan	2	10.000.000	20.000.000
9	Kasi HRD	1	10.000.000	10.000.000
10	Kasi K3LH	2	10.000.000	20.000.000
11	Kasi Keamanan	2	10.000.000	20.000.000
12	Kasi R & D	1	10.000.000	10.000.000
F. Staff				
1	Staff untuk setiap Seksi	29	7.000.000	203.000.000
G. Operator				
1	Operator Proses dan Utilitas	58	6.000.000	348.000.000

H. Kesehatan, Driver dan Satpam				
1	Keamanan	24	4.300.000	103.200.000
2	Supervisor	9	5.000.000	45.000.000
3	Laboratorium dan QC	8	5.000.000	40.000.000
4	K3LH	15	6.000.000	90.000.000
5	HSE & Damkar	12	4.500.000	54.000.000
5	Dokter	2	10.000.000	20.000.000
6	Perawat	4	5.000.000	20.000.000
Total		193		1.383.200.000

$$\begin{aligned}
 \text{Total Operating Labour} &= \frac{1.383.200.000}{\text{bulan}} \times 12 \frac{\text{bulan}}{\text{tahun}} \\
 &= \text{Rp } 16.598.400.000 = \$ 1.164.591,60
 \end{aligned}$$

c. Supervision

Besarnya nilai *supervision* 10% dari biaya tenaga kerja
 (Aries-Newton, 1955 p-163)

$$\text{Supervision} = \frac{\$1.164.591,60}{\text{tahun}} \times 10\% = \$ 116.459,16 / \text{tahun}$$

d. Maintenance (Perbaikan & perawatan)

Biaya *Maintenance* diperoleh dari persen ekuivalen terhadap *Capital Investment*. Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel 38 Aries & Newton halaman 164.

<i>Type equipment</i>	<i>%Eq of Capital Investment</i>
<i>Simple</i>	2 - 4
<i>Average</i>	6 - 7
<i>Complicated</i>	8 - 10

$$\begin{aligned}
 \text{Dipilih } \textit{Type equipment Average} &= 7\% \text{ of } \textit{Capital Investment} \\
 \textit{Capital Investment} &= \$ 59.619.603 \\
 \textit{Maintenance Cost} &= \$ 4.173.372
 \end{aligned}$$

e. Plant supplies

Plant supplies merupakan persediaan barang - barang personel pabrik dalam mengoperasikan peralatan seperti gasket, bagan, pelumas, yang terkait erat dengan pemeliharaan (Aries & Newton hal 168)

Biaya *Plant supplies* sebesar 15% dari biaya *Maintenance*.

(Aries & Newton hal 168)

$$\textit{Plant supplies cost} = \$ 626.005,83$$

f. Royalties & patent

1. Diphenilamin

Biaya *Royalties & patent* sebesar 1% dari *Sales Price*.

Diperkirakan harga produk	=	Rp276.900,00	/liter
Kapasitas produk	=	80.000.000	kg/tahun
Volume produk	=	74.322,50	m ³ /tahun
	=	74.322.503,93	liter/tahun
Sales Price	=	Rp 20.579.901.336.876	
Royalties & patent	=	Rp 205.799.013.369	
	=	\$ 14.439.452,12	

2. Ammonia

Biaya *Royalties & patent* sebesar 1% dari *Sales Price*.

Diperkirakan harga produk	=	Rp21.000,00	/liter
Kapasitas produk	=	8.000.000	kg/tahun
Volume produk	=	11.257,62	m ³ /tahun
	=	11.257.616,48	liter/tahun
Sales Price	=	Rp 236.409.946.104	
Royalties & patent	=	Rp 2.364.099.461	
	=	\$ 165.872	

Total royalties & patent	=	Rp 208.163.112.830	
	=	\$ 14.605.324	

g. Utilities

Dalam penentuan biaya bahan utilitas diasumsikan tidak ada kenaikan harga pada masing-masing bahan utilitas tersebut.

- Bahan Bakar

Harga	=	8.000,00	Rp/L
Kebutuhan	=	167,14	L/jam
	=	1.323.715,54	kg/tahun
Biaya	=	10.589.724.288	Rp/tahun
	=	743.005,59	\$/Tahun

- Silika

Harga	=	4.000,00	Rp/kg
Kebutuhan	=	41,70	kg/jam
	=	330.279,84	kg/tahun
Biaya	=	1.321.119.360,00	Rp/tahun
	=	92.693,54	\$/Tahun

