

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
PROPYLENE DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI



Disusun oleh

Andini Hawalia Rizki	121190141
Juana Hizkia Hasibuan	121190143

**PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL "VETERAN"
YOGYAKARTA
2023**

HALAMAN PENGAJUAN
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

SKRIPSI



PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL “VETERAN”
YOGYAKARTA

2023

HALAMAN PENGESAHAN
PROPYLENE DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

SKRIPSI



Disusun oleh
Andini Hawalia Rizki 121190141
Juana Hizkia Hasibuan 121190143

Yogyakarta, Juli 2023

Disetujui untuk Program Studi S1 Teknik Kimia
Fakultas Teknik Industri
UPN "Veteran" Yogyakarta

Pembimbing I

Assoc. Prof. Dr. Eng. Y. Deddy Hermawan, S.T., MT

NIP. 19721022 202121 1 003

Pembimbing II

Ir. Tutik Muji Setyoningrum, MT

NIP. 19630924 199203 2 002

KATA PENGANTAR

Puji syukur kami panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa karena atas segala rahmat dan hidayah-Nya sehingga SKRIPSI dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Kimia *Propylene* dengan Proses Dehidrogenasi *Propane* kapasitas 215.000 Ton/Tahun” ini dapat diselesaikan. Pra Rancangan Pabrik Kimia merupakan tugas yang diwajibkan bagi setiap mahasiswa sebagai syarat memperoleh gelar sarjana pada Program Studi Teknik Kimia S-1, Fakultas Teknik Industri, Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta. Penyusunan tugas ini didasarkan atas hasil studi pustaka yang tersedia dan beberapa sumber seperti jurnal, data paten, materi akademik, dan sebagainya.

Penyusun mengucapkan terima kasih kepada pihak-pihak yang telah banyak membantu sehingga tersusunnya makalah ini:

1. Dr. Adi Ilcham sebagai Ketua Jurusan Teknik Kimia.
2. Assoc. Prof. Dr. Eng. Y. Deddy Hermawan, S.T., M.T. dan Ir. Tutik Muji Setyoningrum, MT selaku dosen pembimbing penyusunan skripsi atas bimbingan dan arahan yang diberikan selama mengerjakan skripsi.
3. Seluruh pihak yang telah membantu dalam penyusunan skripsi

Penyusun juga mengharapkan adanya saran dan kritik yang bersifat membangun untuk kesempurnaan penyusunan Skripsi ini. Akhir kata semoga Skripsi ini dapat bermanfaat bagi penyusun khususnya dan pembaca pada umumnya.

Yogyakarta, Juli 2023

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGAJUAN.....	ii
HALAMAN PENGESAHAN.....	iii
KATA PENGANTAR	iv
DAFTAR ISI.....	v
DAFTAR GAMBAR	vii
DAFTAR TABEL.....	viii
INTISARI.....	ix
BAB I PENDAHULUAN	1
I.1. Latar Belakang	1
I.2. Lokasi Pabrik	2
I.3. Prospek Pasar	5
I.4. Tinjauan Pustaka	8
BAB II DESKRIPSI PROSES	20
II.1. Proses Pendahuluan	20
II.2. Proses Pembuatan dan Pemurnian Hasil.....	25
II.3. Diagram Alir Kualitatif.....	27
II.4. Diagram Alir Kuantitatif.....	28
II.5. Tata Letak	29
II.7. Spesifikasi Alat Proses.....	34
BAB III NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI.....	45
III.1. Neraca Massa.....	45
III.2. Neraca Energi	46
BAB IV UTILITAS	51

IV.1. Unit Penyedia dan Pengolahan Air	51
IV.2. Unit Penyedia Udara Tekan	55
IV.3. Unit Penyedia Listrik	57
IV.4. Unit Penyedia Bahan Bakar	59
IV.5. Unit Penyedia Dowtherm A	59
IV.6. Spesifikasi Alat Utilitas.....	61
BAB V MANAGEMEN PERUSAHAAN	67
V.1. Bentuk Badan Usaha	67
V.2. Struktur Organisasi.....	68
V.3. Jadwal Kerja Karyawan.....	70
V.4. Jenjang Pendidikan.....	72
V.5. Sistem Penggajian Karyawan.....	73
BAB VI EVALUASI EKONOMI	75
VI.1. Investasi Pabrik	75
VI.2. Biaya Operasi	76
VI.3. Analisis Keuntungan	76
VI.4. Analisis Kelayakan Ekonomi	77
BAB VI KESIMPULAN.....	79
DAFTAR PUSTAKA	80

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Peta Lokasi Pendirian Pabrik.....	4
Gambar 1. 2 Grafik Import Propilen dari tahun 2017 – 2021	5
Gambar 2. 1 <i>Hazardous Material Information System (HMIS) dan National Fire Protection Association (NFPA) untuk Propane</i>	20
Gambar 2. 2 Struktur Molekul <i>Propane</i>	20
Gambar 2. 3 Pictogram dari <i>propane</i>	20
Gambar 2. 4 Struktur Molekul Aluminium Oksida.....	21
Gambar 2. 5 Pictogram dari <i>Propylene</i>	22
Gambar 2. 6 Struktur Molekul <i>Propylene</i>	22
Gambar 2. 7 Pictogram dari <i>Hydrogen</i>	23
Gambar 2. 8 Diagram alir kualitatif.....	27
Gambar 2. 9 Diagram alir kuantitatif.....	28
Gambar 2. 10 Tata Letak Alat Proses.....	30
Gambar 2. 12 Tata Letak Pabrik Propane.....	33
Gambar 4. 1 Diagram Alir Utilitas	53
Gambar 4. 2 Diagram distribusi air	54
Gambar 4. 3 Diagram distribusi penggunaan udara tekan.....	56
Gambar 4. 4 Diagram distribusi penggunaan listrik.....	58
Gambar 4. 5 Diagram distribusi penggunaan Dowtherm A.....	60
Gambar 5. 1 Struktur Organisasi	69
Gambar 6. 1 Grafik Analisa Ekonomi.....	78

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Import Propilen.....	5
Tabel 1. 2 Data Kapasitas Pabrik yang Telah Beroperasi	6
Tabel 1. 3 Daftar Harga Bahan.....	11
Tabel 1. 4 Matriks Pemilihan Proses.....	13
Tabel 3. 1 Neraca Massa Reaktor.....	45
Tabel 3. 2 Neraca Massa Condensor Parsial	45
Tabel 3. 3 Neraca massa separator (S-01).....	45
Tabel 3. 4 Neraca massa menara distilasi (MD-01)	46
Tabel 3. 5 Neraca panas reaktor	46
Tabel 3. 6 Neraca panas menara distilasi	46
Tabel 3. 7 Neraca panas condenser parsial.....	47
Tabel 3. 8 Neraca panas CD-01.....	47
Tabel 3. 9 Neraca panas PPHE-01	47
Tabel 3. 10 Neraca panas HE-01	48
Tabel 3. 11 Neraca panas CL - 01	48
Tabel 3. 12 Neraca panas CD-02.....	48
Tabel 3. 13 Neraca panas CL-02	49
Tabel 3. 14 Neraca panas IC – 01.....	49
Tabel 3. 15 Neraca panas AC – 01	49
Tabel 3. 16 Neraca panas RB - 01	50
Tabel 4. 1 Kebutuhan air <i>Start Up</i>	51
Tabel 4. 2 Kebutuhan air <i>Make Up</i>	52
Tabel 5. 1 Jadwal Kerja Karyawan <i>Shift</i>	71
Tabel 5. 2 Jenjang Pendidikan.....	72

INTISARI

Pabrik Propylene dengan proses dehidrogenasi Propan kapasitas 215.000 ton/tahun direncanakan didirikan di daerah Cilegon, Banten dengan lahan seluas 135.377 m². Pabrik akan didirikan dengan badan hukum Perseroan Terbatas (PT), dengan jumlah karyawan 214 orang. Pabrik beroperasi selama 330 hari efektif dalam setahun dan 24 jam perhari.

Bahan baku yang digunakan pada proses ini adalah Propylene dengan tingkat kemurnian 99,5%. Propylene dari tangki penyimpanan dipompa lalu diturunkan tekanannya sampai dengan 2 atm menggunakan expansion valve (EV-01) selanjutnya dipanaskan dengan dilewatkan melalui heat exchanger (PPHE-01 & HE-01) untuk mencapai kondisi operasi reaktor, setelah terjadi pertukaran panas lalu gas yang suhunya naik menjadi 380 °C diumpungkan menuju reaktor fixed bed multitube. Umpan masuk reaktor pada suhu 380 °C, tekanan 2 atm dan keluar pada suhu 348 °C, Reaksi ini dibantu dengan katalis Al₂O₃ dengan reaksi bersifat endotermis, non-isothermal, dan non-adiabatis sehingga untuk mempertahankan suhu operasi diperlukan pemanas Dowtherm A yang dialirkan melalui shell. Gas hasil keluaran reaktor (R-01) kemudian didinginkan menggunakan Heat Exchanger (PPHE-01) menjadi suhu 92,56 °C yang kemudian didinginkan lagi menggunakan cooler (CL-01) dengan media pendingin air sehingga suhunya menjadi 60 °C. Gas keluaran cooler (CL-01) dialirkan menuju kompresor 2 stage (K-02) yang dilengkapi intercooler dan aftercooler untuk menaikkan tekanan menjadi 18 atm dengan suhu tetap yaitu 60 °C menggunakan media pendingin air. setelah dikompresi gas dialirkan menuju condensor partial (CDP-01) untuk dipisahkan antara condensable gas dan non-condensable gas, yang selanjutnya dipisahkan antara fluida cair dan fluida gas menggunakan separator horizontal (S-01). Gas keluaran separator dimanfaatkan menjadi own use gasses sedangkan cairan keluaran separator dialirkan menuju Menara Distilasi (MD-01) untuk memurnikan produk dengan kemurnian 99,5%. Produk yaitu Propylene merupakan hasil atas dari Menara destilasi yang selanjutnya dialirkan menuju cooler (CL-02) untuk menurunkan suhu menjadi 40 °C setelah itu ditampung pada tangka produk. Sedangkan hasil bawah Menara destilasi (MD-01) berupa Propane dengan sedikit Propylene direcycle dan Sebagian dipurging. Utilitas yang diperlukan Propylene berupa air sebanyak 7.228,46 kg/jam yang didapatkan jadi PT. Krakatau Tirta Industri, Dowtherm A sebanyak 11.883,17 kg/jam, dan kebutuhan daya listrik dipenuhi oleh PT. PLN sebesar 1043,65 kW dengan generator sebagai cadangan listrik apabila terjadi pemadaman.

Ditinjau dari segi ekonomi, pabrik Propylene membutuhkan Fixed Capital Investment (FCI) sebesar \$45.338.177,4 dan Rp Rp1.763.540.475.475,3 Working Capital Investment (WCI) sebesar Rp Rp2.370.238.518.452,59 Analisa ekonomi pabrik Propylene didapat nilai ROI sebelum pajak 45,5%, dan ROI sesudah pajak sebesar 44,2%. Nilai POT sebelum pajak adalah 1,80 tahun dan POT sesudah pajak adalah 1,85 tahun. BEP sebesar 45,72%, SDP sebesar 18,38% dari kapasitas produksi yang terjual dan DCF sebesar 34,73%. Berdasarkan peninjauan data tersebut, maka pabrik ini layak untuk dipertimbangkan.

Kata Kunci: *Propane, Reaktor Fixed Bed MultiTube, Propylene*

PERTANYAAN, PEMBAHASAN, DAN SARAN PADA SAAT UJIAN PENDADARAN

Nama Mahasiswa	: 1. Andini Hawalia Rizki (121190141) 2. Juana Hizkia Hasibuan (121190143)
Tanggal Pendaran	: 13 Juli 2023
Tempat Pendaran	: Ruang Sidang Jurusan Teknik Kimia, Gedung Antasari
Dosen Pembimbing	: 1. Assoc. Prof. Dr. Eng Y. Deddy Hermawan, S.T., M.T. 2. Ir. Tutik Muji Setyoningrum, M.T.
Dosen Penguji	: 1. Assoc. Prof. Dr. Eng Y. Deddy Hermawan, S.T., M.T. 2. Ir. Tutik Muji Setyoningrum, M.T. 3. Ir. Mahreni, M.T., Ph.D 4. Aditya Kurniawan, S.T., M.T.

Pertanyaan Pendaran dan Jawaban :

1. Bagaimana cara menentukan kapasitas produksi 215.000 ton/ tahun?

Jawab :

- Menentukan kebutuhan propilen di masa yang akan datang pada tahun 2031 dengan cara melihat data impor tahun 2017 - 2021 lalu dibuat grafik dan dengan regresi linear didapat persamaan $y = 7.579x - 15.181.066$.
 - Kemudian di substitusi $y = 7.579 (2031) - 15.181.066$ dan diperoleh 211.883 ton/tahun.
 - Melihat kapasitas pabrik yang telah berdiri baik di Indonesia maupun di luar negeri berdiri dan mendapatkan profit maka diputuskan pabrik akan didirikan dengan kapasitas 215.000 ton/tahun untuk dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri dan sebagian akan di ekspor.
2. Apa yang menjamin produk yang dihasilkan dapat bersaing di pasaran ?

Jawab : Propilen yang dihasilkan oleh kami memiliki kemurnian yang cukup tinggi yaitu 99,5% dengan impurities berupa propane. Selain itu kami menjual dengan harga yang lebih

rendah yaitu Rp 31.000 per kg dengan harga pasaran sekitar 3 dollar atau sekitar Rp 45.000 per kg.

3. Berapa kebutuhan propana setiap tahunnya?

Jawab : Kebutuhan propane tiap jam yaitu 28.916,31 kg, sehingga kebutuhan setiap tahunnya $28.916,31 \times 330 \times 24 = 229.017.175,2$ kg/tahun atau 229.017,18 ton/tahun.

4. Bagaimana cara memenuhi kebutuhan bahan baku 229.017,18 ton/tahun dengan PT Aneka Gas Industri yang kapasitasnya hanya 200.000 ton/tahun?

Jawab : Dengan memenuhi kebutuhan sisanya import melalui PT. Heze Sirloong Chemical, Cina dengan kapasitas produksi 400.000 ton/tahun. Namun tetap memprioritaskan bahan baku dari dalam negeri terlebih dahulu.

5. Mengapa dipilih proses dehidrogenasi propane dibandingkan proses steam cracking?

Jawab : - Proses dehidrogenasi propane berjalan pada suhu yang lebih rendah yaitu pada 350 - 650 °C dibandingkan pada proses steam cracking yaitu 750-900°C sehingga lebih aman dan mudah dalam pengontrolan.

- Konversi yang dihasilkan pada proses dehidrogenasi propane lebih tinggi yaitu 90%.
- Nilai potensial ekonomi yang dihasilkan pada proses dehidrogenasi propane positif yaitu US\$ 82,71 / kmol.

6. Kenapa pabrik propylene termasuk kedalam pabrik high risk?

Jawab : karena berdasarkan Hazardous Material Information System (HMIS) dan National Fire Protection Association (NFPA) untuk bahan propane menunjukkan fire hazard dengan skala 4 yang berarti adalah bahan yang titik nyalanya di bawah 22,8°C. Ini merupakan

Health	2
Fire hazard	4
Physical hazards:	3
Personal protection	

bahan yang sangat mudah terbakar di lingkup udara atmosfer.



7. Saat pemilihan proses mengapa reaktor fixed bed lebih dipilih dibandingkan reaktor steam reactor furnace?

Jawab :

- fixed bed memiliki luas permukaan lebih besar sehingga perpindahan panas lebih bagus.
- untuk volume reaktor yang sama fixed bed akan menghasilkan luas perpindahan panas yang lebih besar dibandingkan jenis reaktor lainnya.
- furnace membutuhkan bahan bakar yang untuk menghasilkan panas, bahan bakar saat ini masih didominasi fuel gas/batubara sehingga menghasilkan emisi yang buruk bagi lingkungan (tidak masuk kedalam green chemical)

8. P-01 termasuk pompa intermittent atau kontinyu? Jelaskan proses kerjanya

Jawab : P-01 termasuk pompa intermittent. Pompa bekerja pada waktu tertentu, yaitu pada saat pengisian tangki dan kapasitasnya ditentukan dengan cara membagi volume tangki dengan waktu pengosongan tangki.

9. Mengapa terdapat kontroler level indicator pada T-01?

Jawab : Untuk menjaga level cairan pada tangki. Jika level cairan dibawah 30% kontroler akan memberikan sinyal sehingga pompa akan memompakan propane dan level tangki akan naik.

10. Apa yang terjadi jika level pada T-01 lebih rendah dari 30%?

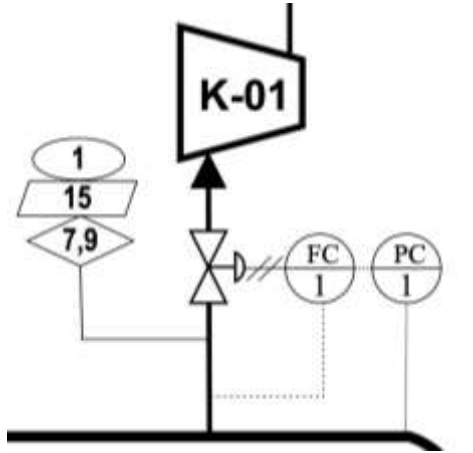
Jawab : maka cairan pada tangki akan menguap dan menaikkan tekanan pada tangki sehingga suhu naik

11. Jelaskan cara kerja kontroler pada umpan masuk K-01

Jawab : kontrol berupa loop PC dan FC. Pressure controller mengirim informasi tekanan pada tangki kepada flow controller kemudian mengirim perintah pada instrument valve untuk melakukan aksi sebagai berikut :

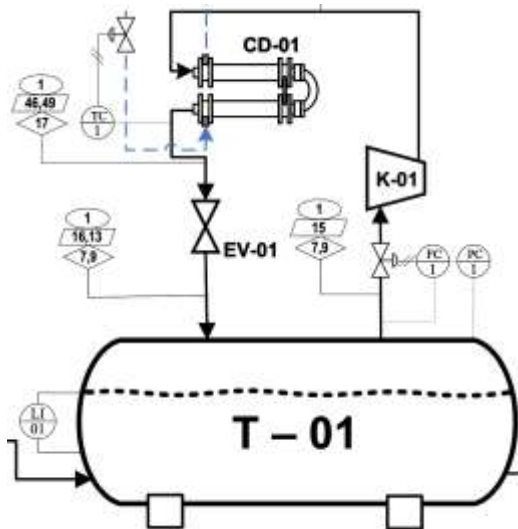
- Jika tekanan kurang dari set point maka instrument valve melakukan aksi memperkecil bukaan valve kompresor agar uap mengalir ke kompresor berkurang dan tekanan mencapai set point.

- Jika tekanan lebih dari set point maka instrument valve melakukan aksi memperbesar bukaan valve kompresor agar uap mengalir ke kompresor bertambah dan tekanan kembali ke set point.



12. Bagaimana proses auto refrigerasi pada T-01?

Jawab : Umpan propane dialirkan kedalam tangki dengan fase campuran yaitu fase cair dan gas. Fasa cair akan tetap didalam tangki sedangkan fasa uap akan dialirkan ke kompresor untuk dinaikan tekanannya, setelah itu dialirkan ke kondensor total untuk mengembunkan uap yang masuk, selanjutn menuju expansion valve untuk diturunkan kembali tekanannya baru dikembalikan ke tangki



13. Bagaimana menentukan fase pada tangki?

Jawab :

Kami menggunakan persamaan Antoine yaitu :

Nilai tekanan uap

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999) didapatkan data konstanta sebagai berikut :

Komponen	A	B	C	D	E
N ₂	2,39,E+01	-4,77,E+02	-8,67,E+00	2,01,E-02	-2,41,E-11
C ₃ H ₈	2,14,E+01	-1,46,E+03	-5,26,E+00	3,28,E-11	3,73,E-06

Suhu bubble Point

$$P = 6001,99 \text{ mmhg} = 7,90 \text{ atm}$$

$$T = -50,60 \text{ } ^\circ\text{C} = 222,55 \text{ K}$$

Komponen	massa	BM	mol	yi	pi	Ki=Pi/P	xi=yi*Ki
N ₂	144,6	28,010	5,2	0,008	921,1	116,641	9,E-01
C ₃ H ₈	28.771,7	44,096	652,5	0,992	0,7	0,085	0,085
Total	28.916,3		657,6	1,000			1,000

Suhu dew Point

$$P = 6001,99 \text{ mmhg} = 7,90 \text{ atm}$$

$$T = 17,91 \text{ } ^\circ\text{C} = 291,06 \text{ K}$$

Komponen	massa	BM	mol	yi	pi	Ki=Pi/P	xi=yi/Ki
N ₂	144,6	28,010	5,2	0,008	6872,0	870,2	9,E-06
C ₃ H ₈	28.771,7	44,096	652,5	0,992	7,835	0,992	1,000
Total	28.916,3		657,6	1,000			1,000

Dari hasil perhitungan diatas dengan metode goal seek, diperoleh nilai titik embun komponen pada tekanan 7,90 atm sebesar 17,91 °C, dengan demikian dapat disimpulkan bahwa penyimpanan pada tangki dengan tekanan perancangan berada dibawah titik didih komponen, sehingga fasa fluida yang disimpan dalam keadaan cair & gas

14. Mengapa digunakan reaktor fixed bed multitube?

Jawab : karena menggunakan katalis alumina yang berupa padatan. Pada saat perhitungan suhu adiabatik nilainya negatif, karena reaksi bersifat endotermis maka dibutuhkan pemanas untuk menjaga kondisi reaktor tetap pada range. Pemanas dialirkan melalui shell, selain itu juga pemisahan fluida dan katalis lebih mudah.

15. Mengapa tidak menggunakan reaktor single bed?

Jawab : karena luas perpindahan panas yang dibutuhkan besar, sehingga digunakan bentuk fixed bed multitube karena pipa yang digunakan banyak sehingga luas perpindahan panas besar.

16. Bagaimana bentuk katalis yang digunakan serta dimana letak dari katalis tersebut?

Jawab : Katalis yang digunakan adalah aluminium oksida (Al_2SO_3) dengan bentuk pallet. Katalis terletak pada bagian dalam pipa/tube reaktor.

17. Berapa masa pakai katalis alumina dan bagaimana ciri-ciri katalis harus diganti?

Jawab : 3-4 tahun. Katalis yang sudah rusak akan menurunkan kecepatan reaksi, sehingga konversi reaktor berkurang dan jumlah produk yang diinginkan juga berkurang. Serta dapat dilihat dari pressure dropnya, apabila pressure drop nya besar (artinya pada tube reaktor terdapat katalis yg tersumbat) dan konversinya kecil berarti katalis sudah rusak.

18. Mengapa menggunakan kondisi operasi reaktor pada 370 - 350°C ?

Jawab : Berdasarkan jurnal kondisi operasi reaktor pada range 350 - 650°C. Dipilih pada kondisi masuk reaktor 370°C karena tidak memerlukan energi yang terlalu besar dan massa pemanas yang dibutuhkan lebih sedikit, serta pada kondisi operasi tersebut sudah bisa mencapai konversi yang diinginkan.

19. Mengapa menggunakan PPHE, apakah ada alat lain yang bisa digunakan selain PPHE?

Jawab : Menggunakan PPHE dengan memanfaatkan integrasi panas dari fluida keluaran reaktor. Selain PPHE dapat digunakan heat exchanger namun energi yang dibutuhkan terlalu besar serta memerlukan massa pemanas yang cukup besar untuk dapat mencapai suhu kondisi umpan reaktor. Maka dipilih menggunakan PPHE agar tidak ada panas yang hilang.

20. Mengapa pada keluaran CDP-01 tidak menggunakan pompa untuk mengalirkan fluida ke S-01 ?

Jawab : Keluaran dari kondensor parsial merupakan fasa campuran (gas dan cair) sehingga tidak memerlukan pompa untuk dapat mengalirkan fluida masuk ke separator serta pada saat dihitung nilai head pompa negatif.

21. Own used gas dimanfaatkan untuk apa ?

Jawab : Dimanfaatkan sebagai bahan bakar furnace pada unit utilitas untuk mengurangi kebutuhan bahan bakar sehingga menekan biaya *Manufacturing Cost*.

Kritik dan saran :

1. Untuk judul skripsi sebaiknya mengganti nama trivial menjadi nama IUPAC agar lebih mudah untuk dikenal.
2. Menambahkan perhitungan ekonomi untuk biaya penyewaan pelabuhan untuk menyewa gudang bahan baku propane.
3. Menaikkan perhitungan analisis kelayakan setelah pajak agak hasil yang didapat lebih rasional.
4. Sebaiknya hasil bawah menara distilasi yang di purging tidak dibuang ke UPL namun dijual dengan harga lebih rendah (*downgrade*).



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

BAB I PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang

Seiring meningkatnya perkembangan industri di seluruh negara, penting sekali bagi negara Indonesia untuk ikut dalam perkembangan di sektor industri ini. Hal tersebut harus dilakukan karena untuk meningkatkan mutu negara Indonesia agar bisa bersaing dengan perkembangan industri di seluruh negara. Indonesia adalah negara berkembang yang sedang dalam proses meningkatkan kualitas dan juga kuantitasnya dalam berbagai sektor, salah satunya sektor industri.

Perkembangan industri di Indonesia banyak mengalami kemajuan, baik dalam hal kualitas maupun kuantitas. Hal tersebut dapat dibuktikan dengan didirikannya beberapa pabrik kimia di Indonesia, diantaranya yaitu pabrik petrokimia. Pabrik petrokimia adalah pabrik yang memproduksi bahan- bahan kimia yang berasal dari minyak bumi dan gas alam.

Salah satu produk petrokimia yang mengalami kemajuan baik dalam kualitas maupun kuantitas produksi serta konsumsinya sebagai bahan baku produk turunan yaitu *propylene*. Hal tersebut karena dibutuhkan *propylene* sebagai bahan baku berbagai industri contohnya dalam produksi *polypropylene*, *akrilonitril* (yang diubah menjadi serat akrilik dan *coating*), *propylene oxide* (yang kemudian masuk ke resin polyurethane dan bahan kimia lainnya), kumena (yang akhirnya digunakan untuk membuat resin *epoxy* dan *polycarbonate*) dan *isopropyl alcohol* (yang digunakan sebagai pelarut).

Seiring meningkatnya kebutuhan *propylene*, maka Indonesia masih harus mengimpor *propylene* karena produksi *propylene* dalam negeri masih belum mencukupi kebutuhan. Melihat potensi pasar *propylene* di pasar dalam negeri yang besar dan tersedianya bahan baku untuk memproduksi *propylene* dan produsen dalam negeri belum mampu memenuhi seluruh



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

kebutuhan pasar domestik. Maka dengan pertimbangan tersebut direncanakan pendirian pabrik *propylene* baru di Indonesia untuk memenuhi kebutuhan pasar *propylene* dalam negeri.

Dengan didirikannya pabrik *propylene* yang memanfaatkan migas sebagai bahan bakunya dapat memberikan dampak yang baik diantaranya dapat menghemat sumber devisa negara dengan mengurangi kebutuhan impor, dan membuka lapangan pekerjaan bagi masyarakat sekitar.

I.2. Lokasi Pabrik

Letak geografis suatu pabrik mempunyai pengaruh yang sangat besar terhadap keberhasilan perusahaan. Beberapa faktor dapat menjadi acuan dalam menentukan lokasi pabrik antara lain, penyediaan bahan baku, pemasaran produk, transportasi dan tenaga kerja. Berdasarkan tinjauan tersebut maka lokasi pabrik propilen ini dipilih di Cilegon, Banten dengan pertimbangan sebagai berikut :

Adapun faktor-faktor yang dipertimbangkan dalam pendirian pabrik *Propylene* dapat dijelaskan pada penjelasan berikut:

1. Penyediaan bahan baku

Penyediaan bahan baku merupakan hal yang paling penting dalam mengoperasikan pabrik. Pabrik yang akan beroperasi berada dekat dengan sumber bahan baku supaya mengurangi biaya transportasi. Bahan baku yang digunakan untuk produksi propilen yaitu propana yang diperoleh dari Heze Sirloong Chemical berlokasi di Cina yang dikirim melalui Pelabuhan Merak dan PT. Aneka Gas Industri yang berlokasi di Cikarang, Jawa Barat.

2. Penyediaan utilitas

Kawasan industri Cilegon merupakan kawasan industri yang terencana sehingga kebutuhan utilitas seperti tenaga listrik, air dan bahan bakar dapat diatasi. Kebutuhan air dapat diperoleh dari PT.KTI



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

(Krakatau Tirta Industri). Sedangkan unit pengadaan listrik diambil dari PLN setempat dan generator sebagai cadangan, serta penyediaan bahan bakar diperoleh dari PT. Pertamina RU VI.

3. Iklim

Keadaan iklim dan cuaca di Cilegon cenderung stabil. Keadaan alam di daerah Cilegon pun jarang terjadi bencana alam, maka dari itu konstruksi peralatan juga tergolong aman.

4. Tenaga kerja

Untuk kebutuhan tenaga kerja tidak cukup merepotkan, karena Indonesia memiliki cukup banyak tenaga kerja yang berkualitas apalagi di era industri saat ini. Untuk kebutuhan tenaga kerja diisi oleh lulusan perguruan tinggi dengan kualifikasi yang sesuai. Untuk kebutuhan tenaga kerja berpendidikan menengah dan kejuruan didapat dari daerah di sekitar pabrik.

5. Pemasaran

Prospek pasar menjadi hal yang penting yang selanjutnya menjadi pertimbangan dalam berdirinya suatu industri, dimana untung ruginya sebuah pabrik sangat tergantung pada pemasaran produknya, sehingga lokasi berdirinya pabrik harus didirikan di daerah yang memiliki prospek pemasaran yang bagus seperti di pulau Jawa. Hal ini disebabkan oleh banyaknya industri kimia yang membutuhkan propilen. Salah satunya adalah daerah Cilegon, Banten yang dipilih untuk daerah pemasaran karena banyaknya industri kimia yang menggunakan bahan baku propilen, dimana sebagian besar produk propilen banyak dibutuhkan oleh industri polipropilen, industri *isopropyl alcohol*, dan industri *acrylic acid*. Oleh karena itu, sangat menguntungkan bila pabrik propilen ini didirikan di lokasi yang berdekatan dengan industri-industri tersebut.



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

6. Sarana Transportasi

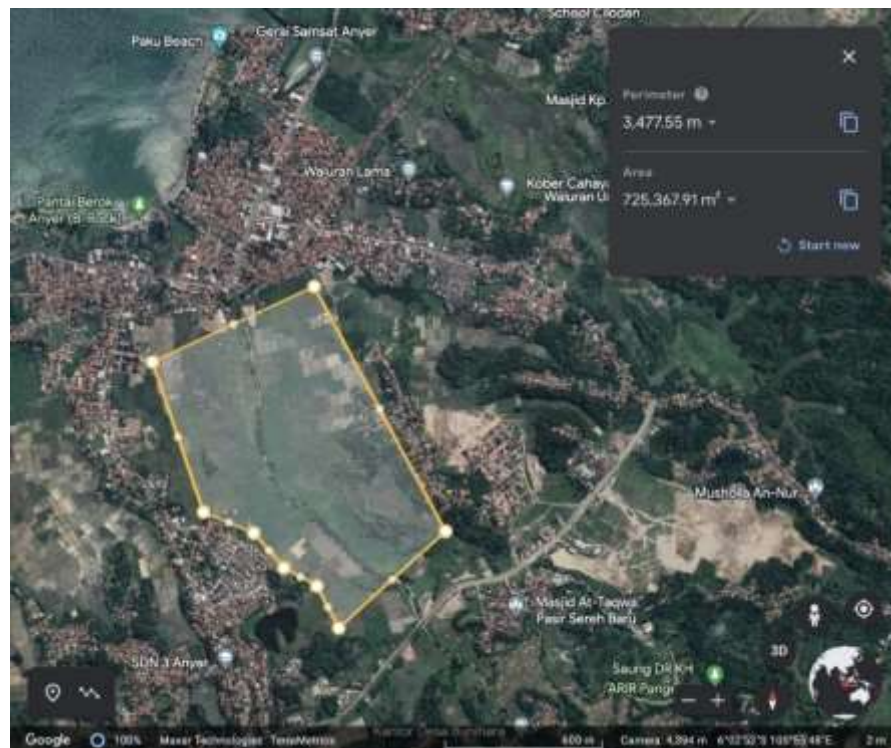
Sarana transportasi dan pengangkutan di Cilegon terakomodir dengan lengkap, baik itu dalam jalur darat ataupun laut. Hal tersebut akan memudahkan dalam pengangkutan dan pendistribusian produk. Pengangkutan bahan baku *Propylene* dibawa lewat jalur laut. Sementara itu untuk distribusi produk bisa dijalankan lewat jalur transportasi darat dan laut yang memadai.

7. Undang-Undang dan Peraturan

Letak pabrik kimia *Propylene* berada dikawasan industri sehingga masalah mengenai peraturan dan perundangan didaerah tersebut dapat teratasi karena sudah mendapatkan izin dari pemerintah setempat. Masyarakat sekitar pun juga dapat menerima dengan baik.

8. Letak Daerah

Lokasi pendirian pabrik *Propylene* yang terletak di kawasan Industri Cilegon, dapat dilihat pada gambar 1.1



Gambar 1. 1 Peta Lokasi Pendirian Pabrik

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

I.3. Prospek Pasar

I.3.1. Data Import

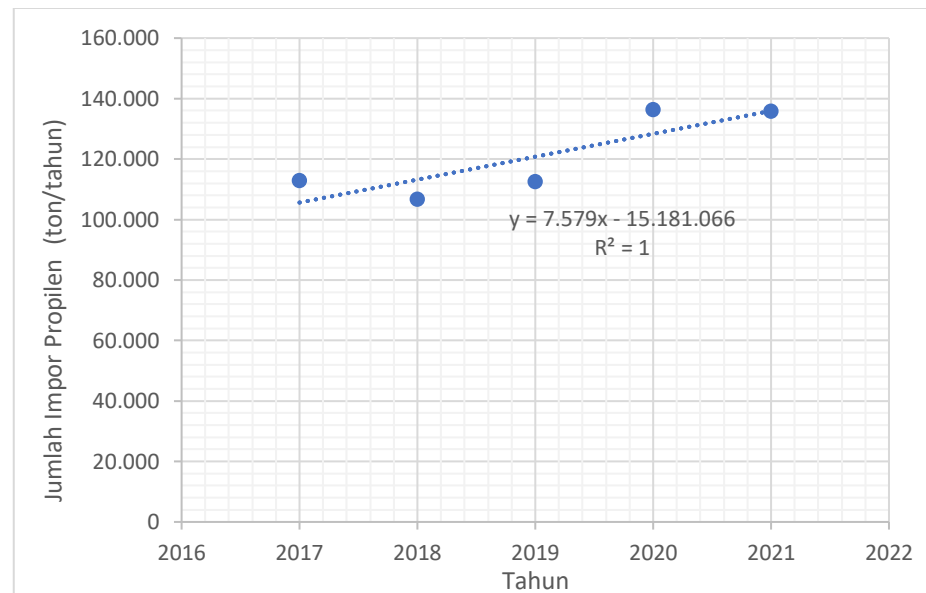
Menurut Biro Pusat Statistik, data ekspor dan impor Propilen pada tahun 2017 – 2021 dapat dilihat pada Tabel 1.1 berikut :

Tabel 1. 1 Data Import Propilen

Tahun	Propilen (ton/tahun)
2017	112.767,934
2018	106.550,221
2019	112.497,093
2020	136.276,543
2021	135.799,385

(Sumber: Biro Pusat Statistik,2022)

Dari tabel diatas dapat dibuat grafik sebagai berikut :



Gambar 1. 2 Grafik Import Propilen dari tahun 2017 – 2021



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

Berdasarkan Gambar 1.2 diperoleh persamaan garis lurus untuk menghitung kebutuhan impor propylene di Indonesia pada tahun 2031 sebagai berikut :

$$Y = 7.579x - 15.181.066$$

Dimana:

$$X = \text{Tahun}$$

$$Y = \text{Jumlah produksi propilen (Ton/tahun)}$$

Pabrik propilen berencana didirikan pada tahun 2031 (X) dengan prediksi kebutuhan pada tahun tersebut (Y), maka :

Kebutuhan propilen tahun 2031 :

$$Y = 7.579x - 15.181.066$$

$$Y = 7.579 (2031) - 15.181.066$$

$$Y = 211.883 \text{ ton/tahun}$$

I.3.2. Kapasitas Pabrik yang Telah Berproduksi

Setelah memperoleh hasil perkiraan kapasitas di atas juga perlu pertimbangan kapasitas dari pabrik propylene yang sudah beroperasi. Kapasitas pabrik yang akan didirikan harus berada di atas kapasitas minimal atau sama dengan kapasitas pabrik yang sudah beroperasi. Beberapa pabrik propylene di dunia yang telah berdiri, dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1. 2 Data Kapasitas Pabrik yang Telah Beroperasi

No	Nama Pabrik	Negara	Kapasitas (Ton/tahun)
1	PT. Pertamina, RU VI	Indonesia	130.000
2	PT. Chandra Asri Petrochemical Tbk.	Indonesia	110.000
3	PT. Beijing Starget Chemicals Co.,Ltd	China	48.000
4	PT. PraxAir	USA	50.000



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

I.3.3. Prediksi Kapasitas

Dari data yang disertai penyajian grafik diatas dan telah dilakukan pendekatan grafik secara regresi linear untuk mencari kebutuhan propilen di Indonesia beberapa tahun ke depan dihasilkan persamaan $y = 7.579x - 15.181.066$ dan y adalah kapasitas produksi propilen yang dibutuhkan dan x adalah tahun produksi. Dengan persamaan tersebut, maka dapat diproyeksi kebutuhan propilen di Indonesia pada tahun 2031 ($x=10$) adalah 211.883 ton/tahun.

Sehingga dalam perancangan ini dipilih kapasitas produksi sebesar 215.000 ton/tahun disamping untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri diharapkan dengan kapasitas ini akan terbuka peluang ekspor baru.

I.3.4. Sasaran Pasar

Sebagian besar propylene digunakan sebagai bahan baku pada industri-industri:

- Polypropylene, merupakan bahan baku pembuatan berbagai macam barang plastik. Penggunaan polypropylene dapat dimanfaatkan dalam industri automotive appliance, barang plastik rumah tangga, film, pembungkus kabel, pipa, coating, fiber dan filament, kontainer dan lain-lain termasuk mainan anak-anak dan peralatan kesehatan.
- Akilonitril, dapat digunakan sebagai bahan tambahan dalam industri resin, termoplastik, dan elastomer. Selain itu juga dapat digunakan untuk sintesis organik, akrilamida, ABS (Acrylonitrile Butadiene Styrene), dan SAN (Styrene Acrylonitrile).
- Propylene oxide, dapat digunakan sebagai senyawa intermediet diantaranya dalam industri pembuatan flexible



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

foams, monopropylene glycol, polyurethane, polyester, serta polyglycols.

- d. Kumena, dapat digunakan sebagai senyawa intermediet diantaranya dalam industri pembuatan flexible foams, monopropylene glycol, polyurethane, polyester, serta polyglycols.
- e. Isopropyl alcohol, dapat digunakan dalam pembuatan tisu, lotion tangan dan tubuh. Isopropyl alcohol juga digunakan dalam cat, pengencer, cat, pembersih dan poles, serta sterilisasi permukaan, desinfeksi rumah sakit, pabrik pengolahan makanan, dll.