- Air			
Harga	=	1.750,93	Rp/Kg
Kebutuhan	=	399.721,76	Kg/7 hari
	=	19.186.644,58	Kg/tahun
Biaya	=	33.594.471.587	Rp/tahun
	=	2.357.084,98	\$/tahun
- Hitec			
Harga	=	30.000,00	Rp/kg
Kebutuhan	=	2.000,00	kg/jam
	=	15.840.000	kg/tahun
Biaya	=	475.200.000.000	Rp/tahun
	=	33.341.402,06	\$/Tahun
- Dowtherm A			
Harga	=	14.200,00	Rp/kg
Kebutuhan	=	6.901,54	Kg/jam
	=	54.660.210,82	Kg/tahun
Biaya	=	776.174.993.621	Rp/tahun
	=	54.458.675,37	\$/tahun
- Listrik			
Harga	=	1.300,00	Rp/kW
Kebutuhan	=	318,24	kW/jam
	=	2.520.460,80	kW/tahun
Biaya	=	3.276.599.040	Rp/tahun
	=	229.895,64	\$/Tahun

Biaya Bahan Utilitas

Komponen	Harga (Rp/kg)	Dollar (\$)	Rupiah (Rp)
Bahan Bakar	8.000,00	743.005,59	10.589.724.288
Silika	4.000,00	92.693,54	1.321.119.360
Air	1.750,93	2.357.084,98	33.594.471.587
Hitec	30.000,00	33.341.402,06	475.200.000.000
Dowtherm A	14.200,00	54.458.675	776.174.993.621
Listrik	1.300,00	229.895,64	3.276.599.040,00
Utilities Cost		91.222.757	1.300.156.907.897

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Raw material</i>	64.428.052,54	10.589.724.288,00
<i>Labor</i>	1.164.591,60	1.321.119.360,00
<i>Supervision</i>	116.459,16	1.659.840.000,00

<i>Maintenance</i>	4.173.372,19	59.481.195.823
<i>Plant supplies</i>	626.005,83	8.922.179.373
<i>Royalties & patent</i>	14.439.452,12	205.799.013.369
<i>Utilities</i>	91.222.757,18	1.300.156.907.897
<i>Direct manufacturing cost</i>	176.170.690,63	1.587.929.980.110

2. Indirect manufacturing cost

Indirect manufacturing adalah biaya yang dikeluarkan akibat dari operasi produksi yang bersifat tidak langsung.

(Aries & Newton hal 173)

a. Payroll overhead

Semua pengeluaran perusahaan yang terjadi melalui pensiun, pembayaran liburan, asuransi kelompok, cacat gaji, jaminan social, dan pajak pekerjaan di klasifikasikan gaji overhead. *Payroll overhead* dapat diperkirakan secara total sebagai jumlah yang setara 15 persen dari biaya tenaga kerja (Labour)

Biaya *payroll overhead* 15% dari *labor cost*. (Aries & Newton hal 173)

***Labor cost* = \$ 1.164.591,60**

***Payroll overhead* = \$ 174.688,74**

b. Laboratory

Dalam proses kimia, pekerjaan laboratorium diperlukan untuk memastikan kontrol kualitas. Sementara biaya tentu saja akan tergantung pada jenis produk, biaya rata-rata setara dengan 10 sampai 20 persen dari biaya tenaga kerja (Labor) dapat digunakan.

Biaya *laboratory* 10% dari *labor cost*. (Aries & Newton hal 174)

***Labor cost* = \$ 1.164.591,60**

***Laboratory* = \$ 116.459,16**

c. 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 (Labor) produktif.

Biaya *Plant overhead* 50% dari *labor cost*. (Aries & Newton hal 174)

***Labor cost* = \$ 1.164.591,60**

***Plant overhead* = \$ 582.295,80**

d. Packing

Biaya wadah untuk kemasan tergantung pada sifat kimia dan fisik produk. Produk berupa Diphenilamine dan Ammonia berbentuk cair, disimpan pada drum 55-gallon dengan biaya

=	0,04	\$/gall		
				(Aries & Newton hal 176)
Biaya drum 55-gall tahun 2025	=	0,14	\$/gall	
Kapasitas <i>Diphenilamin</i>	=	80.000,00	ton/tahun	
	=	80.000.000,00	kg/tahun	
Densitas <i>Diphenilamin</i>	=	1.076,39	kg/m ³	
Volume <i>Diphenilamin</i>	=	74.322,50	m ³ /tahun	
	=	19.633.928,40	gall/tahun	
<i>Packing cost 1</i>	=	\$	2.738.859	
Biaya drum 55-gall tahun 2025	=	0,14	\$/gall	
Kapasitas <i>Ammonia</i>	=	8.000	ton/tahun	
	=	8.000.000	kg/tahun	
Densitas <i>Ammonia</i>	=	710,63	kg/m ³	
Volume <i>Ammonia</i>	=	11.258	m ³ /tahun	
	=	2.973.948	gall/tahun	
<i>Packing cost 2</i>	=	\$	414.854	
<i>Packing cost total</i>	=	Packing cost 1	+	Packing cost 2
	=	\$	3.153.713	

e. Shipping

Diphenilamin akan dijual di Indonesia sehingga produk dikirim dengan truk tangki

Biaya pengiriman	=	0,3	\$/truk/mil	(Tahun 1954)
Biaya pengiriman tahun 2025	=	1,05	\$/truk/mil	
Kapasitas truk tangki	=	32.000,00	Liter	
Kapasitas produk	=	80.000.000,0	kg/tahun	
	=	74.322,50	m ³ /tahun	
	=	74.322.503,93	Liter	
Jumlah truk tangki	=	2.322,58	Truk tangki	
Jarak pengiriman diperkirakan	=	300	mil	(Pemasaran dalam negeri)
Shipping 1	=	\$	728.979,47	