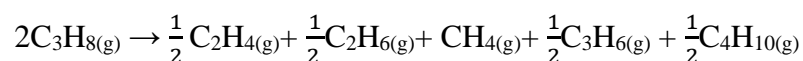
Propylene sangat diperlukan dalam dunia industri kimia. Berikut beberapa industri yang membutuhkan propylene.

- a. PT Pertamina RUU III Plaju
- b. PT Candra Asri Petrochemical
- c. PT Polytama Propindo
- d. PT Petro Oxo Nusantara
- e. PT Nippon Shokubai Indonesia
- f. PT Indochemical Citra Kimia
- g. PT DMC Plastik Indonesia
- h. JAM Petrochemical Company (Arab Saudi)
- i. PTT Global *Chemical* (Thailand)
- j. Petronas *Chemical* Group (Malaysia)

I.4. Tinjauan Pustaka

1. Tinjauan Proses Produksi

- a. Steam Cracking



Steam Cracking adalah proses petrokimia, dimana hidrokarbon jenuh dipecah menjadi hidrokarbon yang lebih kecil. Ini merupakan



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

metode industri utama untuk menghasilkan alkena yang lebih ringan (Light olefin), termasuk Etena (Etilena), dan Propena (Propilen) yang secara komersial dilakukan sejak tahun 1950. Saat ini, produksi propilen di dunia yang menggunakan metode Steam Cracking mencapai 112 juta ton per tahun. Kapasitas dan penggunaan steam cracking pun terus bertambah karena permintaan dunia yang terus meningkat akan polimer dan turunan olefin lainnya. Etena, LPG dan naptha adalah bahan baku utama untuk steam cracker menghasilkan produk seperti etilen, propilen dan butadiene. Terdapat berbagai macam proses cracking yaitu thermal cracking, catalytic cracking dan hydrocracking. Proses penguraian dari ketiga metode tersebut menggunakan cara yang berbeda.

Beberapa metode steam cracking adalah :

1. Thermal Cracking

Proses penguraian ini menggunakan suhu yang tinggi serta tekanan yang rendah, suhu yang digunakan dapat mencapai temperatur 800°C dan tekanan 700 kPa. Partikel ringan yang memiliki hydrogen dalam jumlah banyak akan terbentuk pada penguraian molekul berat yang terkondensasi. Reaksi yang terjadi pada proses ini disebut dengan homolitik fision dan memproduksi alkena yang menjadi bahan dasar untuk memproduksi polimer secara ekonomis. Panas yang digunakan dalam proses ini menggunakan steam cracking yaitu uap yang memiliki suhu yang tinggi.

2. Catalytic Cracking

Proses ini menggunakan katalis sebagai media yang dapat mempercepat laju reaksi, proses penguraian molekul besar menjadi molekul kecil dilakukan dengan suhu tinggi. Jenis katalis yang sering digunakan adalah silica, alumina, zeolit dan



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

beberapa jenis lainnya seperti clay, umumnya reaksi dari proses peretakan katalitik menggunakan mekanisme peretakan ion karbonium. Awalnya katalis yang memiliki sifat asam akan menambahkan proton ke dalam molekul olefin ataupun menarik ion hidrida dari alkana sehingga menyebabkan terbentuknya ion karbonium.

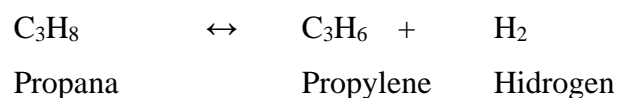
3. Hydrocracking

Proses ini merupakan kombinasi antara perengkahan dan hidrogenasi untuk menghasilkan senyawa yang jenuh. Produk utama yang dihasilkan adalah bahan bakar jet, bensin, diesel yang mempunyai bilangan oktan yang tinggi. Hydrocracking memiliki kelebihan lain, yaitu kandungan belerang yang terdapat pada fraksi yang akan diurai, senyawa belerangnya akan diubah menjadi hidrogen sulfida sehingga proses belerang akan lebih mudah dilakukan. Dalam prosesnya reaktor yang digunakan adalah tungku reaktor uap yang beroperasi pada kondisi 750-900 °C dengan tekanan sekitar 1 atm -1,2 atm. Kebanyakan propilen dari hasil steam cracker merupakan hasil samping dari produk utama etilene maka dari itu kemurnian produk propilen yang dihasilkan hanya sekitar 55%.

(Pedro, Joao Villhena de F.M.,2015)

b. Proses Dehidrogenasi *Propane*

Reaksi bersifat endotermis karena kondisi operasi berlangsung pada suhu tinggi dan tekanan rendah sehingga diberikan pemanasan dari luar yaitu dengan mengalirkan fluida panas ke dalam reaktor.



Proses dehidrogenasi ini dilakukan di dalam reaktor fixed bed dengan menggunakan katalis Al_2O_3 pada temperatur 350-650



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

°C dan tekanan 1 - 4 atm dengan hasil konversi yang didapat sebesar 65-75%. Kemudian hasil pokok propilen diperoleh dengan melakukan pemurnian pada Menara Distilasi. Hasil yang diperoleh menggunakan metode ini berupa propilen dengan kemurnian $\pm 99,5\%$ dengan impurities.

(Nawaz,2015)

- **Potensial Ekonomi**

Berdasarkan reaksi pembentukan propilen dapat dihitung potensial ekonomi dengan menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned} EP &= \text{Harga produk} - \text{Harga bahan baku} \\ &= \sum (\text{Harga} \times \text{BM})_{\text{produk}} - \sum (\text{Harga} \times \text{BM})_{\text{reaktan}} \end{aligned}$$

(Smith, 2005)

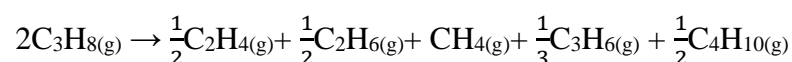
Tabel 1. 3 Daftar Harga Bahan

Bahan	Berat Molekul (kg/kmol)	Harga (US \$ /kg)
C ₂ H ₄	28	2,10
C ₂ H ₆	30	4,90
CH ₄	16	0,24
C ₃ H ₆	42	3,5
C ₄ H ₁₀	58	1,0
H ₂	2,01	0,85
C ₃ H ₈	44	1,50

(www.alibaba.com, 2022)

a. **Proses Steam Cracking**

Reaksi :



Nilai potensial ekonomi dapat dihitung sebagai berikut:



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

$$EP = \left[\left(\frac{1}{2} (\text{BM } C_2H_4 \times \text{Harga}) + \frac{1}{2} (\text{BM } C_2H_6 \times \text{Harga}) + (\text{BM } CH_4 \times \text{Harga}) + \frac{1}{3} (\text{BM } C_3H_6 \times \text{Harga}) + \frac{1}{2} (\text{BM } C_4H_{10} \times \text{Harga}) \right) - [2(\text{BM } C_3H_8 \times \text{Harga})] \right]$$

$$EP = \left[\frac{1}{2} (28 \times 2,10) + \frac{1}{2} (30 \times 4,90) + (16 \times 0,24) + \frac{1}{3} (42 \times 3,5) + \frac{1}{2} (58 \times 1,0) \right] - [2 (44 \times 1,50)]$$

$$EP = \text{US\$ } 52,74 / \text{kmol}$$

b. Proses Dehidrogenasi *Propane*

Nilai potensial ekonomi dapat dihitung sebagai berikut:

$$EP = [(\text{BM } C_3H_6 \times \text{Harga}) + (\text{BM } H_2 \times \text{Harga})] - [\text{BM } C_3H_8 \times \text{Harga}]$$

$$EP = [(42 \times 3,5) + (2,01 \times 0,85)] - [44 \times 1,50]$$

$$EP = \text{US\$ } 82,71 / \text{kmol}$$



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

- Tinjauan Teknis

Tabel 1. 4 Matriks Pemilihan Proses

Pertimbangan	Steam Cracking	Dehidrogenasi Propana
Suhu (°C)	750-900 (**)	350-650 (***)
Tekanan (atm)	1-1,2 (***)	1- 2 (****)
Jenis Reaktor	Steam Reactor Furnace (**)	Fixed Bed Reactor (* * *)
Katalis	Tidak (***)	Al ₂ O ₃ (**)
Hasil Samping	Ada (*)	Tidak (****)
Yield (%)	- (*)	65-75 (***)
Konversi	55 % (**)	90% (****)
Potensial Ekonomi	US\$ 52,74 /kmol (**)	US\$ 82,71 / kmol (****)
Total	16	27

Keterangan:

- (*) : Tidak menguntungkan
- (**) : Cukup menguntungkan
- (***) : Menguntungkan
- (****) : Sangat menguntungkan



SKRIPSI

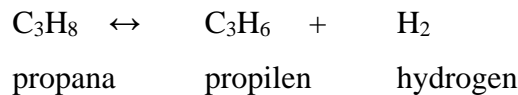
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

Berdasarkan pertimbangan dari berbagai proses dalam pembuatan propilen, proses yang optimum digunakan adalah dengan dehidrogenasi propana menggunakan katalis Al_2O_3 dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Proses berjalan pada suhu yang lebih rendah yaitu pada 350 - 650 °C dibandingkan pada proses Steam Cracking yaitu 750 - 900 °C sehingga lebih aman dan mudah dalam pengontrolan.
2. Konversi yang dihasilkan pada proses dehidrogenasi propana lebih tinggi yaitu 90%.
3. Nilai potensial ekonomi yang dihasilkan pada proses dehidrogenasi propana positif yaitu US\$ 82,71 / kmol.

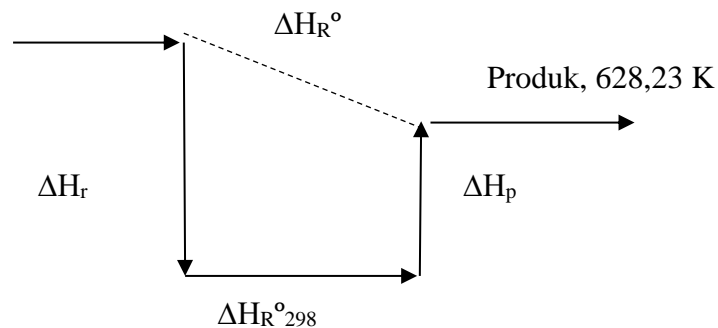
2. Tinjauan Termodinamika

Reaksi pembuatan propylene dengan dehidrogenasi propana berlangsung seperti berikut :



Reaksi berjalan secara endotermis sehingga memerlukan pemanas. Reaksi berjalan secara non isothermal sehingga terjadi perubahan suhu pada keluaran reaktor.

Reaktan, 643,15 K



(Faith, Keyes dan Clark, 1975)

$$\Delta H_R^\circ = \Delta H_r + \Delta H_R^0_{298} + \Delta H_p$$



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

Tabel 1.3. Data-Data Panas Pembentukan

Senyawa	$\Delta H_f^{\circ 298}$ (kJ/mol)
C ₃ H ₈	-103,85
C ₃ H ₆	20,42
H ₂	0

(Yaws, 1999)

$$\begin{aligned}\Delta H_R^{\circ}(298) &= \Delta H_f^{\circ}\text{produk} - \Delta H_f^{\circ}\text{reaktan} \\ &= [\Delta H_f^{\circ} \text{C}_3\text{H}_6 + \Delta H_f^{\circ} \text{H}_2] - [\Delta H_f^{\circ} \text{C}_3\text{H}_8] \\ &= [(20,42) + 0] - [-103,85] \\ &= + 124,27 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \\ &= + 1,2427 \times 10^5 \frac{\text{J}}{\text{mol}}\end{aligned}$$

Karena $\Delta H_R^{\circ}(298)$ bernilai positif, maka reaksi bersifat memerlukan panas (endotermis).

Tabel 1.4. Kapasitas panas pembentukan reaktan dan produk

Komponen	C_p (J/mol.K)				
	A	B	C	D	E
H ₂	25,399	$2,0178 \cdot 10^{-2}$	$-3,8549 \cdot 10^{-5}$	$3,1880 \cdot 10^{-8}$	$-8,7585 \cdot 10^{-12}$
C ₃ H ₆	31,298	$7,2449 \cdot 10^{-2}$	$1,9481 \cdot 10^{-4}$	$-2,1582 \cdot 10^{-7}$	$6,2974 \cdot 10^{-11}$
C ₃ H ₈	28,277	$1,1600 \cdot 10^{-1}$	$1,9597 \cdot 10^{-4}$	$-2,3271 \cdot 10^{-7}$	$6,8669 \cdot 10^{-11}$

(Yaws, 1999)



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

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

Menghitung $\Delta H_{\text{reaktan}}$

$$\begin{aligned}\Delta H_r &= n_{C_3H_8} \int_{T_1}^{T_{\text{reff}}} C_p C_3H_8 dT \\ &= 1 \int_{643,15}^{298} 1 ((28,277) + (1,1600 \times 10^{-1}T) + (1,959 \times 10^{-4}T^2) + (-2,3271 \times 10^{-7} T^3) + (6,8669 \times 10^{-11} T^4) \frac{J}{\text{mol.K}} dT \\ &= ((28,277 \frac{J}{\text{mol.K}} (298-643,15)K) + (1,1600 \times 10^{-1} \frac{J}{\text{mol.K}} (\frac{298^2-643,15^2}{2})K) + (1,959 \times 10^{-4} \frac{J}{\text{mol.K}} (\frac{298^3-643,15^3}{3})K) \\ &\quad + (-2,3271 \cdot 10^{-7} \frac{J}{\text{mol.K}} (\frac{298^4-643,15^4}{4})K) + (6,8669 \cdot 10^{-11} \frac{J}{\text{mol.K}} (\frac{298^5-643,15^5}{5})K) \\ &= -36.213,64 \frac{J}{\text{mol}} \\ &= -36,213 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}\end{aligned}$$

Menghitung ΔH_{produk}

$$\begin{aligned}\Delta H_P &= n_{C_3H_6} \int_{T_{\text{reff}}}^{T_2} C_p C_3H_6 dT + n_{H_2} \int_{T_{\text{reff}}}^{T_2} C_p H_2 dT \\ \Delta H_P &= [1 \int_{298}^{628,23} ((31,298) + (7,2449 \times 10^{-2}T) + (1,9481 \cdot 10^{-4}T^2) + (-2,1582 \times 10^{-7}T^3) + (6,2974 \times 10^{-11}T^4) \frac{J}{\text{mol.K}} dT] \\ &\quad + [1 \int_{298}^{628,23} ((25,399) + (2,0178 \times 10^{-2}T) + (-3,8549 \times 10^{-5}T^2) + (3,1880 \times 10^{-8}T^3) + (-8,7585 \times 10^{-12} T^4) \frac{J}{\text{mol.K}} dT] \\ \Delta H_P &= [(31,298 \frac{J}{\text{mol.K}} (628,23-298)K) + (7,2449 \times 10^{-2} \frac{J}{\text{mol.K}} (\frac{628,23^2-298^2}{2})K) + (1,9481 \cdot 10^{-4} \frac{J}{\text{mol.K}} (\frac{628,23^3-298^3}{3})K) \\ &\quad + (-2,1582 \times 10^{-7} \frac{J}{\text{mol.K}} (\frac{628,23^4-298^4}{4})K) + (6,2974 \times 10^{-11} \frac{J}{\text{mol.K}} (\frac{628,23^5-298^5}{5})K) \\ &\quad + [(25,399 \frac{J}{\text{mol.K}} (628,23-298)K) + (2,0178 \times 10^{-2} \frac{J}{\text{mol.K}} (\frac{628,23^2-298^2}{2})K) + (-3,8549 \times 10^{-5} \frac{J}{\text{mol.K}} (\frac{628,23^3-298^3}{3})K) \\ &\quad + (3,1880 \times 10^{-8} \frac{J}{\text{mol.K}} (\frac{628,23^4-298^4}{4})K) + (-8,7585 \times 10^{-12} \frac{J}{\text{mol.K}} (\frac{628,23^5-298^5}{5})K)]\end{aligned}$$



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

$$\begin{aligned}
 &+ (-2,1582 \times 10^{-7} \frac{\text{J}}{\text{mol.K}} (\frac{628,23^4 - 298^4}{4})\text{K}) + (6,2974 \times 10^{-11} \frac{\text{J}}{\text{mol.K}} (\frac{628,23^5 - 298^5}{5})\text{K}] + [(25,399 \frac{\text{J}}{\text{mol.K}} (628,23 - 298)\text{K}) + (2,0178 \times 10^{-2} \frac{\text{J}}{\text{mol.K}} (\frac{628,23^2 - 298^2}{2})\text{K}) + \\
 &(-3,8549 \times 10^{-5} \frac{\text{J}}{\text{mol.K}} (\frac{628,23^3 - 298^3}{3})\text{K}) + (3,1880 \times 10^{-8} \frac{\text{J}}{\text{mol.K}} (\frac{628,23^4 - 298^4}{4})\text{K}) + (-8,7585 \times 10^{12} \frac{\text{J}}{\text{mol.K}} (\frac{628,23^5 - 298^5}{5})\text{K}]
 \end{aligned}$$

$$\Delta H_P = [29.012,40 \frac{\text{J}}{\text{mol}}] + [9.642,14 \frac{\text{J}}{\text{mol}}]$$

$$\Delta H_P = + 38.654,54 \frac{\text{J}}{\text{mol}}$$

$$\Delta H_P = + 38,654 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

Menghitung ΔH_{total}

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{total}} &= \Delta H^{\circ}_{\text{reaktan}} + \Delta H^{\circ}_{298} + \Delta H^{\circ}_{\text{produk}} \\
 &= -36,213 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} + 124,27 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} + 38,654 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \\
 &= 126,711 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}
 \end{aligned}$$

- Kelangsungan Reaksi

Untuk mengetahui reaksi berjalan spontan atau tidak spontan dapat diketahui melalui perhitungan energi gibbs pada $T = 298 \text{ K}$ dan $P = 1 \text{ atm}$.

Tabel 1.5. Energi Gibbs pada $T = 298 \text{ K}$ dan $P = 1 \text{ atm}$

Senyawa	$\Delta G^{\circ}_{298} \text{ (kJ/mol)}$
C ₃ H ₈	-23,47
C ₃ H ₆	62,72
H ₂	0

(Yaws, 1999)



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

$$\begin{aligned}\Delta G_f^\circ(298) &= \Delta G_f^\circ \text{produk} - \Delta G_f^\circ \text{reaktan} \\ &= [\Delta G_f^\circ \text{C}_3\text{H}_6 + \Delta G_f^\circ \text{H}_2] - [\Delta G_f^\circ \text{C}_3\text{H}_8] \\ &= [(62,72)+0] - [-23,47] \\ &= + 86,19 \text{ kJ/mol} \\ &= + 8,619 \times 10^4 \text{ J/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\ln K_{298K} &= -\frac{\Delta G_f^\circ}{RT} \\ \ln K_{298K} &= -\frac{8,619 \times 10^4 \text{ J/mol}}{8,314 \text{ J/kmol.K} \times 298K} \\ \ln K_{298K} &= -34,788 \\ K_{298K} &= 7,794 \times 10^{-16}\end{aligned}$$

Untuk mencari nilai $K_{643,15}$ digunakan persamaan Van't Hoff:

$$\begin{aligned}\ln \frac{K_1}{K_{298}} &= \frac{-\Delta H_{298K}}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \\ \ln K_1 - \ln K_{298K} &= -\frac{1,2427 \times 10^5}{8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol.K}}} \left(\frac{1}{643,15 \text{ K}} - \frac{1}{298K} \right) \\ \ln K_1 - (-34,788) &= 26,9176 \\ \ln K_1 &= 26,9176 + (-34,788) \\ \ln K_1 &= -7,8704 \\ K_1 = K_{643,15K} &= 3,8187 \times 10^{-4} \\ \Delta G_{643,15} &= -RT \ln K_{643,15} \\ \Delta G_{643,15} &= - (8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol.K}} \times 643,15 \text{ K}) \times 3,8187 \times 10^{-4} \\ \Delta G_{643,15} &= - 2,0419 \frac{\text{J}}{\text{mol}}\end{aligned}$$

Karena energi gibbs bernilai negatif (<0), maka reaksi berlangsung spontan. Harga K pada 643,15K yaitu reaksi bersifat reversibel karena mempunyai harga K dibawah 1.



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

3. Tinjauan Kinetika

Data kinetik diambil dari hasil percobaan yang dikutip pada jurnal Kinetics of propana dehydrogenation over Al_2O_3

$$r = \frac{C_T K_4 \times K_2 \times \left[P_A - \frac{P_E \times P_H}{K_{eq}} \right]}{[1 + P_A \times K_2 + P_E \times K_9]}$$

Keterangan :

$$C_T K_4 [\text{mol g}^{-1} \text{h}^{-1}] = (5,09 \pm 0,5) \exp [(1593 \pm 164) \left(\frac{1}{T} \right) - \left[\frac{1}{773} \right]]$$

$$K_2 \left[\frac{1}{\text{atm}} \right] = (1,93 \pm 0,3) \exp [(-6566 \pm 308) \left(\frac{1}{T} \right) - \left[\frac{1}{773} \right]]$$

$$K_9 \left[\frac{1}{\text{atm}} \right] = (2,36 \pm 0,7) \exp [(-2162 \pm 78) \left(\frac{1}{T} \right) - \left[\frac{1}{773} \right]]$$

$$K_{eq} \left[\frac{1}{\text{atm}} \right] = (1,48 \times 10^7) \exp \left(\frac{-15403}{T} \right)$$

dengan :

r = laju reaksi

T = suhu reaksi (K)

P_A = tekanan parsial propana (atm)

P_E = tekanan parsial propilen (atm)

P_H = tekanan parsial hidrogen (atm)

(Gomez et al, 2012)

4. Pemilihan Reaktor

Dalam pembuatan *propylene* melalui proses dehidrogenasi propane dengan reaksi fasa gas maka reaktor yang digunakan adalah reaktor fixed bed multitube karena reaksinya berjalan pada fasa gas, serta menggunakan katalis alumina (Al_2O_3). Proses berjalan pada kondisi operasi suhu 350 – 650 °C dan tekanan 1 – 4 atm.

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

BAB II
DESKRIPSI PROSES

II.1. Proses Pendahuluan

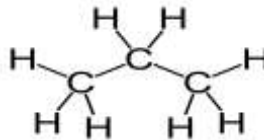
1. Bahan baku

1) *Propane*

Health	2
Fire hazard	4
Physical hazards:	3
Personal protection	

Gambar 2. 1 *Hazardous Material Information System (HMIS) dan National Fire Protection Association (NFPA) untuk Propane*

Rumus molekul : C_3H_8



Gambar 2. 2 *Struktur Molekul Propane*



Gambar 2. 3 *Pictogram dari propane*

Fase	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Berat molekul	: 44,09 kg/kmol
Titik beku (1 atm)	: -188 °C
Titik didih (1 atm)	: -42,2°C
Temperatur kritis	: 475,35°C
Kemurnian	: 99,5%
Impurities	: N_2 (Nitrogen)



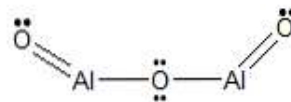
SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

Kesehatan	: <i>Propane</i> sangat berbahaya jika tertelan, kontak mata, dan terhirup. Jika terjadi kontak dengan kulit akan mengakibatkan iritasi. <i>Over-exposure</i> yang parah dapat menyebabkan kematian
Flammability	: <i>flammable</i>
Penyimpanan	: Simpan di tempat yang sejuk dan berventilasi baik, jauh dari bahan yang tidak kompatibel. Jangan simpan di bawah sinar matahari langsung atau di atas 50°C. Jauhkan dari oksidator.
Penanganan bahan	: Hindari kontak dengan mata. Hindari kontak yang lama dengan kulit. Hindari menghirup uap atau aerosol. Gunakan hanya dengan ventilasi yang memadai. Jauhkan dari panas, percikan api, permukaan yang panas dan api terbuka. Jaga agar wadah tetap tertutup bila tidak digunakan. Jauhkan dari jangkauan anak-anak. Jangan menusuk, menghancurkan atau membakar wadah, bahkan saat kosong.

2. Bahan pembantu / Katalisator

1) Aluminium Oksida



Gambar 2. 4 Struktur Molekul Aluminium Oksida

Rumus molekul	: Al_2O_3
Fase	: padat
Bentuk	: granul

Andini Hawalia Rizki	121190141
Juana Hizkia Hasibuan	121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

Ukuran	: 0,318 cm
Warna	: putih
Berat molekul	: 101,96 kg/kmol
Titik beku (1 atm)	: 690 °C
Titik didih (1 atm)	: 1750 °C
Spgr	: 3.357
Diameter	: 0,00635 m
ρ bulk	: 6400 kg/m ³
Suhu batas	: 4000°C
Tinggi	: 4,9 mm
Specific surface	: 320m ² /g
Specific pore volume	: 0,06 cm ³ /g
Densitas	: 769 kg/m ³
Porositas	: 0,5
Titik lebur	: > 1700 °C
Umur katalis	: 3 – 4 tahun

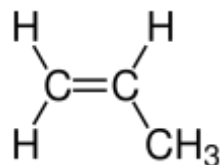
3. Produk

1) *Propylene*



Gambar 2. 5 Pictogram dari *Propylene*

Rumus molekul : C₃H₆



Gambar 2. 6 Struktur Molekul *Propylene*

Fase : Cair

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

Warna	: tidak berwarna
Berat molekul	: 42,08 kg/kmol
Titik beku (1 atm)	: -185 °C
Titik didih (1 atm)	: -48 °C
Temperatur kritis	: 92 °C
Tekanan kritis	: 45,6 atm
Kemurnian	: 99,5%
Kesehatan	: Bahan akan sangat berbahaya jika terjadi kontak kulit (iritan), kontak mata (iritasi), tertelan, inhalasi.
Flammability	: Bahan mudah terbakar pada suhu tinggi.
Penyimpanan	: Jauhkan dari sumber api. Memasang katup tutup pelindung. Simpan pada tempat yang suhunya tidak melebihi 125 °F (52 °C).
Penanganan bahan	: Gunakan sarung tangan untuk melindungi kulit dan sepatu keselamatan saat menangani propilen yang disimpan dalam silinder. Lindungi silinder dari kerusakan fisik, jaga agar tutup selalu tertutup. Temperatur tinggi dapat merusak tempat dan dapat menyebabkan perangkat pelepas tekanan gagal sebelum waktunya sehingga isi silinder dapat keluar.

2) Hidrogen



Gambar 2. 7 Pictogram dari *Hydrogen*

Rumus Molekul :H₂

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

Bentuk	: Gas
Warna	: Tidak berwarna
Berat Molekul	: 2.016 kg/kmol
Titik lebur	: -259.2 °C
Titik didih	: -252.8°C (P = 1 atm)
Titik beku	: -259.2 °C
Penyimpanan	: Kompresi gas, pencairan hydrogen, logam hidrida, nanotube karbon, ammonia, dan gas hidrat.

4. Pengadaan dan Transportasi Bahan Baku

Pengadaan bahan baku merupakan salah satu proses penting dalam kelangsungan produksi dari suatu pabrik, maka dari itu pengadaan bahan baku merupakan kegiatan yang perlu diprioritaskan. Letak pabrik didirikan berdekatan dengan pelabuhan dimana pelabuhan merupakan tempat bahan baku *Propylene* yaitu *Propane* sampai karena bahan baku di impor dari Heze Sirloong Chemical, Cina dan dari PT Aneka Gas Industri Tbk, Cikarang. Kebutuhan air didapatkan PT. KPI yang didistribusikan menggunakan truk. Selain penyediaan bahan baku transportasi faktor penting lainnya dalam suatu pabrik.

Sarana transportasi digunakan untuk penyediaan bahan baku maupun distribusi produk yang dihasilkan pabrik. Oleh karena itu, kemudahan transportasi perlu diperhatikan. Sarana transportasi yang tersedia di lokasi pabrik terakomodir secara baik baik itu jalur darat maupun laut.

5. Kemasan Produk

Kemasan dari produk *Propylene* yang dihasilkan menggunakan silinder baja isi ulang dengan 4 jenis kapasitas yaitu 118L / 50kg, 400L / 160kg, 800L / 330kg, and 926L / 380kg dengan TANGKI ISO: 24m³ / 10000kgs. Tujuan pengemasan dibentuk dalam 4 variasi ukuran untuk memberikan pilihan opsi kepada konsumen.

Andini Hawalia Rizki	121190141
Juana Hizkia Hasibuan	121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

6. Penyimpanan

a. Bahan Baku

Penyimpanan bahan baku dari *Propane* menggunakan tangki autorefrigerant untuk menjaga agar *propane* tetap berfasa cair.

b. Katalis

Penyimpanan katalis dalam kemasan packing dari impor yang disimpan dalam gudang penyimpanan pabrik.

c. Produk

Produk disimpan didalam tangki silinder horizontal.

II.2. Proses Pembuatan dan Pemurnian Hasil

1. Uraian Proses Singkat

Pembuatan *Propylene* dari *Propane* menggunakan proses dehidrogenasi propane berlangsung pada fasa gas dengan menggunakan reaktor fixed bed multitube. Berikut tahap proses pembuatan *Propylene*:

1) Proses persiapan bahan baku

Bahan baku yang digunakan pada proses ini adalah *Propane*. *Propane* yang digunakan pada proses ini memiliki tingkat kemurnian 99,5% dengan *impurities* berupa nitrogen. Bahan baku disimpan menggunakan tangki *autorefrigerant* untuk menjaga agar kondisi *propane* dalam tangki tetap cair.

Propane cair keluaran tangki ditekan hingga 2 atm kemudian selanjutnya dipanaskan dengan dilewatkan melalui *heat exchanger* (PPHE-01 & HE-01) untuk mencapai kondisi operasi reaktor, setelah terjadi pertukaran panas lalu gas yang suhunya naik menjadi 370 °C diumpankan menuju reaktor.

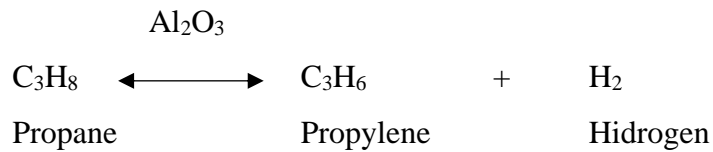
2) Proses Reaksi

Reaksi terjadi di reaktor fixed bed multitube (R-01), reaksi yang berlangsung adalah:



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN



Umpan masuk reaktor pada suhu 370 °C, tekanan 2 atm dan keluar pada suhu 348 °C, reaksi ini dibantu dengan katalis Aluminium Oksida yang ditempatkan didalam tube. Reaksi ini bersifat endotermis sehingga untuk mempertahankan suhu operasi diperlukan pemanas Dowtherm A yang dialirkan melalui *shell* reaktor.

3) Proses Pemurnian Produk

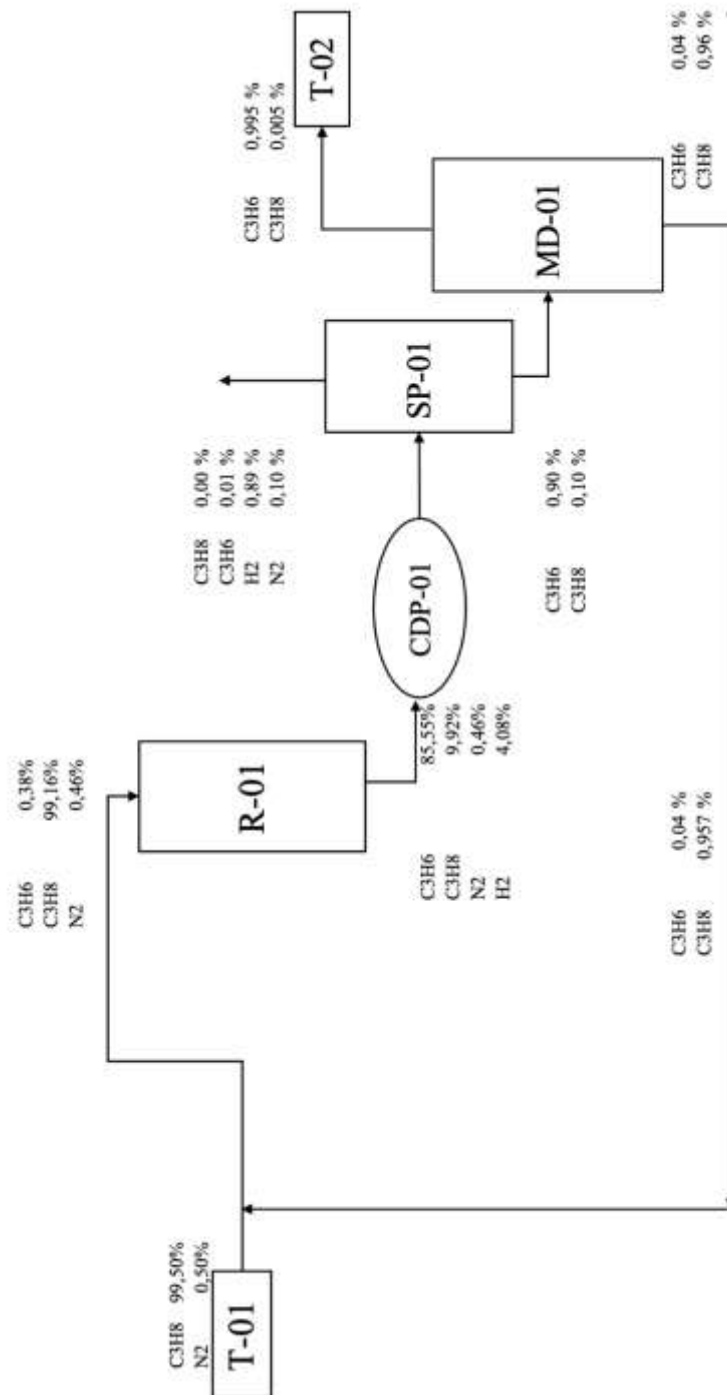
Gas hasil keluaran reaktor (R-01) kemudian diembunkan dalam kondensor parsial (CDP-01) untuk memisahkan gas non-condensable (N₂,H₂). Selanjutnya dilewatkan separator (SP-01) untuk dipisahkan. Hasil atas separator berupa campuran gas hydrogen dan nitrogen akan digunakan sebagai bahan bakar. Hasil bawah separator dialirkan menuju Menara distilasi (MD-01). Hasil atas menara distilasi berupa propilen dengan sedikit *propane*. Lalu, hasil bawah menara distilasi didinginkan pada cooler (C-02) kemudian dialirkan menuju tangka penyimpanan produk. Pemurnian propilen dimaksudkan untuk mendapatkan propilen dengan spesifikasi yang sesuai dengan pasaran yaitu 99,5% propilen dengan impurities propane 0,05%.



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

II.3. Diagram Alir Kualitatif

Diagram alir kualitatif dapat dilihat pada gambar 2.8.



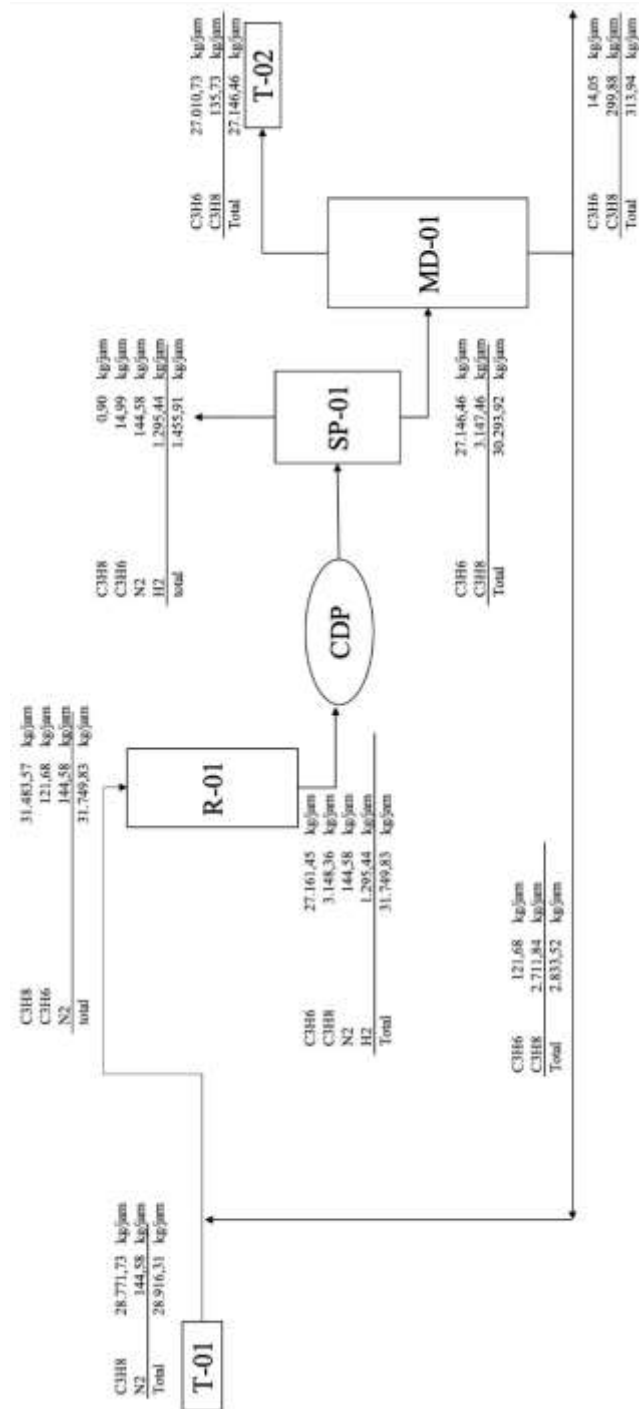
Gambar 2. 8 Diagram alir kualitatif



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

II.4. Diagram Alir Kuantitatif

Diagram alir kuantitatif dapat dilihat pada gambar 2.9.



Gambar 2. 9 Diagram alir kuantitatif



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

II.5. Tata Letak

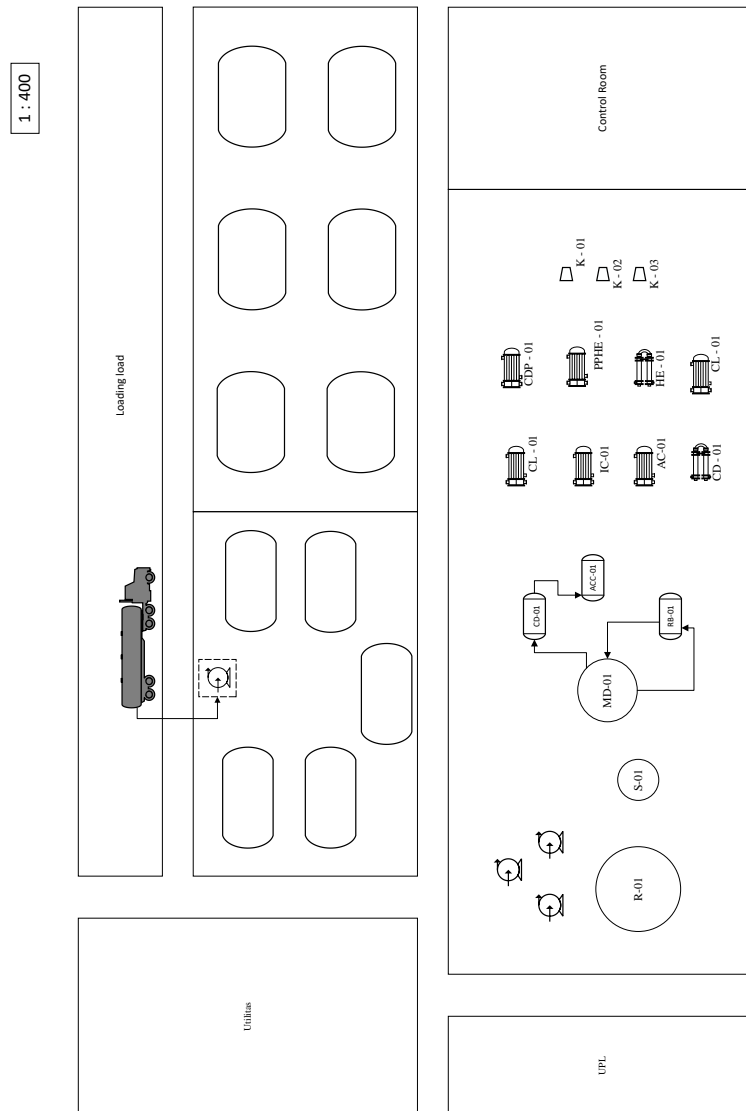
1. Tata Letak Alat

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

Pada area proses terdiri atas area proses utama dan area tangki. Pada area tangki terdapat 5 tangki bahan baku dan 6 tangki produk. Pada area proses utama terdapat R-01, MD-01, S-01, area pompa, area kompresor dan area *heat exchangers*. Gambar tata letak pabrik *propane* dapat dilihat pada Gambar 2.10.