Ammonia akan dijual di Indonesia sehingga produk dikirim dengan truk tangki

Biaya pengiriman	=	0,3	\$/truk/mil	(Tahun 1954)
Biaya pengiriman tahun 2025	=	1,05	\$/truk/mil	
Kapasitas truk tangki	=	32.000,00	Liter	
Kapasitas produk	=	8.000.000,0	kg/tahun	
	=	11.258	m ³ /tahun	
	=	11.257.616	Liter	

Jumlah truk tangki = 351,80 Truk tangki
 Jarak pengiriman diperkirakan = 300 mil (Pemasaran dalam negeri)
Shipping 2 = \$ 110.418,39

Shipping cost total = Shipping 1 + Shipping 2
= \$ 839.397,87

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Payroll overhead</i>	174.689	2.489.760.000,00
<i>Laboratory</i>	116.459	1.659.840.000,00
<i>Plant overhead</i>	582.296	8.299.200.000,00
<i>Packing</i>	2.738.859	39.035.720.864
<i>Shipping</i>	728.979	10.389.816.405
<i>Indirect Manufacturing</i>	4.341.282	61.874.337.269

3. Depreciation

Depresiasi adalah penyusutan nilai dari aset/alat.

Depresiasi bernilai 8% dari *Capital Investment* . (Aries & Nwton hal 180)

***Capital Investment* = \$ 59.619.603**
***Depreciation* = \$ 7.154.352**

4. Property taxes

Property tax adalah pajak terhadap aset/lahan/nilai properti.

Property tax bernilai 1% dari *Capital Investment* (Aries & Nwton hal 181)

***Capital Investment* = \$ 59.619.603**
***Property taxes* = \$ 1.192.392**

5. Insurance

Tarif asuransi tergantung pada jenis proses yang dilakukan dalam manufaktur operasi da pada sejauh mana fasilitas perlindungan yang tersedia. Pada secara tahunan, angka ini berjumlah sekitar 1% dari fi (Aries & Newton hal 182)

***Capital Investment* = \$ 59.619.603**
***Insurance* = \$ 1.192.392**

Asuransi karyawan :

- Jaminan Kecelakaan Kerja meliputi perlindungan atas resiko kecelakaan kerja, perawatan tanpa batas biaya, santunan upah selama tidak bekerja, santunan kematian akibat kecelakaan kerja, bantuan beasiswa untuk 2 orang anak, dan bantuan untuk kesiapan kembali bekerja. Besar iuran yaitu 1,74% dari upah yang dilaporkan.

(BPJS Ketenagakerjaan)

$$\begin{aligned} \text{Jaminan Kecelakaan Kerja} &= 1,74\% \times \text{Rp } 16.598.400.000 \\ &= \text{Rp } 288.812.160,00 \end{aligned}$$

- Jaminan Hari Tua, manfaat dari Jaminan Hari Tua adalah berupa uang tunai yang besarnya merupakan nilai akumulasi iuran ditambah hasil pengembangannya, yang , atau cacat total tetap.dibayarkan secara sekaligus apabila peserta mencapai usia 56 tahun, meninggal dunia, atau cacat total tetap. Besar iuran yaitu 5,7% dari upah yang dilaporkan. (BPJS Ketenagakerjaan)

$$\begin{aligned} \text{Jaminan Hari Tua} &= 5,7\% \times \text{Rp } 16.598.400.000 \\ &= \text{Rp } 946.108.800,00 \end{aligned}$$

- Jaminan Kesehatan, untuk jaminan kesehatan kami memilih kelas I dengan iuran sebesar

$$\text{Rp } 160.000,00 \text{ / Bulan.} \quad \text{(BPJS Kesehatan)}$$

$$\begin{aligned} \text{Jaminan Kesehatan} &= \text{Rp } 160.000,00 \times 193 \times 12 \text{ Bulan} \\ &= \text{Rp } 370.560.000,00 \end{aligned}$$