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN



Gambar 2. 10 Tata Letak Alat Proses

Keterangan :

- | | | | |
|-----|---------------------|------|-------------------------------------|
| R | = Reaktor | CL | = Cooler |
| S | = Separator | IC | = Intercooler |
| MD | = Menara Distilasi | AC | = Aftercooler |
| CD | = Condensor | HE | = Heat Exchanger |
| ACC | = Akumulator | K | = Kompresor |
| RB | = Reboiler | PPHE | = Process to Process Heat Exchanger |
| CDP | = Condensor Parsial | | |



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik meliputi tempat dari karyawan bekerja, tempat peralatan, tempat penyimpanan dan lainnya. Hal-hal yang perlu diperhatikan terkait dengan penentuan tata letak pabrik adalah:

a. Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik harus diperhitungkan sebelum masuk masalah kebutuhan tempat perluasan menjadi masalah di kemudian hari. Sejumlah area khusus harus dipersiapkan untuk perluasan pabrik jika nantinya pabrik menambah tingkat kompleksitas dari operasi pabrik itu sendiri.

b. Harga Tanah

Harga tanah merupakan salah satu faktor penting dalam penyediaan awal. Jika harga tanah memiliki nilai yang tinggi, maka diperlukan tingkat efisiensi yang tinggi terhadap pemanfaatan tanah agar penyediaan awal dapat diringankan.

c. Kuantitas, kualitas, dan letak bangunan

Kuantitas, kualitas, dan letak bangunan harus memnuhi standar bangunan pabrik, meliputi kekuatan fisik maupun kelengkapannya. Contohnya adalah insulasi, instalasi, dan ventilasi. Keteraturan dalam penempatan bangunan akan mempermudah jalanya produksi.

d. Fasilitas jalan

Jalan raya berfungsi sebagai wadah sarana transportasi darat. Dalam pabrik ini transportasi darat digunakan untuk pengangkutan bahan baku, produk, dan bahan lainnya yang dibutuhkan dalam keberlangsungan proses pabrik. Penempatan jalan tidak boleh mengganggu proses dan kelancaran distribusi.

e. Faktor keamanan

Faktor yang paling penting adalah keamanan. Walaupun telah dilengkapi dengan peralatan keamanan, seperti hidran, penahan ledakan, dan asuransi pabrik, faktor-faktor pencegah harus tetap



SKRIPSI

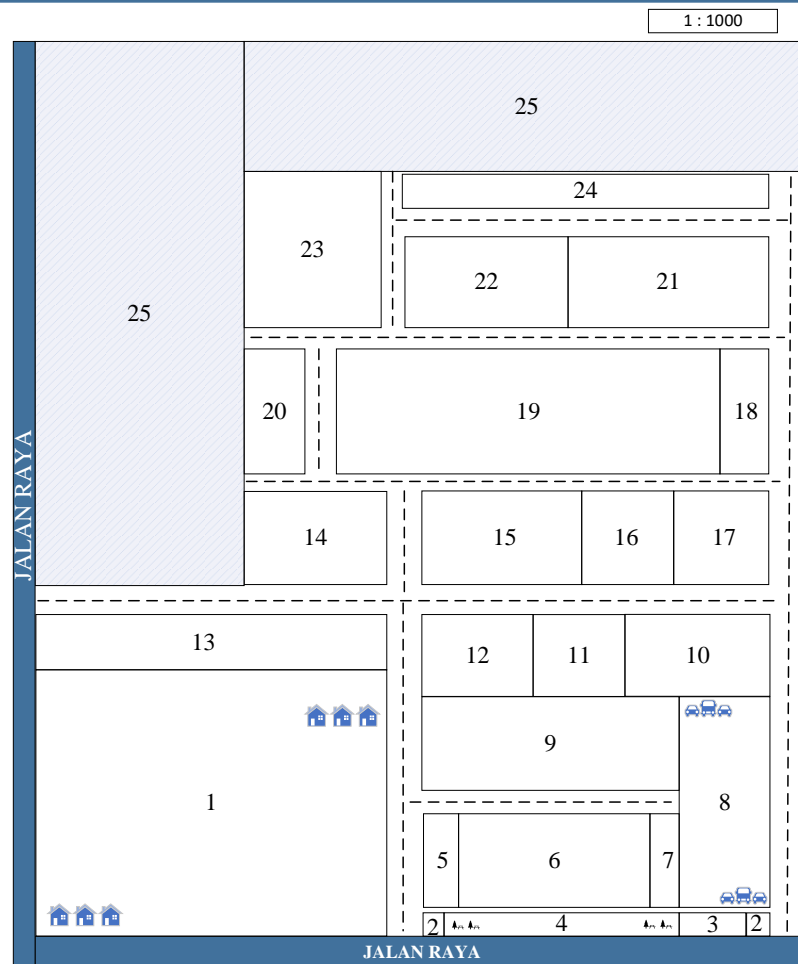
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

disediakan, misalnya tangki bahan baku, produk, dan bahan bakar harus ditempatkan di area khusus dengan jarak antar ruang yang cukup sehingga dapat meminimalkan potensi terjadinya ledakan dan kebakaran.

Pabrik *propylene* ini dibangun pada luas lahan 135.377 m² terdiri dari area perkantoran, area perumahan, area proses, dan area perluasan. Area perkantoran terdiri dari kantor, area parkir, kantor keamanan, kantin, sarana ibadah, poliklinik, bengkel, pemadam kebakaran, laboratorium, Gedung serbaguna, dan ruang kontrol. Area proses terdiri dari area proses utama, area tangki, area Gudang, *loading area*, utilitas, dan UPL. Tata letak pabrik *propylene* dapat dilihat pada gambar 2.11.



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN



Gambar 2. 11 Tata Letak Pabrik Propane

Keterangan Gambar 2.11:

- | | | |
|----------------------|----------------------------|----------------------------|
| 1. Perumahan | 11. Sarana ibadah | 20. Area UPL |
| 2. Pos Satpam | 12. Poliklinik | 21. Area utilitas |
| 3. Kantor keamanan | 13. Sarana olahraga | 22. Area tangki bahan baku |
| 4. Taman | 14. K3 & Pemadam Kebakaran | 23. Area tangki produk |
| 5. Kantin | 15. Laboratorium | 24. Loading load |
| 6. Kantor pemasaran | 16. Bengkel | 25. Area perluasan |
| 7. Perpustakaan | 17. Gudang | |
| 8. Parkir | 18. Control room | |
| 9. Kantor pusat | 19. Area proses | |
| 10. Gedung serbaguna | | |

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

II.7. Spesifikasi Alat Proses

1. Alat Penyimpanan

a. Tangki Bahan Baku (T-01)

Fungsi : Menyimpan bahan baku *Propane*
Tipe : Tangki Silinder Horizontal
Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*
Diameter : 10,668 m
Panjang : 22,238 m
Volume : 1.192,90 m³
Tekanan : 7,9 atm
Suhu : 15 °C
Jumlah : 5

b. Tangki Produk (T-02)

Fungsi : Menyimpan Produk *Propylene* dengan kemurnian 99,5%
Tipe : Tangki Silinder Horizontal
Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*
Diameter : 12,192 m
Panjang : 23,099 m
Volume : 2.686 m³
Tekanan : 18 atm
Suhu : 40 °C
Jumlah : 6

c. Akumulator (ACC-01)

Fungsi : Tempat penampungan sementara embun dari keluaran Condensor.
Tipe : Tangki silinder horizontal
Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 129 Grade A*
Volume : 64,7082 m³
Tekanan : 18 atm

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

Temperatur : 44,51 °C
Jumlah : 1

2. Alat Proses

a. Reaktor (R-01)

Fungsi : Mereaksikan *Propane* menjadi *Propylene* dengan bantuan katalis Aluminium Oksida
Tipe : Fixed Bed Multi Tube
Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-53 Grade A*
Konversi : 90 %
Ukuran : 5,7458 m x 8,4802 m (D x T)
Tekanan : 2 atm
Temperatur : 370 – 350 °C
Jumlah : 1

b. Menara Distilasi (MD-01)

Fungsi : Memurnikan *Propylene* dari hasil bawah keluaran separator.
Tipe : *Sieve Tray Distillation Tower*
Bahan konstruksi : *Stainless steel SA 316*
Jumlah : 1
Kondisi operasi :

a. Puncak

Suhu : 45,79 °C
Tekanan : 18,19 atm

b. Umpan

Suhu : 44,514 °C
Tekanan : 18 atm

c. Dasar

Suhu : 53,406 °C
Tekanan : 18,27 atm

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

Jumlah plate actual	: 86
Jumlah plate enriching	: 42
Jumlah plate stripping	: 42
Tinggi	: 31,84 m
Diameter	: 3,505 m

c. Separator (S-01)

Fungsi	: Memisahkan fasa gas dan fasa cair keluaran kondensor parsial.
Tipe	: Horizontal Drum Separator
Tekanan	: 18 atm
Suhu	: 45,40 °C
Diameter	: 0,5588 m
Panjang	: 4,5938 m
Volume separator	: 1,0882 m ³
Volume cairan	: 0,8706 m ³
Jumlah	: 1
Bahan	: Baja Karbon

3. Alat Penukar Panas

a. Heat Exchanger (HE-01)

Fungsi	: Memanaskan umpan reaktor keluaran dari PPHE-01
Tipe	: <i>Double pipe</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel-SA334 Grade C</i>

Dimensi Alat

- Annulus
 - ID : 3,068 in
 - OD : 3,5 in
- Innerpipe
 - ID : 2,067 in

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

OD : 2,38 in

Jumlah hairpin : 2

Beban panas : 28.678,97 kJ/jam

Luas Transfer : 28,1 ft²

Jumlah : 1

b. Process to Process Heat Exchanger (PPHE-01)

Fungsi : Melakukan treatment pada bahan baku sebelum diumpankan menuju reaktor, menggunakan pemanas arus keluar reaktor.

Tipe : *Shell and tube*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel-SA334 Grade C*

Dimensi Alat

➤ Shell

ID : 27 in

Pass : 2

➤ Tube

ID : 0,8340 in

OD : 1 in

Pass : 4

Jumlah : 302

Susunan : Triangular pitch

Beban panas : 22.032.582,3 kJ/jam

Luas Transfer : 1836,310 ft²

Jumlah : 1

c. Cooler (CL-01)

Fungsi : Mendinginkan komponen keluar PPHE-01 dengan media pendingin air sebelum masuk ke K-01

Tipe : *Shell and tube*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel-SA334 Grade C*

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

Dimensi Alat

➤ Shell

ID : 10 in

Pass : 1

➤ Tube

ID : 0,584 in

OD : 0,750 in

Pass : 2

Jumlah : 61

Susunan : Triangular pitch

Beban panas : 35.393,02 kJ/jam

Luas Transfer : 125 ft²

Jumlah : 1

d. Intercooler (IC-01)

Fungsi : Mendinginkan komponen keluar K-02 dengan media pendingin air sebelum masuk ke CDP-01

Tipe : *Shell and tube*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel-SA334 Grade C*

Dimensi Alat

➤ Shell

ID : 10 in

Pass : 1

➤ Tube

ID : 0,584 in

OD : 0,750 in

Pass : 2

Jumlah : 61

Susunan : Triangular pitch

Beban panas : 37.305,11 kJ/jam

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

Luas Transfer : 140,06 ft²

Jumlah : 1

e. Aftercooler (AC-01)

Fungsi : Mendinginkan komponen keluar K-02 dengan media pendingin air sebelum masuk ke CDP-01

Tipe : *Shell and tube*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel-SA334 Grade C*

Dimensi Alat

➤ Shell

ID : 10 in

Pass : 1

➤ Tube

ID : 0,584 in

OD : 0,750 in

Pass : 2

Jumlah : 61

Susunan : Triangular pitch

Beban panas : 37.305,11 kJ/jam

Luas Transfer : 140,06 ft²

Jumlah : 1

f. Condensor Parsial (CDP-01)

Fungsi : Mengembunkan sebagian uap hasil keluaran reaktor – 01

Tipe : *Shell and tube*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel-SA334 Grade C*

Dimensi Alat

➤ Shell

ID : 15,25 in

Pass : 1

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

➤ Tube

ID : 0,902 in

OD : 1 in

Pass : 2

Jumlah : 86

Susunan : Triangular pitch

Luas transfer : 270,20 ft²

Jumlah : 1

g. Condensor (CD-01)

Fungsi : Mengembunkan total uap hasil keluaran puncak menara destilasi MD-01 dengan media pendingin water

Tipe : *Shell and tube*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel-SA334 Grade C*

Dimensi Alat

➤ Shell

ID : 25 in

Pass : 1

➤ Tube

ID : 0,584 in

OD : 0,750 in

Pass : 2

Jumlah : 452

Susunan : Triangular pitch

Luas transfer : 1.666,45 ft²

Jumlah : 1

h. Reboiler (RB-01)

Fungsi : Menguapkan Sebagian cairan yang berasal dari bottom Menara destilasi (MD-01) dengan media pemanas air

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

Tipe	: <i>Shell and tube</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel-SA334 Grade C</i>
Dimensi Alat	
➤ Shell	
ID	: 8 in
Pass	: 1
➤ Tube	
ID	: 0,584 in
OD	: 0,750 in
Pass	: 2
Jumlah	: 37
Susunan	: Triangular pitch
Luas transfer	: 105,739 ft ²
Jumlah	: 1

4. Alat Transportasi

a. Kompresor (K-01)

Fungsi	: Menekan propane dari 7,9 atm menjadi 17 atm.
Tipe	: Kompresor reciprocating, <i>Single stage</i>
Jumlah stage	: 1 stage
Suhu suction	: 15 °C
Suhu discharge	: 49,32 °C
Tekanan suction	: 7,9 atm
Tekanan discharge	: 17 atm
Kapasitas	: 202,44 m ³ /jam
Brake Horse Power	: 15 hp
Jumlah alat	: 1 unit

b. Kompresor (K-02)

Fungsi	: Menekan gas keluaran reaktor dari 2 atm menjadi 18 atm
--------	--

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

Tipe : Kompresor sentrifugal, 2 *stage*

Jumlah stage : 2 stage

Suhu suction : 60 °C

Suhu discharge : 74,92 °C

Tekanan suction : 2 atm

Tekanan discharge : 18 atm

Kapasitas : 18.725,99 m³/jam

Brake Horse Power : 125 hp

Jumlah alat : 2 unit

c. Expansion valve (EV-01)

Fungsi : Menurunkan tekanan gas propane dari 17 atm
menjadi 7,9 atm

Tipe : *Global valvem fully opened*

Suhu suction : 46,34 °C

Suhu discharge : 14,93 °C

Tekanan suction : 17 atm

Tekanan discharge : 7,9 atm

Brake Horse Power : 75 hp

Jumlah alat : 1 unit

d. Expansion valve (EV-02)

Fungsi : Menurunkan tekanan gas umpan reaktor 7,9 atm
menjadi 2 atm

Tipe : *Global valve, fully opened*

Suhu suction : 15,85 °C

Suhu discharge : -23,83 °C

Tekanan suction : 7,9 atm

Tekanan discharge : 2 atm

Brake Horse Power : 150 hp

Jumlah alat : 1 unit

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

e. Pressure Reducer (PR-01)

Fungsi : Menurunkan tekanan hasil bawah reboiler dari 18,3 atm menjadi 7,9 atm

Tipe : *Global valve, fully opened*

Suhu suction : 53,66 °C

Suhu discharge : 23,37 °C

Tekanan suction : 18,3 atm

Tekanan discharge : 7,9 atm

Brake Horse Power : 10 hp

Jumlah alat : 1 unit

f. Pompa (P-01)

Fungsi : Memompakan *propane* dari truk menuju tangka penyimpanan *propane*

Jenis : *Centrifugal Pump*

Head Pompa : 20,716 m

Kapasitas : 16,00 m³/min

Brake Horse Power : 0,246 hp

RPM : 1500 rpm

Daya Motor : 0,5 hp

Bahan Konstruksi : *Commercial steel*

Jumlah alat : 1 unit

g. Pompa (P-02)

Fungsi : Mengalirkan keluaran separator (SP-01) menuju menara distilasi (MD-01)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Head Pompa : 51,789 m

Kapasitas : 275,11 m³/min

Brake Horse Power : 8,325 hp

RPM : 1500 rpm

Daya Motor : 10 hp

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

Bahan Konstruksi : *Commercial steel*

Jumlah alat : 1 unit

h. Pompa (P-03)

Fungsi : Mengalirkan keluaran akumulator (ACC-01) menuju tangki produk (T-02) dan menara distilasi (MD-01)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Head Pompa : 55,933 m

Kapasitas : 30,58 m³/min

Brake Horse Power : 1,296 hp

RPM : 1500 rpm

Daya Motor : 1,50 hp

Bahan Konstruksi : *Commercial steel*

Jumlah alat : 1 unit

i. Pompa (P-04)

Fungsi : Mengalirkan keluaran reboiler (RB-01) menuju Expansion Valve (EV-02)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Head Pompa : 2,793 m

Kapasitas : 30,42 m³/min

Brake Horse Power : 0,065 hp

RPM : 1500 rpm

Daya Motor : 0,50 hp

Bahan Konstruksi : *Commercial steel*

Jumlah alat : 1 unit

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

BAB III

NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

III.1. Neraca Massa

a. Reaktor (R-01)

Tabel 3. 1 Neraca Massa Reaktor

Komponen	BM	Masuk		Keluar	
	(kg/mol)	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
H ₂	2,016	-	-	642,58	1.295,44
N ₂	28,01	5,16	144,58	5,16	144,58
C ₃ H ₆	42,08	2,89	121,68	645,47	27.161,45
C ₃ H ₈	44,096	713,98	31.483,57	71,40	3.148,36
Total			31.749,83		31.749,83

b. Condensor Parsial (CDP-01)

Tabel 3. 2 Neraca Massa Condensor Parsial

Komponen	Masuk	Keluar Fasa Gas (kg/jam)	Keluar Fasa Cair (kg/jam)
H ₂	1.295,44	1.295,44	-
N ₂	144,58	144,58	-
C ₃ H ₆	27.161,45	0,00	27.161,45
C ₃ H ₈	3.148,36	0,00	3.148,36
Total	31.749,83	1.440,02	30.309,81
			31.749,83

c. Separator (S-01)

Tabel 3. 3 Neraca massa separator (S-01)

Komponen	Masuk	Hasil atas (kg/jam)	Hasil bawah (kg/jam)
H ₂	1.295,44	1.295,44	-
N ₂	144,58	144,58	-
C ₃ H ₆	27.161,45	0,00	27.161,45
C ₃ H ₈	3.148,36	0,00	3.148,36
Total	31.749,83	1.440,02	30.309,81
			31.749,83

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

d. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3. 4 Neraca massa menara distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk	Hasil atas (kg/jam)	Hasil bawah (kg/jam)
C3H6	27.161,45	27.025,64	135,81
C3H8	3.148,36	135,81	3.012,55
Total	30.309,81	27.161,45	3.148,36
			30.309,81

III.2. Neraca Energi

1. Neraca Energi Alat Proses

a. Reaktor (R-01)

Tabel 3. 5 Neraca panas reaktor

Masuk		Keluar	
Qin	25.988.891,20	Qout	26.710.865,92
Qcin	43.608.190,68	Qcout	41.231.546,91
Kalor reaksi	48.881.737,57	Qloss	50.536.406,64
Total	118.478.819,46	Total	118.478.819,46

b. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3. 6 Neraca panas menara distilasi

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
Qump	7.247.340,82	Qatas	842.321,81
Qr	2.473.120,55	Qbawah	252.352,86
		Qc	8.625.786,70
Total	9.720.461,37	Total	9.720.461,37

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

c. Condensor Parsial (CDP-01)

Tabel 3. 7 Neraca panas condenser parsial

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ/jam	kJ/jam
	112.969,78	100.529,51
Q pengembunan	23.498,52	
Q pendingin		35.875,80
Q total	136.468,30	136.468,30

2. Neraca Energi Alat Penukar Panas

a. Condensor (CD-01)

Tabel 3. 8 Neraca panas CD-01

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ/jam	kJ/jam
	119.095,23	104.825,57
Q pengembunan	22.261,55	
Q pendingin		36.531,21
Q total	141.356,78	141.356,78

b. Process to Process Heat Exchanger (PPHE-01)

Tabel 3. 9 Neraca panas PPHE-01

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ/jam	kJ/jam
Q sensible in	4.702.915,13	
Q sensible out		26.735.497,42
Q pemanas	22.032.582,29	
Q total	26.735.497,42	26.735.497,42

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

c. Heat Exchanger (HE-01)

Tabel 3. 10 Neraca panas HE-01

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ/jam	kJ/jam
Q sensible in	26.370,83	
Q sensible out		28.678,97
Q pemanas	2.308,14	
Q total	28.678,97	28.678,97

d. Cooler (CL-01)

Tabel 3. 11 Neraca panas CL - 01

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ/jam	kJ/jam
Q sensible in	34.064,34	
Q sensible out		35.668,47
Q pendingin	1.604,13	
Q total	35.668,47	35.668,47

e. Condensor (CD-02)

Tabel 3. 12 Neraca panas CD-02

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ/jam	kJ/jam
	1.279.720,73	699.619,86
Q pengembunan	699.619,86	
Q pendingin		1.279.720,73
Q total	1.979.340,59	1.979.340,59

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

f. Cooler (CL-02)

Tabel 3. 13 Neraca panas CL-02

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ/jam	kJ/jam
Q sensible in	18.752,54	
Q sensible out		19.865,34
Q pendingin	1.112,80	
Q total	19.865,34	19.865,34

g. Intercooler 1 (IC-01)

Tabel 3. 14 Neraca panas IC – 01

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ/jam	kJ/jam
Q sensible in	34.083,37	
Q sensible out		37.305,11
Q pendingin	3.221,74	
Q total	37.305,11	37.305,11

h. Aftercooler (AC-01)

Tabel 3. 15 Neraca panas AC – 01

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ/jam	kJ/jam
Q sensible in	34.083,37	
Q sensible out		37.305,11
Q pendingin	3.221,74	
Q total	37.305,11	37.305,11

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

i. Reboiler (RB-01)

Tabel 3. 16 Neraca panas RB – 01

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ/jam	kJ/jam
	288.823,37	264.536,22
Q pengembunan	24.287,15	
Q pemanas		48.574,29
Q total	313.110,52	313.110,52

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

BAB IV

UTILITAS

Unit utilitas merupakan bagian dari pabrik kimia yang memiliki fungsi sebagai unit penunjang atau pendukung untuk menyediakan bahan pembantu maupun bahan penggerak (misalnya: udara, air, steam, bahan bakar, dan sebagainya) untuk keseluruhan proses utama pabrik. Berdasarkan kebutuhannya, unit-unit utilitas pada pabrik *Propylene* ini terdiri atas:

1. Unit penyedia dan pengolahan air (*Water System*)
2. Unit penyedia udara tekan (*Instrument Air System*)
3. Unit penyedia listrik
4. Unit penyedia bahan bakar
5. Unit penyedia Dowtherm A

IV.1. Unit Penyedia dan Pengolahan Air

Penggunaan air yang akan digunakan untuk kebutuhan pabrik *Propylene* sehari-hari meliputi untuk keperluan umum, pemadaman kebakaran, dan media pendingin di pabrik. Air untuk keperluan umum adalah air selain untuk kebutuhan proses yang digunakan untuk kebutuhan umum seperti perkantoran, laboratorium, dan taman.

Kebutuhan air pada pabrik *Propylene* adalah sebagai berikut:

Tabel 4. 1 Kebutuhan air *Start Up*

No	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1.	Kebutuhan air pendingin	5.414,72
2.	Air untuk kantor	1.065,34
3.	Air hidrant dan service	215,72
4.	Air Layanan Umum	532,67
Total		7.228,46



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

Tabel 4. 2 Kebutuhan air *Make Up*

No	Keperluan	Jumlah
1.	Make up air pendingin	129,17
2.	Air untuk kantor	1.065,34
3.	Air hidrant dan service	215,72
4.	Air Layanan Umum	532,67
Total		1.942,9

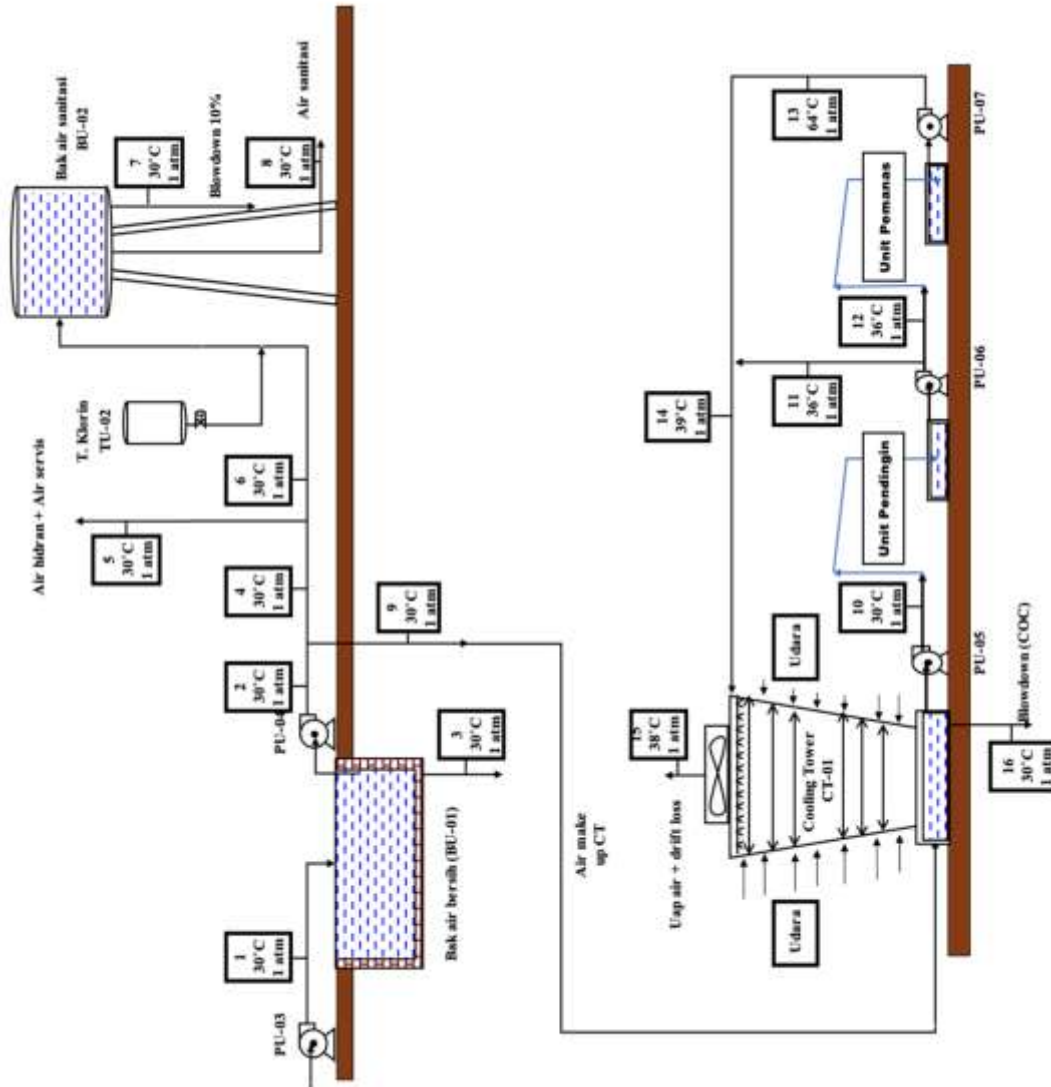
Diagram alir pengolahan alir utilitas dapat dilihat pada gambar 4.1, sedangkan distribusi air dapat dilihat pada gambar 4.2.

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



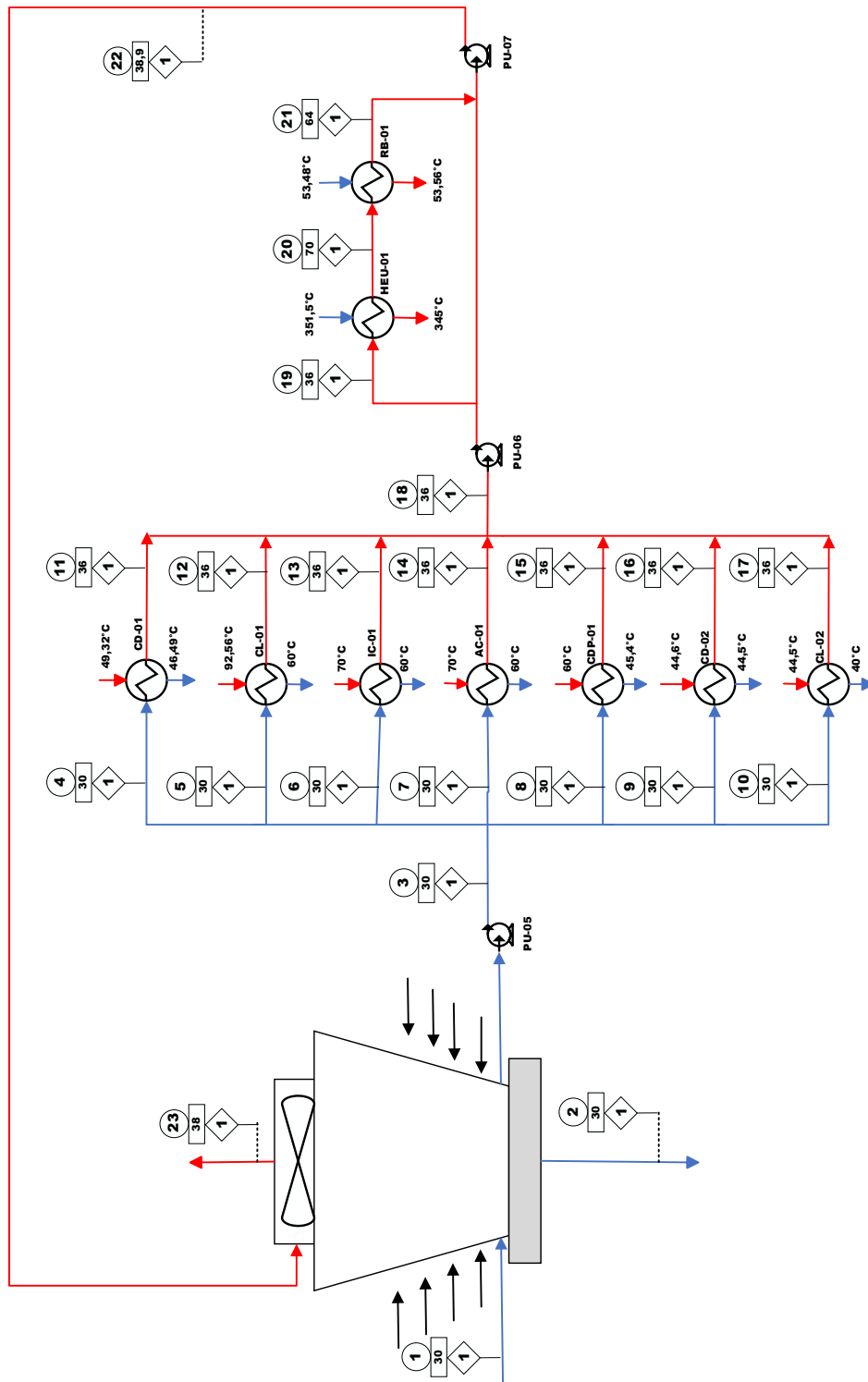
SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN



Gambar 4. 1 Diagram Alir Utilitas



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN



Gambar 4. 2 Diagram distribusi air



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

IV.2. Unit Penyedia Udara Tekan

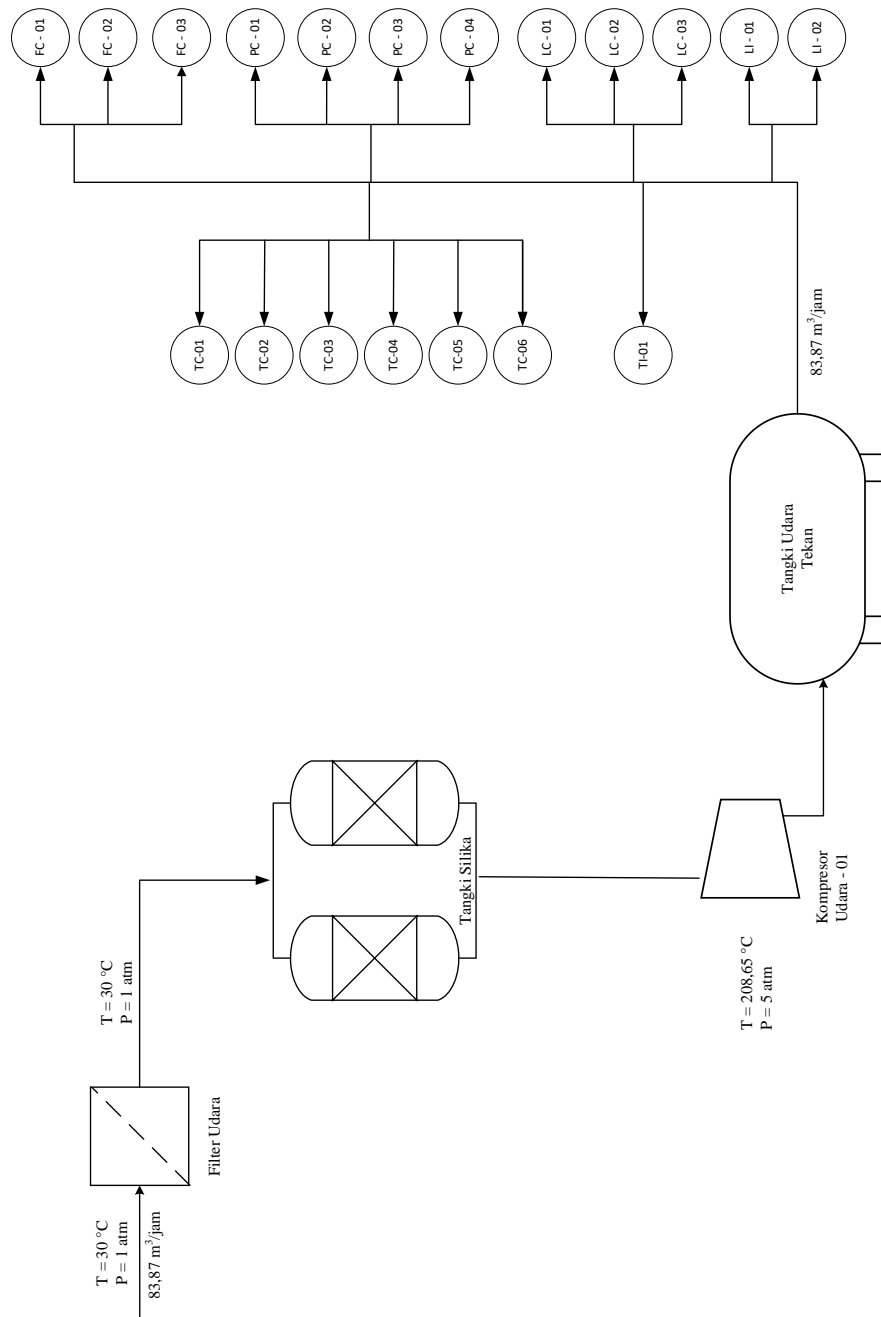
Unit ini digunakan untuk menjalankan instrumentasi pengendali yang terdapat di alat proses. Dalam pabrik terdapat 19 alat control yang memerlukan udara tekan untuk menggerakkannya. Diperkirakan setiap alat control memerlukan 3 Nm³/jam udara, sehingga kebutuhan udara tekan pada pabrik diperkirakan mencapai 83,87 kg/jam. Diagram alir distribusi udara tekan dapat dilihat pada gambar 4.3.

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN



Gambar 4.3 Diagram distribusi penggunaan udara tekan



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

IV.3. Unit Penyedia Listrik

Listrik digunakan untuk alat-alat proses seperti pompa, kompresor, blower, dan alat-alat lainnya. Perincian kebutuhan listrik untuk pabrik *Propane* diperkirakan sebagai berikut:

1. Unit proses dan utilitas	= 304,62 kW
2. Unit instrumentasi	= 0,04 kW
3. Area gedung	= 141,24 kW
4. Penerangan pabrik	= 350 kW
5. Perumahan	= 73,8 kW
Total Kebutuhan Listrik	= 869,71 kW

Dibuat overdesign (20%) = 1043,65 kW

Kebutuhan tenaga listrik dapat diperoleh dari:

- Suplai dari pembangkit listrik negara (PLN) sebesar 913,2 kW
- Pembangkit tenaga listrik sendiri (*generator set*) sebagai cadangan apabila terjadi pemadaman atau hal lain.

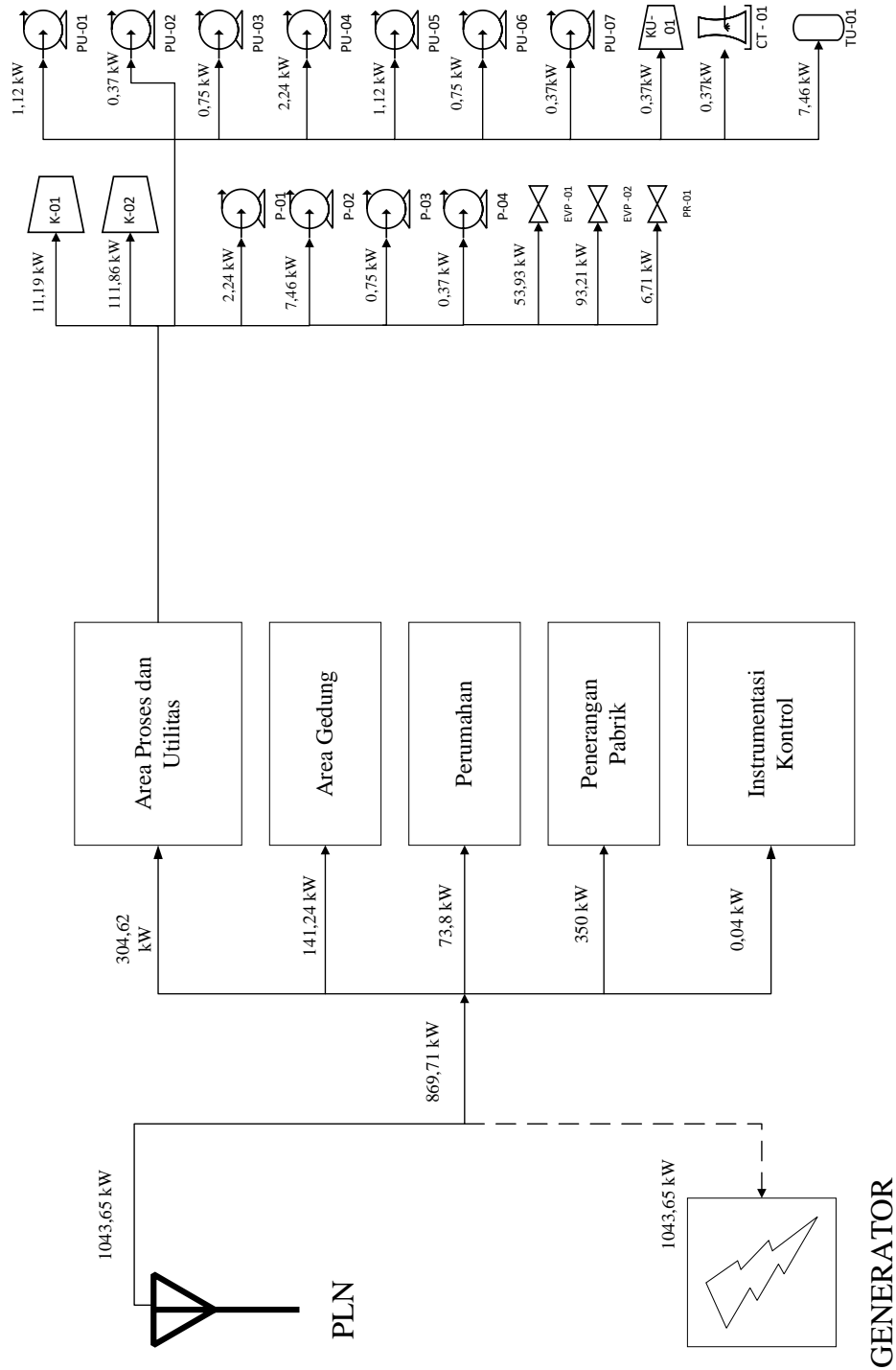
Distribusi penggunaan listrik dapat dilihat pada gambar 4.4.