Asuransi karyawan dibayarl 70% oleh perusahaan da 30% oleh pekerja (dengan memotong gaji). Maka asuransi karyawan yang dibiayai oleh perusahaan yaitu:

$$\text{Total Biaya Asuransi Karyawan} = \text{Rp } 1.316.668.800,02$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya Asuransi Karyawan yang dibayarkan} &= 70\% \times \text{Rp } 1.316.668.800,02 \\ &= \text{Rp } 921.668.160,01 \\ &= \$ 64.666,90 \end{aligned}$$

$$\text{Total Biaya Asuransi yang dibayarkan} = \$ 59.684.270$$

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Direct manufacturing cost</i>	176.170.691	2.510.881.576.713
<i>Indirect manufacturing cost</i>	4.341.282	61.874.337.269
<i>Depreciation</i>	7.154.352	101.967.764.268
<i>Property taxes</i>	1.192.392	16.994.627.378
<i>Insurance</i>	1.192.392	16.994.627.378
<i>Manufacturing Cost</i>	190.051.109	2.708.712.933.006

C. General Expense (Pengeluaran Umum)

Berbagai pengeluaran yang di keluarkan oleh fungsi perusahaan selain manufaktur dikelompokkan ke dalam klasifikasi yang di sebut beban umum.

General Expense mencakup :

1. *Administration*
2. *Sales*
3. *Research*
4. *Finance*

(Aries & Newton hal 185)

1. Administration

Biaya administrasi merupakan sebuah perusahaan berkaitan dengan pengeluaran seperti gaji manajemen, biaya hukum dan biaya audit yang terjadi atas semua pengelola semua tahap dari seperti gaji perusahaan. Untuk memperkirakan biaya admistrasi tujuan dapat ditentukan sebagai jumlah yang setara dengan 2 - 3% dari harga jual atau 3 - 6% dari biaya produksi (*Manufacturing cost*). (Aries & Newton hal 185)

$$\begin{aligned} \text{Administration} &= 3\% \text{ manufacturing cost} \\ \text{Manufacturing cost} &= \$ \quad \mathbf{190.051.109} \\ \text{Administration cost} &= \$ \quad \mathbf{5.701.533} \end{aligned}$$

2. Sales

Beban penjualan akan bervariasi tergantung pada jenis produk, metode penjualan dan distribusi, pasar pelanggan, dan tingkat iklan. Secara umum, biaya penjualan dapat diperkirakan secara kasar oleh staf proses menugaskan untuk itu dalam jumlah yang sama dengan 3 sampai 12 persen dari harga jual atau 5 sampai 22 persen dari biaya biaya produksi (*Manufacturing cost*). (Aries & Newton hal 186)

$$\begin{aligned} \text{Sales} &= 5\% \text{ manufacturing cost} \\ \text{Manufacturing cost} &= \$ \quad \mathbf{190.051.109} \\ \text{Sales} &= \$ \quad \mathbf{9.502.555} \end{aligned}$$

3. Research

Beban penelitian dapat diperkirakan sebagai setara dengan 2 - 4% dari harga jual ata 3,5 - 8% dari biaya produksi (*Manufacturing cost*).

(Aries & Newton hal 186)

$$\begin{aligned} \text{Research} &= 3,5\% \text{ manufacturing cost} \\ \\ \text{Manufacturing cost} &= \$ \quad \mathbf{190.051.109} \\ \text{Research cost} &= \$ \quad \mathbf{5.701.533} \end{aligned}$$

4. Finance

Beban finace sebesar 2 - 4 % dari *Capital investment*.

(Aries & Newton hal 187)

$$\begin{aligned} \text{Administration} &= 2\% \text{ Capital Investment} \\ \text{Capital Investment} &= \$ \quad \mathbf{59.619.603} \\ \text{Finance} &= \$ \quad \mathbf{1.192.392} \end{aligned}$$

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Administration</i>	5.701.533	81.261.387.990
<i>Sales</i>	9.502.555	135.435.646.650

<i>Research</i>	5.701.533	81.261.387.990
<i>Finance</i>	1.192.392	16.994.627.378
<i>General Expense</i>	22.098.014	314.953.050.009

D. Penjualan & Keuntungan

Keuntungan ditinjau per 1 tahun.

1. Total biaya produksi meliputi :

- *Manufacturing cost*
- *General expense*

$$\begin{aligned}
 \text{Manufacturing cost} &= \$ 190.051.109 \\
 \text{General expense} &= \$ 22.098.014 \\
 \hline
 \text{Total biaya produksi} &= \$ 212.149.123 \\
 &= \text{Rp } 3.023.665.983.015
 \end{aligned}$$

2. Harga dasar

Harga dasar Dihpenilamin didapat dari total biaya produksi dibagi kapasitas pabrik.

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas produk} &= 80.000 \text{ ton/tahun} \\
 &= 80.000.000 \text{ kg/tahun}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Harga dasar} &= \frac{\text{Rp}3.023.665.983.015}{80.000.000} \\
 &= \text{Rp}37.796 \text{ per kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Harga dasar} &= 8423000 \\
 &= \frac{\text{Rp}743.264.617.611}{8423000} \\
 &= \text{Rp}88.242
 \end{aligned}$$

3. Harga jual

Dirancang, keuntungan = 12% harga dasar

Harga jual = harga dasar + keuntungan

$$\begin{aligned}
 \text{Harga jual} &= \text{Rp}37.796 + \text{Rp}4.158 \\
 &= \text{Rp}41.953 \text{ per kg} \\
 &= 2,94 \text{ \$/kg}
 \end{aligned}$$

Harga jual produk yang kami rancang tidak melebihi dari harga pasar, maka harga jual yang dirancang layak untuk digunakan.

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas produk} &= 80.000 \text{ ton/tahun} \\
 &= 80.000.000 \text{ kg/tahun}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Sales Price} &= \$ 235.485.527 \\
 &= \text{Rp } 3.356.269.241.146
 \end{aligned}$$

4. Analisa Keuntungan

Perkiraan keuntungan didapat dari keuntungan pabrik. Keuntungan pabrik

dapat dianalisa berdasarkan 2 bagian yaitu:

a. Keuntungan sebelum pajak

Keuntungan sebelum pajak = Total penjualan – Total Biaya Produksi

Total penjualan = \$ 235.485.527

Total biaya produksi = \$ 212.149.123

Keuntungan sebelum pajak = \$ 23.336.404

= Rp 332.603.258.132

b. Keuntungan setelah pajak

Pajak keuntungan = 3% keuntungan

(Aries & Newton hal 190)

Keuntungan setelah pajak = Keuntungan sebelum pajak x (100% - 3%)

Keuntungan setelah pajak = \$ **22.636.311**

= Rp 322.625.160.388

E. Analisis Kelayakan

Sebelum melakukan analisis kelayakan ekonomi terlebih dahulu dibutuhkan data-data biaya yang dikeluarkan untuk proses produksi pada pabrik Aseton. Pembagian biaya diambil dari Newton halaman 204. Adapun biaya tersebut antara lain :

- **Fixed Cost (Fa):**

a. Depresiasi = \$ 7.154.352

b. Property tax = \$ 1.192.392

c. Insurance = \$ 1.192.392

Fixed Cost = \$ 9.539.136

= **Rp 135.957.019.024**

- **Variable Cost (Va)**

a. Raw material = \$ 64.428.053

b. Packaging = \$ 2.738.859

c. Shipping = \$ 728.979

d. Utilities = \$ 91.222.757

e. Royalty dan Patent = \$ 64.428.053

Variable Cost = \$ 223.546.700

= **Rp 3.186.110.525.668**

- **Regulated Cost (Ra)**

a. Labor = \$ 1.164.592

b. Plant Overhead = \$ 582.296

c. Supervision = \$ 116.459

d. Laboratory = \$ 116.459

e. General Expense = \$ 22.098.014

f. <i>Maintenance</i>	= \$	4.173.372
g. <i>Plant Supplies</i>	= \$	626.006
<i>Regulated Cost</i>	= \$	28.877.198
	Rp	411.573.705.205

- Sales Price (Sa)

<i>Sales price</i>	= \$	235.485.527
	Rp	3.356.269.241.146

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 mengetahui pengembalian modal tetap. Perhitungan ROI sangat penting bagi perusahaan untuk kapan modal-modal dapat dikembalikan.

a. Sebelum pajak

Persentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak.

ROI dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 193 :

$$ROI = \frac{Pb.ra}{I_F} \times 100\%$$

Pb.ra = Laba tahunan sebelum pajak

I_F = Investasi modal (*Capital investment*)

Diketahui :

I _F	= \$	59.619.603
Pb.ra	= \$	23.336.404
ROI	= $\frac{\$ 23.336.404}{\$ 59.619.603} \times 100\%$	
	=	39,14%

b. Setelah pajak

Persentase ini dihitung atas dasar setelah pembayaran pajak.

ROI dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 193 :

$$ROI = \frac{Pb.ra}{I_F} \times 100\%$$

Pa.ra = Laba tahunan setelah pajak

I_F = Modal tetap (*Capital investment*)

Diketahui :

I _F	= \$	59.619.603
Pa.ra	= \$	22.636.311

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\$ 22.636.311}{\$ 59.619.603} \times 100\% \\ &= 37,97\% \end{aligned}$$

b. POT setelah pajak

POT dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 195 :

$$POT = \frac{I_F}{Pb.ra + 0,1.I_F}$$

Pa.ra = Laba tahunan setelah pajak
 I_F = Modal tetap (*Capital investment*)

Diketahui :

$$\begin{aligned} I_F &= \text{Rp } 59.619.603 \\ Pb.ra &= \text{Rp } 22.636.311 \\ POT &= \frac{59.619.603}{22.636.311 + 0,1 \times 59.619.603} \\ &= 2,08 \text{ tahun} \end{aligned}$$

3. Break Event Point (BEP)

BEP adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian produk dari kapasitas produknya, maka pabrik tidak mendapat keuntungan maupun menderita kerugian.