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA PROPYLENE
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI PROPANE
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN



Gambar 4. 4 Diagram distribusi penggunaan listrik



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

IV.4. Unit Penyedia Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan pada pabrik *Propylene* yaitu biosolar. Bahan bakar tersebut digunakan untuk furnace dan generator. Bahan bakar yang digunakan diperoleh dari PT Pertamina dengan kebutuhan bahan bakar sebesar 36,28 kg/jam.

IV.5. Unit Penyedia Dowtherm A

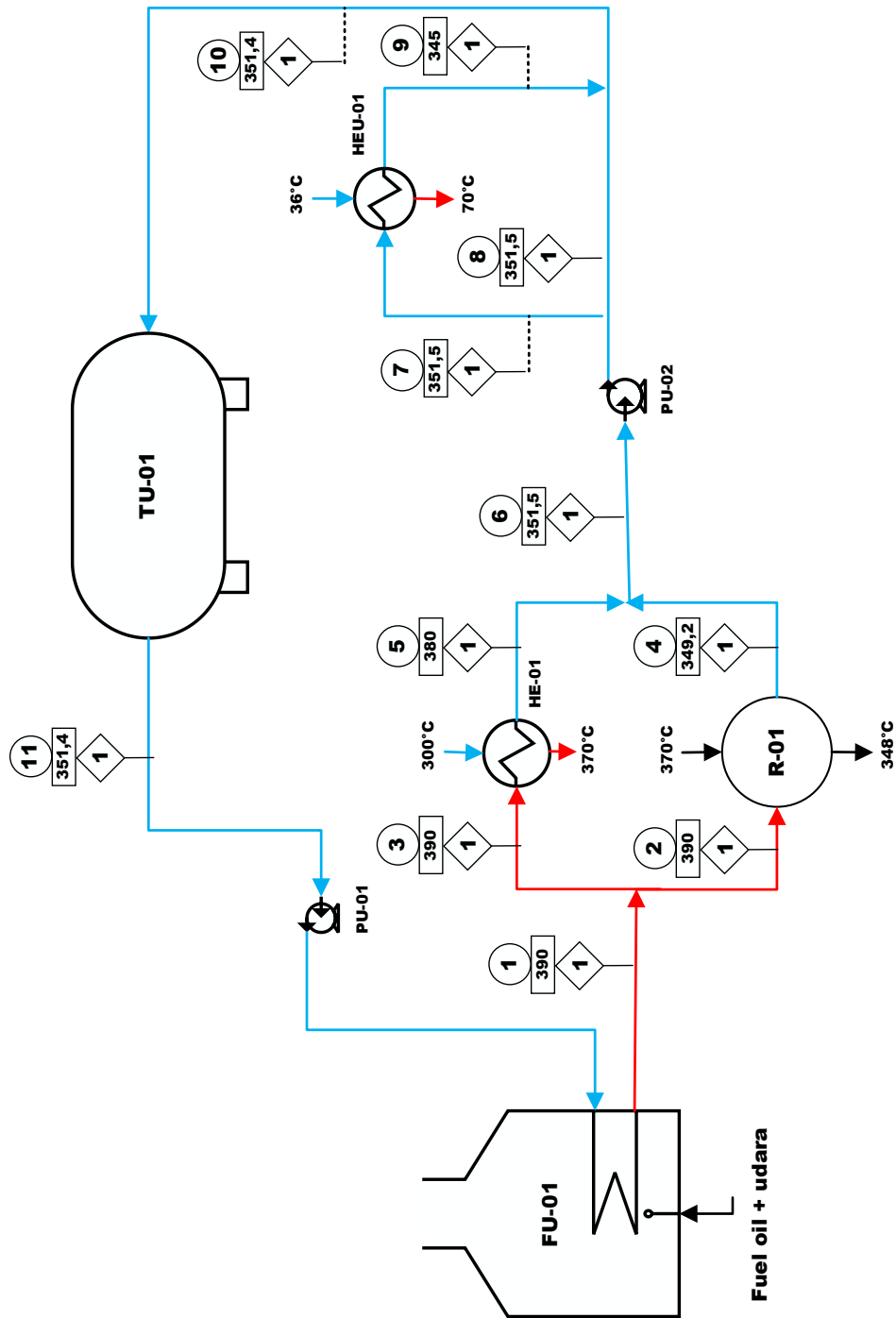
Dowtherm A digunakan sebagai media pemanas pada Reaktor, *Heat Exchanger* (HE-01), dan *Heat Exchanger Utilitas* (HEU-01) dengan total Dowtherm A pemanas sebesar 11.883,17 kg/jam. Diagram alir distribusi dowtherm dapat dilihat pada gambar 4.5.

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN



Gambar 4. 5 Diagram distribusi penggunaan Dowtherm A



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

IV.6. Spesifikasi Alat Utilitas

1. Bak Pengendap Awal (BU-01)

Tugas	: Menampung air bersih dari unit pembelian (dari PT Krakatau Tirta Industri).
Jenis alat	: Bak persegi panjang
Kondisi operasi	: $P = 1 \text{ atm}$; $T = 30 \text{ }^\circ\text{C}$
Panjang	: 15,63 m
Lebar	: 7,81 m
Tinggi	: 5 m
Waktu tanggal	: 72 jam
Bahan	: Beton bertulang
Jumlah:	: 1

2. Bak Air Kebutuhan Kantor dan Rumah Tangga (BU-02)

Tugas	: Menampung air untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga.
Jenis alat	: Bak persegi panjang
Kondisi operasi	: $P = 1 \text{ atm}$; $T = 30 \text{ }^\circ\text{C}$
Panjang	: 7,35 m
Lebar	: 3,67 m
Tinggi	: 5 m
Waktu tinggal	: 72 jam
Bahan	: Beton bertulang
Jumlah	: 1

3. Bak Air Bekas Pendingin (BU-03)

Tugas	: Menampung air dari alat pendingin.
Jenis alat	: Bak persegi panjang
Kondisi operasi	: $P = 1 \text{ atm}$; $T = 36 \text{ }^\circ\text{C}$
Panjang	: 1,13 m
Lebar	: 1,13 m

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

Tinggi	: 5 m
Waktu tinggal	: 1 jam
Bahan	: Beton bertulang
Jumlah	: 1

4. Bak Air Bekas Pemanas (BU-04)

Tugas	: Menampung air dari alat pemanas.
Jenis alat	: Bak persegi panjang
Kondisi operasi	: P = 1 atm; T = 64 °C
Panjang	: 1,28 m
Lebar	: 1,28 m
Tinggi	: 5 m
Waktu tinggal	: 12 jam
Bahan	: Beton bertulang
Jumlah	: 1

5. Cooling Tower (CT-01)

Tugas	: Mendinginkan Kembali air pendingin yang telah digunakan di alat-alat proses untuk disirkulasikan kembali
Jenis alat	: <i>Induced draft cooling tower</i>
Luas area	: 0,9453 m ²
Diameter	: 1,10 m
Tinggi	: 7,6 m
Daya	: 0,5 hp
Kapasitas	: 5414,72 kg/jam
Jumlah	: 1

6. Heater (HE-01)

Tugas	: Memanaskan air keluar dengan media pemanas dowertherm A sebelum masuk ke RB-01
Jenis alat	: <i>Double pipe exchanger</i>
Beban panas	: 2.904,896 kJ/jam

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

Od Annulus : 0,0422 m

Id Annulis : 0,0351 m

Jumlah : 1

7. Tangki Dowtherm Pemanas (TU-01)

Tugas : Menampung pemanas dowtherm sementara sebelum didistribusikan ke lat proses

Jenis alat : Silinder Horizontal

Kondisi operasi : $P = 1 \text{ atm}$; $T = 351,45 \text{ }^\circ\text{C}$

Umpan : 11.883,2 kg/jam

Diameter : 1,03 m

Tinggi : 3,08 m

Waktu tinggal : 5 menit

Jumlah : 1

8. Tangki Klorin (TU-03)

Tugas : Tempat klorinasi air untuk membunuh bakteri-bakteri yang terdapat di air dan kemudian diumpankan ke bak air sanitasi dan kebutuhan kantor dan rumah tangga, sehingga air dapat digunakan.

Jenis alat : Silinder vertikal

Kondisi operasi : $P = 1 \text{ atm}$; $T = 30 \text{ }^\circ\text{C}$

Diameter : 0,51 m

Tinggi : 1,26 m

Waktu tinggal : 330 hari

Daya : 0,5 hp

Jumlah : 1

9. Tangki Udara Tekan (TU-04)

Tugas : Menampung udara tekan

Jenis alat : Silinder horizontal

Umpan : 88,29 m³/jam

Diameter : 2,11 m

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

Panjang : 6,33 m

Waktu tinggal : 15 menit

Jumlah : 1

10. Tangki Bahan Bakar (TU-05)

Tugas : Menyimpan bahan bakar solar untuk kebutuhan
furnace dan generator

Jenis alat : Silinder tegak

Umpan : 36,28 kg/jam

Diameter : 3,05 m

Tinggi : 5,48 m

Waktu tinggal : 10 hari

Jumlah : 1

11. Tangki Silika (TS-01)

Tugas : Menyerap uap air yang terbawa oleh udara tekan

Jenis alat : Silinder vertikal

Umpan : 102,82 kg/jam

Diameter : 5,03 m

Tinggi : 5,03 m

Waktu tinggal : 60 menit

Jumlah : 2

12. Kompresor Utilitas (KU-01)

Tugas : Menekan udara dari tekanan 1 atm menjadi 5 atm

Jenis alat : Kompresor sentrifugal

Daya : 10 hp

Jumlah : 1

13. Blower Utilitas (BU-01)

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

Jenis alat : Blower Sentrifugal

Daya : 25 hp

Jumlah : 1

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

14. Pompa Utilitas (PU-01)

Tugas	: Memompa downtherm A dari TU-01 ke FU-01 lalu HE-01 dan R-01
Jenis alat	: Pompa Sentrifugal
Kapasitas pompa	: 16,47 m ³ /jam
Head pompa	: 14,35 m
Daya	: 1,5 hp
Jumlah	: 1

15. Pompa Utilitas (PU-02)

Tugas	: Memompa downtherm A dari Unit pemanas downtherm ke HEU-01 dan TU-01
Jenis alat	: Pompa Sentrifugal
Kapasitas pompa	: 15,914 m ³ /jam
Head pompa	: 4,51 m
Daya	: 0,5 hp
Jumlah	: 1

16. Pompa Utilitas (PU-03)

Tugas	: Memompa air bersih yang dibeli untuk ditampung di (BU -01)
Jenis alat	: Pompa Sentrifugal
Kapasitas pompa	: 7,07 m ³ /jam
Head pompa	: 14,28 m
Daya	: 1 hp
Jumlah	: 1

17. Pompa Utilitas (PU-04)

Tugas	: Memompa air dari Bak Air Bersih (BU-01) ke Air Service, Air Make-Up, Air Sanitasi
Jenis alat	: Pompa Sentrifugal
Kapasitas pompa	: 7,067 m ³ /jam

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

Head pompa : 38,77 m

Daya : 3 hp

Jumlah : 1

18. Pompa Utilitas (PU-05)

Tugas : Memompa air keluaran CT-01 untuk dialirkan ke unit pendinginan

Jenis alat : Pompa Sentrifugal

Kapasitas pompa : 5,31 m³/jam

Head pompa : 22,99 m

Daya : 1,5 hp

Jumlah : 1

19. Pompa Utilitas (PU-06)

Tugas : Memompa air dari BU-03 ke Unit Pemanas

Jenis alat : Pompa Sentrifugal

Kapasitas pompa : 5,32 m³/jam

Head pompa : 17,50 m

Daya : 1 hp

Jumlah : 1

20. Pompa Utilitas (PU-07)

Tugas : Memompa air dari BU-04 ke CT-01

Jenis alat : Pompa Sentrifugal

Kapasitas pompa : 0,57 m³/jam

Head pompa : 14,21 m

Daya : 1,5 hp

Jumlah : 1

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

BAB V

MANAGEMENT PERUSAHAAN

V.1. Bentuk Badan Usaha

Modal perusahaan berasal dari penjualan saham, jika perusahaan merugi, pemegang saham hanya akan kehilangan modal, tidak memperhitungkan harta pribadi untuk membayar hutang.

Selain masalah proses, bagian terpenting yang harus dipertimbangkan adalah masalah administrasi bisnis, termasuk struktur organisasi. Tujuan utama manajemen adalah untuk memudahkan melakukan tugas bersama, kegiatan bersama, dan memfasilitasi pelaksanaan tugas pemantauan oleh manajer.

Pabrik *Propylene* dengan kapasitas 215.000 ton/tahun ini direncanakan memiliki bentuk usaha Perseroan Terbatas (PT) yang merupakan perusahaan yang terdiri dari pemegang saham dan dibawah payung hukum. Perseroan Terbatas harus didirikan memakai akte autentik berdasarkan aturan Kementerian Perindustrian dan Kementerian Hukum dan HAM Republik Indonesia. Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh dewan direksi yang terdiri dari seorang direktur utama dibantu oleh direktur lainnya. Direksi dipilih melalui rapat pemegang saham. Dewan komisaris berhak memeriksa sendiri atau dibantu oleh akuntan dan auditor secara external bila dalam perusahaan terdapat sesuatu yang berjalan tidak sesuai keputusan. Kekuasaan tertinggi dalam PT terdapat dalam rapat umum pemegang saham yang biasanya diadakan setahun sekali.

Modal perusahaan berasal dari penjualan saham, jika perusahaan merugi, pemegang saham hanya akan kehilangan modal, tidak memperhitungkan harta pribadi untuk membayar hutang.

Andini Hawalia Rizki	121190141
Juana Hizkia Hasibuan	121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

V.2. Struktur Organisasi

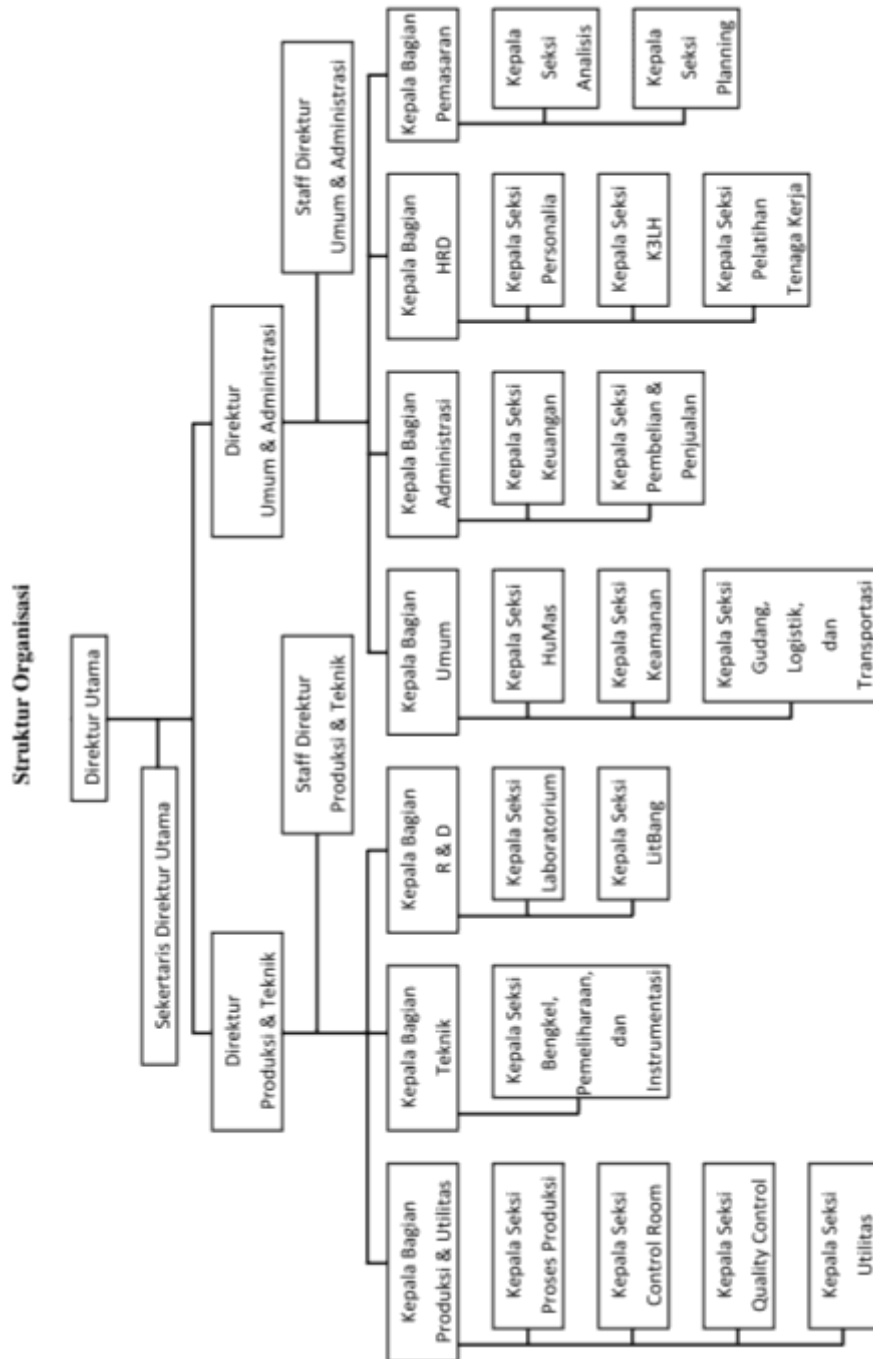
Salah satu faktor yang menunjang kemajuan suatu perusahaan adalah organisasi yang digunakan, karena berhubungan dengan kelancaran komunikasi yang pada akhirnya akan mempengaruhi kinerja perusahaan. Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu sistem staff and line organization (sistem garis). Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas kerja, di mana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang 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.