BEP dihitung dari persamaan Aries & Newton pada halaman 206 :

$$ra = \frac{(Fa + 0,3.Ra).Z}{Sa - Va - 0,7.Ra}$$

Keterangan :

ra = Tingkat penjualan tahunan, Kg/tahun
 Fa = Biaya tetap tahunan
 Ra = Biaya mengambang tahunan
 Z = Kapasitas produksi tahunan
 Sa = Harga jual produk
 Va = Biaya berubah-ubah tahunan

Diketahui :

Fa = Rp 135.957.019.024
 Ra = Rp 411.573.705.205
 Z = 80.000.000 kg/tahun
 Sa = Rp 4.099.533.858.758
 Va = Rp 3.186.110.525.668

$$\% BEP = \frac{(Fa + 0,3.Ra)}{Sa - Va - 0,7.Ra} = 41,49\%$$

4. Shut Down Point (SDP)

SDP adalah titik aktifitas produksi pabrik harus dihentikan karena pemasukan dari penjualan produk tidak mampu melanjutkan kegiatan produksinya. Penyebab antara lain adalah Regulated Cost yang terlalu tinggi.

SDP dihitung dari persamaan Aries & Newton pada halaman 207 :

$$ra = \frac{(0,3.Ra).Z}{Sa - Va - 0,7.Ra}$$

Keterangan :

- | | |
|---|---------------------------------|
| ra = Tingkat produksi tahunan, Kg/tahun | Z = Kapasitas produksi tahunan |
| Fa = Biaya tetap tahunan | Sa = Harga jual produk |
| Ra = Biaya mengambang tahunan | Va = Biaya berubah-ubah tahunan |

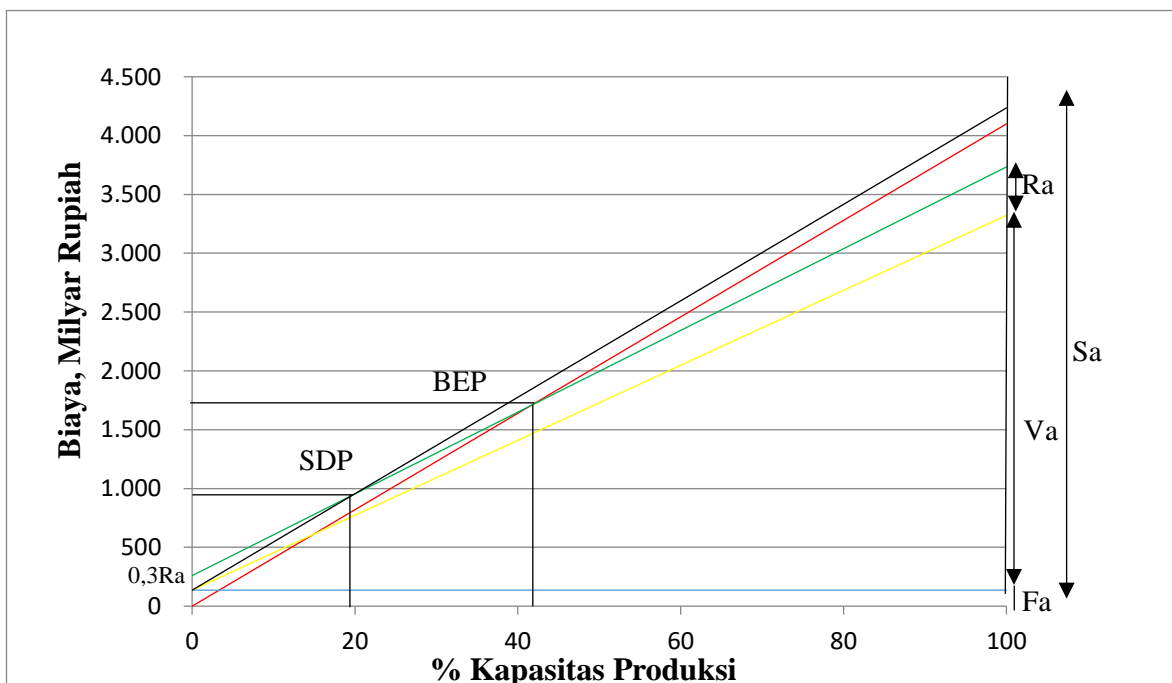
Diketahui :

- | | |
|---------|---------------------|
| Fa = Rp | 135.957.019.024 |
| Ra = Rp | 411.573.705.205 |
| Z = Rp | 80.000.000 kg/tahun |
| Sa = Rp | 4.099.533.858.758 |
| Va = Rp | 3.186.110.525.668 |

$$ra = \frac{(0,3.Ra).Z}{Sa - Va - 0,7.Ra} = 15.796.299 \text{ kg/tahun}$$

$$\% SDP = \frac{ra}{Z} \times 100\% = 19,7\%$$

5. Grafik BEP dan SDP



BEP	=	41,49%
SDP	=	19,75%
Fa	=	Rp 135.957.019.024
Va	=	Rp 3.186.110.525.668
Ra	=	Rp 411.573.705.205
0,3Ra	=	Rp 123.472.111.562
Fa+Va	=	Rp 3.322.067.544.692
Fa+Va+Ra	=	Rp 3.733.641.249.897

6. Discounted Cash Flow (DCF)

DCF adalah piranti untuk mengukur apakah sebuah investasi menarik atau tidak.

Investasi ke pabrik menarik apabila DCF lebih besar dari bunga bank.

a. Umur ekonomi pabrik

Nilai sisa (*Salvage value*) berupa 10% harga alat, 10% harga bangunan dan tanah.

$$\text{Salvage value} = \text{Rp } 49.479.701.425,26$$

$$\text{Fixed Capital} = \text{Rp } 764.758.232.009,74$$

$$\text{Depreciation} = \text{Rp } 101.967.764.267,97$$

$$\text{Umur pabrik, } n = \frac{\text{Capital investment} - \text{Salvage value}}{\text{Depreciation}}$$

$$n = 7,01 \text{ tahun}$$

$$n = 10 \text{ tahun (terbilang)}$$

b. DCF

$$\text{Salvage Value, } SV = \text{Rp } 49.479.701.425,26$$

$$\text{Fixed Capital, } FC = \text{Rp } 764.758.232.009,74$$

$$\text{Working Capital, } WC = \text{Rp } 84.973.136.889,97$$

$$\text{Keuntungan setelah pajak} = \text{Rp } 322.625.160.387,68$$

$$\text{Depreciation} = \text{Rp } 101.967.764.267,97$$

$$\text{Finance} = \text{Rp } 16.994.627.377,99$$

$$\text{Cash flow, } CF = \text{keuntungan setelah pajak} + \text{Depreciation} + \text{Finance}$$

$$= \text{Rp } 441.587.552.033,64$$

$$(FC + WC) = \frac{\{[(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + 1] \times CF + [WC + SV]\}}{(1 + i)^n}$$

$$FC + WC = \text{Rp } 849.731.368.899,71$$

EVALUASI EKONOMI

Trial i/DCF = 21,17% (dengan goal seek)

Ruas kanan = Rp 1.735.159.973.270,05

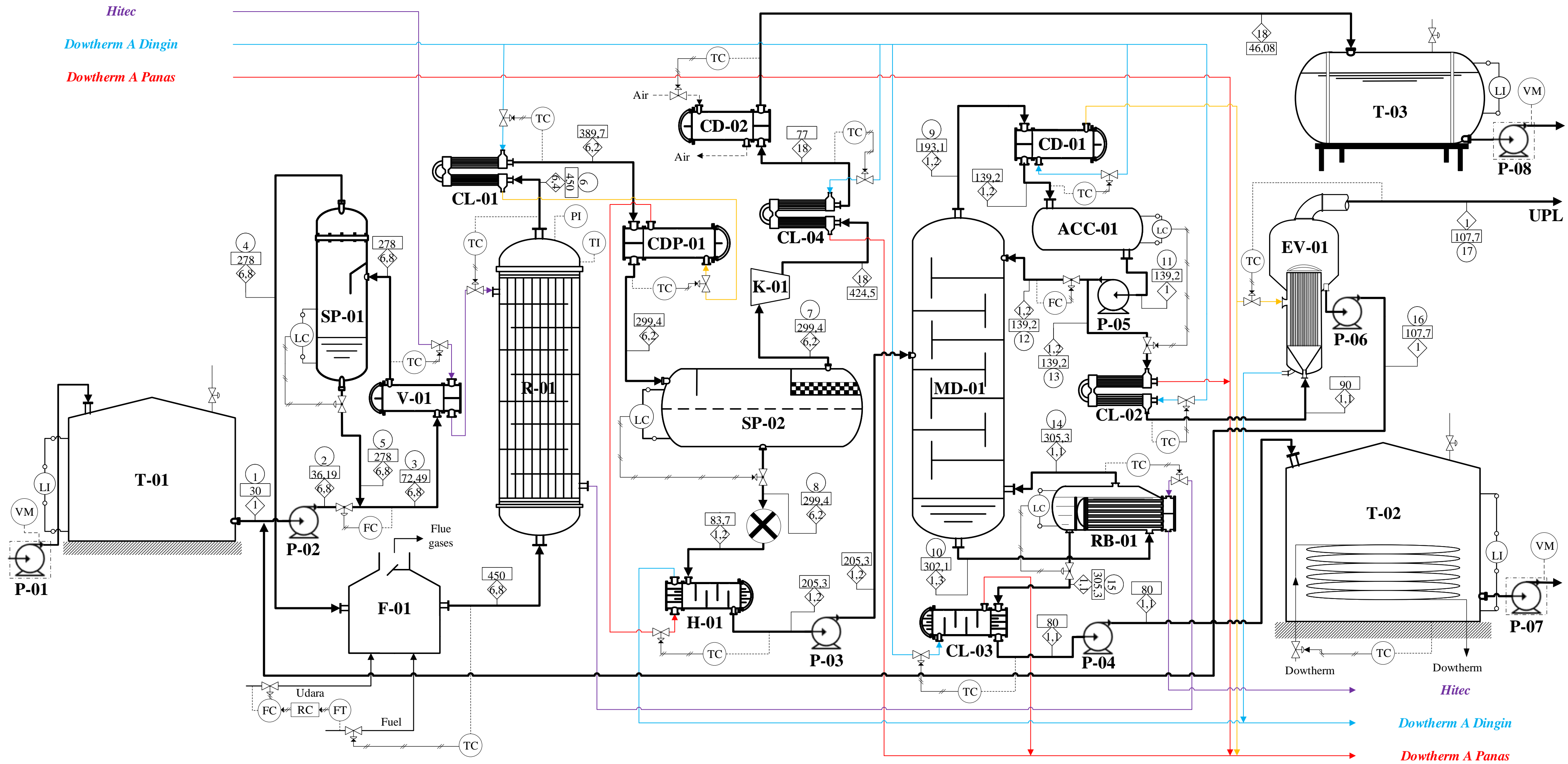
Ruas kanan - ruas kiri = Rp 885.428.604.370

Bunga bank rata - rata = 5-7%

Kesimpulan evaluasi ekonomi :

Analisis		Tolak Ukur	Hasil evaluasi	Keterangan
ROI	Sebelum Pajak	ROI > 11 % (<i>Low Risk</i>)	39,14%	Layak (<i>Low Risk</i>)
	Sesudah Pajak	ROI > 44% (<i>High Risk</i>)	37,97%	
POT	Sebelum Pajak	POT < 5 tahun (<i>Low Risk</i>)	2,15 Tahun	Layak (<i>Low Risk</i>)
	Sesudah Pajak	POT < 2 tahun (<i>High Risk</i>)	2,08 Tahun	
BEP		40 % - 60 %	41,49%	Layak
SDP		-	19,75%	-
DCF		10%	21,17%	Layak


PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA DIPHENYLAMIN DARI ANILIN
 KAPASITAS PRODUKSI : 80.000 TON/TAHUN



Neraca Massa (Kg/Jam)

No	Komponen	Nomor Arus																
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
1	C ₆ H ₅ NH ₂	11157,654	12083,791	13965,829	12083,791	1882,037	966,703	-	966,703	1127,855	40,566	1127,855	201,718	926,137	10,930	40,350	926,137	-
2	H ₂ O	56,108	60,723	70,180	60,723	9,457	60,723	-	60,723	73,948	-	73,948	13,225	60,723	-	-	4,615	56,108
3	(C ₆ H ₅) ₂ NH	-	40,566	46,884	40,566	6,318	10141,576	-	10141,576	49,402	10101,010	49,402	8,836	40,566	2721,522	10047,224	40,566	-
4	NH ₃	-	-	-	-	-	1016,078	1016,078	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Total		11213,762	12185,080	14082,893	12185,080	1897,813	12185,080	1016,078	11169,002	1251,205	10141,576	1251,205	223,779	1027,426	2732,452	10087,574	971,318	56,108

Keterangan			
CDP	Condensor parsial	(RC)	Ratio Control
ACC	Accumulator	(FC)	Flow Controller
VP	Vaporizer	(LC)	Level Controller
CD	Condensor total	(LI)	Level Indicator
CL	Cooler	(PI)	Pressure Indicator
H	Heater	(TC)	Temperature Controller
MD	Menara Distilasi	(C)	Nomor Arus
P	Pompa	(T)	Temperatur (°C)
R	Reaktor	(P)	Tekanan (atm)
RB	Reboiler	(X)	Pressure Reducer
SP	Separator	(V)	Valve
F	Furnace	(U)	Udara Tekan
T	Tangki	(E)	Electric Connection
EV	Evaporator	(VM)	Volume Meter
K	Kompresor	(-)	-



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS PEMBANGUNAN
NASIONAL "VETERAN"
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
 Prarancangan Pabrik Kimia Diphenilamin Dari Anilin

Kapasitas Produksi : 80.000 Ton/Tahun

Dikerjakan oleh :

NAMA	: Ahmad Yusuf Rozak	121160103
	: Mazmur Hasiholan Purba	121160115

DOSEN PEMBIMBING : Dr. Ir. Harso Pawigyo, M.T
 Ir. Danang Jaya, M.T