Struktur organisasi memungkinkan setiap bagian dari perusahaan untuk melaksanakan tugasnya dan mengatur hubungan antar elemen dalam kinerja sistem struktural dan fungsionalnya. Pabrik *Propylene* ini akan dipimpin oleh Direktur Utama dan memiliki direksi, termasuk beberapa direktur non teknis dan produksi serta manajer umum. Setiap Manajer mengelola sejumlah departemen, setiap departemen bertanggung jawab atas seorang kepala departemen. Setiap departemen bertanggung jawab atas sejumlah area dibawah tanggung jawab kepala departemen. Struktur organisasi dapat dilihat pada gambar 5.1.

Andini Hawalia Rizki	121190141
Juana Hizkia Hasibuan	121190143



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN



Gambar 5. 1 Struktur Organisasi



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

V.3. Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik ini direncanakan memiliki pekerja sebanyak 214 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 *Non-Shift*

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 : pukul 08.00 – 17.00 WIB
- Hari Sabtu : libur

Sedangkan untuk jam istirahat diatur sebagai berikut:

- Hari Senin – Kamis : pukul 12.00 – 13.00 WIB
- Hari Jumat : pukul 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-

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus. Pembagian *shift* dilakukan dalam 4 regu, di mana 3 regu mendapat giliran *shift* sedangkan 1 regu libur. Adapun jam kerja *shift* dalam 1 hari diatur dalam 3 *shift* sebagai berikut:

- Shift I : Pukul 07:30 – 15:30
- Shift II : Pukul 15:30 – 23:30
- Shift III : Pukul 23:30 – 07:30

Jam kerja *shift* berlangsung selama 8 jam sehari. Pembagian *shift* dilakukan dalam 4 regu dimana 3 regu mendapat giliran *shift* sedangkan 1 regu libur. Pada Hari Minggu dan hari libur hari besar semua karyawan produksi tidak libur. Sedangkan tempat-tempat khusus, seperti bagian keamanan, bagian control room, laboratorium dan utilitas juga dilakukan pembagian kerja yang diatur dalam pembagian *shift* seperti yang telah diatur di atas dan seluruh karyawan mendapat cuti selama 12 hari tiap tahunnya.

Tabel 5. 1 Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

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

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

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

Keterangan:

- 1,2,3, dst : hari ke
A, B, C, dst : kelompok kerja shift
[Yellow Box] : libur
I : pukul 07:00 – 15:00
II : pukul 15:30 – 23:30
III : pukul 23:30 – 07:30

V.4. Jenjang Pendidikan

Jenjang pendidikan dibutuhkan untuk menjalankan keperluan pabrik. Oleh karena itu, perusahaan menentukan kriteria pekerja sesuai ketentuan dibawah ini.

Tabel 5. 2 Jenjang Pendidikan

No	Jabatan	Jenjang Pendidikan
1.	Direktur	S2 – S3
2.	Kepala Bagian	S1
3.	Kepala Seksi	S1
4.	Laboran	S1
5.	Operator	D3 – S1
6.	Staff	SMK – D3
7.	Dokter	S1
8.	Perawat	D3- S1
9.	Driver	SMA
10.	Satpam	SMA

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

V.5. Sistem Penggajian Karyawan

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

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

Gaji karyawan pada pabrik ini memiliki klasifikasi sebagai berikut:

1. Gaji Karyawan

Gaji karyawan diberikan setiap awal bulan untuk setiap karyawan besaran gaji yang diberikan sesuai ketentuan diatas

2. Fasilitas dan Jaminan Sosial

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

- a. Tunjangan istri / suami sebesar 25% 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 antara lain:

- a. Fasilitas air bersih.
- b. Fasilitas kesehatan bagi karyawan, istri atau suami dan anak
- c. Memberikan pakaian kerja 1 buah lengkap dengan alat-alat untuk perlindungan terhadap keselamatan kerja sebanyak 1 kali dalam setahun.

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

- d. Fasilitas peribadatan berupa masjid di lingkungan perusahaan
- e. Memberikan uang bonus tiap tahun yang besarnya disesuaikan dengan keuntungan perusahaan dan memberikan uang tunjangan hari raya.
- f. Memberikan asuransi kepada karyawan berupa asuransi esehatan, asuransi kecelakaan, dan asuransi hari tua

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 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. Investasi Pabrik

Modal investasi adalah jumlah biaya keseluruhan yang harus dikeluarkan agar suatu pabrik berdiri dan dapat beroperasi. Sejumlah modal diperlukan untuk membeli dan memasang mesin dan peralatan, lahan, serta sistem perpipaan dan instrumen kontrol. Selain itu, perlu disediakan uang untuk pembayaran biaya yang terlibat dalam operasi pabrik (Peters dan Timmerhaus, 1991). Secara garis besar modal investasi terbagi dua, yaitu:

1. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi serta pembuatannya. *Fixed Capital Investment* yang diperlukan sebesar \$45.338.177,4 + Rp1.763.540.475.475,3

2. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang harus dikeluarkan setelah pabrik berdiri. Biaya ini dimaksudkan untuk pembiayaan pabrik pada awal operasi yang meliputi biaya permulaan atau modal kerja. Dari hasil perhitungan diperoleh modal investasi kerja sebesar Rp2.370.238.518.452,59

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

VI.2. Biaya Operasi

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

1. *Total Manufacturing Cost*

Total Manufacturing Cost yaitu biaya yang berhubungan dengan biaya produksi langsung. Dari hasil perhitungan pada lampiran diperoleh *Total Manufacturing Cost* sebesar Rp4.536.823.576.521,14

2. *Total General Expense*

Total General Expense yaitu biaya yang dikeluarkan untuk keperluan umum yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi seperti biaya administrasi, distribusi dan pemasaran, serta penelitian dan pengembangan (*research and development*). Dari hasil perhitungan pada lampiran diperoleh *Total General Expense* sebesar Rp1.029.153.205.146,94

VI.3. Analisis Keuntungan

Laba bersih dapat diperoleh dari selisih antara total penjualan terhadap total biaya produksi dan pajak. Laba yang diperoleh sebelum dikurangi pajak penghasilan disebut laba kotor. Jika nilai selisih tersebut positif, maka nilai tersebut sebagai keuntungan pabrik. Namun jika nilai yang diperoleh negatif maka itu merupakan nilai kerugian bagi pabrik. Besarnya laba bersih yang dicapai akan menjadi ukuran sukses suatu pabrik. Dari hasil perhitungan diperoleh hasil penjualan sebesar Rp6.679.172.138.001,69. Sehingga menghasilkan laba sebelum pajak atau laba kotor Rp1.113.195.356.333,62 dan laba setelah pajak atau laba bersih sebesar Rp1.079.799.495.643,61.

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE*
DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE*
KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

VI.4. Analisis Kelayakan Ekonomi

1. ROI

Return of Investment adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan kecepatan pengembalian modal yang diinvestasikan,

ROI sebelum pajak : 45,5%

ROI setelah pajak : 44,2%

2. POT

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

POT sebelum pajak : 1,80 tahun

POT sesudah pajak : 1,85 tahun

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 45,72% kapasitas.

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 18,38%.

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

Andini Hawalia Rizki 121190141

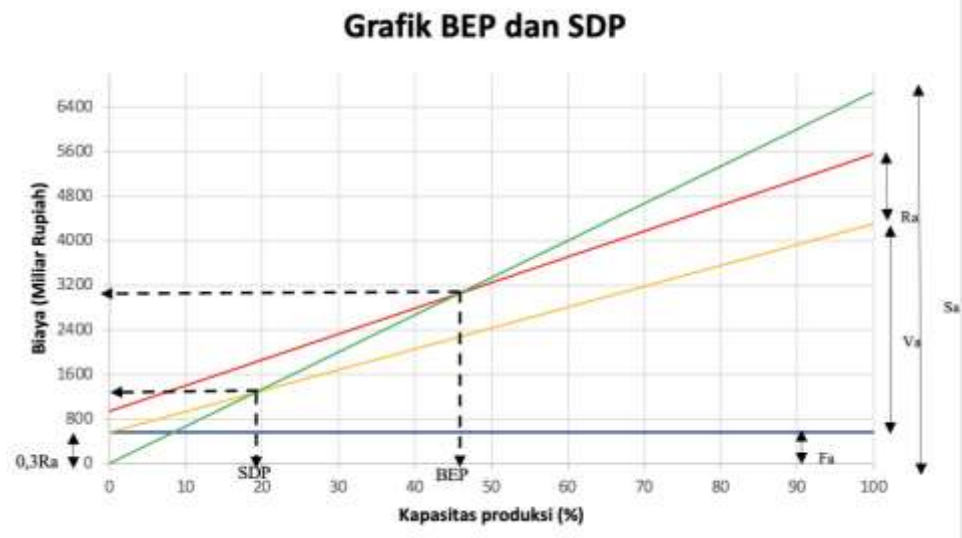
Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

periodik per 1 tahun dengan sistem bunga berganda selama masa servis (10 tahun umur pabrik) *secara future to present* dari modal yang ditanamkan. Discounted Cash Flow Rate yang diperoleh sebesar 34,73%.



Gambar 6. 1 Grafik Analisa Ekonomi

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143



SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA *PROPYLENE* DENGAN PROSES DEHIDROGENASI *PROPANE* KAPASITAS 215.000 TON/TAHUN

BAB VI

KESIMPULAN

1. Ditinjau dari segi teknik yang meliputi pengadaan alat-alat produksi, bahan baku, proses produksi, hasil produksi dan tenaga kerja, maka pabrik *Propylene* dengan kapasitas 215.000 ton/tahun dapat dikaji lebih lanjut.
2. Ditinjau dari segi ekonomi, pabrik *Propylene* ini membutuhkan *Fixed Capital Investment* (FCI) sebesar \$45.338.177,4 dan Rp1.763.540.475.475,3 dan *Working Capital* (WC) sebesar Rp2.370.238.518.452,59. Analisis ekonomi pabrik *Propylene* ini menunjukkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 45,5 % dan ROI sesudah pajak sebesar 44,2%, nilai POT sebelum pajak adalah 1,80 tahun dan POT sesudah pajak adalah 1,85 tahun, BEP sebesar 45,72% kapasitas produksi dan SDP sebesar 18,38% kapasitas produksi dan DCF sebesar 34,73%. Berdasarkan data evaluasi ekonomi tersebut, maka pabrik *Propylene* layak untuk dikaji lebih lanjut.

Andini Hawalia Rizki 121190141

Juana Hizkia Hasibuan 121190143

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., & Newton, R. D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw-Hill Companies Inc., New York, pp. 1-206.
- Badan Pusat Statistika, 2016-2022, Data Ekspor dan Impor *Propylene*, URL <https://www.bps.go.id/> , diakses pada 20 April 2022
- Brown, G. G., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc. New York, pp. 140-142.
- Brownell, L. E. & Young, E. H., 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons, pp. 43-342.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Vol 6, Pergamon Internasional Library, New York, pp.42-478.
- Faith, W.L., Keyes, D.B., and Clark, R.L., 1975, *Industrial Chemistry*, 4th ed., John Wiley and Sons, London, pp. 619-623.
- Fogler, 1992, *Elements of Chemical Reaction Engineering*, 4th edition, Prentice-Hall International, Inc, Amerika, pp. 10-137.
- Gomez, Santiago, (2012) Kinetics of propane dehydrogenation over Al₂O₃, The Royal Society of Chemistry; Catal. Sci. Technol. pp 20
- Hill, JR., Charless G., 1977, *An Introduction To Chemical Engineering Kinetics & Reactor Design*, pp. 554-568, John Wiley & Sons Inc. New York
- Kern, D.Q., 1950, *Process Heat Transfer*, McGraw-Hill Companies Inc., New York, pp. 53-844.
- Krik, R.E., & Orthmer, D.F., 2007, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 4 th ed, Vol 18, John Wiley and Sons, Inc., New York, pp. 478-483
- Ludwig, E. E. (1999). *Applied Design for Chemical and Petrochemical Plants*. Texas.: Gulf Publishing Co.

Nawaz, Zeeshan (2015). Light alkane dehydrogenation to light olefin technologies: A comprehensive review; Saudi Basic Industries Corporation (SABIC). pp 9

Perry, R.H., & Green, D.W., 1999, *Perry's Chemical Engineers Handbook*, McGraw-Hill Companies Inc., New York, pp. 68-459.

Peters, Timmerhaus, *Plant Design and Economics for Chemical Engineering*, 4th Edition, Mc Graw-Hill Company Inc., New York, pp. 37-554.

Rase, H.F., 1977, *Chemical Reactor Design*, John Willey and Sons, vol 1, New York, pp. 345-354.

Silla, H.2003. *Chemical Process Engineering Design and Economics*. Marcel Dekker Inc: New York, pp. 383-783.

Smith, R., 2001, *Chemical Process Design and Integration*, 2nd ed, McGraw-Hill Companies Inc., New York, pp.231.

Treybal, R.E., 1981, *Mass Transfer Operations*, 3rd ed, McGraw-Hill Companies Inc., New York, pp. 232.

Ullmann., 2011, *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*, 7th ed, John Wiley and Sons, Inc, New Jersey, pp. 17.

Wallas, S.M., 1990, *Chemical Process Equipment Selection and Design*, McGraw-Hill Companies Inc., New York, pp. 28.

Yaws L. Carl., 1975, *Chemical Properties Handbook*, Mc Graw-Hill Company Inc., New York, pp. 56-478.

<https://www.alibaba.com/>

www.chandra-asri.com.

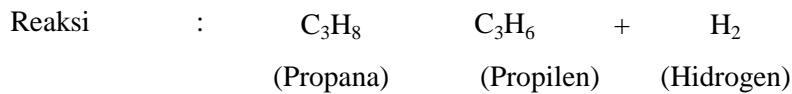
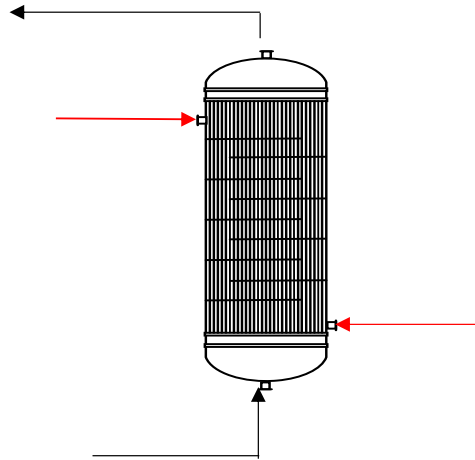
www.pertamina.com.

<http://m.id.sirloonggroup.com>

<https://www.ltschem.com/>

REAKTOR 01 (R-01)

- Jenis Alat : Reaktor *fixed bed multitube*
 Fungsi : Mereaksikan Propana (C_3H_8) dalam fase gas sehingga menghasilkan Propilen (C_3H_6) dan hidrogen (H_2) dengan bantuan katalis Al_2O_3
 Kondisi operasi : - Suhu : 370 °C
 - Tekanan : 2 atm
 - Konversi yang ingin dicapai : 90%

**1. Tabel Neraca Massa Reaktor**

Komponen	Masuk		Keluar	
	kmol/jam	%massa	kmol/jam	%massa
H ₂	0,000	0,000	642,58	0,471
N ₂	5,162	0,007	5,16	0,004
C ₃ H ₆	2,892	0,004	645,47	0,473
C ₃ H ₈	713,978	0,989	71,40	0,052
total	722,03	1,000	1364,6	1,000

2. Kapasitas Panas Fasa Gas

$$C_p = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3 + E \times T^4$$

dimana:

$$C_p = \text{kapasitas panas (joule/mol.K)}$$

$$T = \text{Temperatur (K)}$$

Data kapasitas panas pada fase gas masing-masing komponen:

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$				
	A	B	C	D	E
Hidrogen	25,399	0,0202	-3,85E-05	3,19E-08	-8,76E-12
Nitrogen	29,342	-0,00354	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
Propana	28,277	0,116	0,000196	-2,33E-07	6,87E-11
Propilen	31,298	0,0724	0,000195	-2,16E-07	6,3E-11

3. Konduktivitas Thermal Gas

Persamaan diperoleh dari Yaws, Chemical properties hand book

$$N_{gas} = A + (B)T + (C)T^2$$

Dimana :

K_{gas} : Konduktivitas thermal fasa gas

K_{thga} , k_{thgb} , k_{thgc} : konstanta

T : suhu operasi

Data konstanta k_{thga} , k_{thgb} , k_{thgc}

Diperoleh dari Yaws, chemical properties hand book

Komponen	A	B	C
Hidrogen	0,03951	0,000459	-6,49E-08
Nitrogen	0,00309	0,7593	-1,1E-08
Propana	-0,00869	6,64E-05	7,88E-08
Propilen	-0,01116	7,52E-05	0,000656

4. Viskositas Fasa Gas

Persamaan diperoleh dari sifat gas cair (liquid and gas properties)

$$KETERANGAN = A + BT + CT^2$$

Komponen	miuP		
	A	B	C
H ₂	27,758	2,120E-01	-3,280E-05
N ₂	42,606	4,750E-01	-9,880E-05
C ₃ H ₆	-7,230	3,418E-01	-9,4516E-05
C ₃ H ₈	-5,462	3,272E-01	-1,067E-04

5. KONSTANTA LAJU REAKSI

Pada proses pembentukan propilen terjadi reaksi berikut:



Neraca massa

Komponen	Masuk (kmol)	Reaksi didalam reaktor (kmol)	Keluar reaktor (kmol)
Propana (A)	F_{A0}	$-(F_{A0} \cdot X_a)$	$F_{A0} (1-X_a)$
Propilen (B)	F_{B0}	$+(F_{A0} \cdot X_a)$	$F_{B0} + (F_{A0} \cdot X_a)$
Hidrogen (C)	F_{C0}	$+(F_{A0} \cdot X_a)$	$F_{C0} + (F_{A0} \cdot X_a)$
Nitrogen (D)	F_{D0}	-	F_{D0}
Total	F_{T0}	$+(F_{A0} \cdot X_a)$	$F_{T0} + (F_{A0} \cdot X_a)$

6. Kinetika Reaksi

Berdasarkan Santiago (2012), diperoleh laju reaksi dan kecepatan reaksi pada region suhu 350-650°C sebagai berikut :

$$(-r_A) = \frac{C_T K_4 K_2 [P_A - P_E \cdot P_H / K_{eq}]}{[1 + P_A \cdot K_2 + P_E \cdot K_9]}$$

Keterangan

$$\begin{aligned} CTK_4 &= 5,09 \pm 0,5 \exp[(1593 \pm 164)(1/T - 1/773)] && (\text{kmol/kg.katalis.s}) \\ K_2 &= 1,93 \pm 0,3 \exp[(-6566 \pm 308)(1/T - 1/773)] && (\text{atm}^{-1}) \\ K_9 &= 2,36 \pm 0,7 \exp[(-2162 \pm 78)(1/T - 1/773)] && (\text{atm}^{-1}) \\ K_{eq} &= (1,48 \times 10^7) \exp(-15403/T) && (\text{atm}) \end{aligned}$$

dimana:

$$\begin{aligned} r &= \text{Laju reaksi propana (kmol/kg.katalis.s)} \\ P_A &= \text{Tekanan parsial propana (atm)} \\ P_E &= \text{Tekanan parsial propena (atm)} \\ P_H &= \text{Tekanan parsial hidrogen (atm)} \\ T &= \text{Suhu, (K)} \end{aligned} \quad (\text{sumber: Santiago,2012})$$

LANGKAH PENYUSUNAN REAKTOR

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

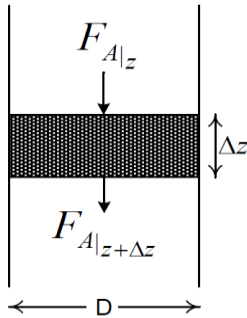
1. PENYUSUNAN MODEL MATEMATIS PADA ELEMEN VOLUME

Asumsi

- Steady state
- Gas dianggap mengikuti persamaan gas ideal
- Aliran plug flow, tidak ada gradient konsentrasi ke arah radial
- Perpindahan kalor berlangsung ke arah radial
- Fluida mengalir di dalam reaktor alam kecepatan sama dan tetap.

TINJAUAN ELEMEN VOLUME REAKTOR

A. Neraca massa pada elemen volume



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

$$(F_A | z - F_A | z + \Delta z) + (r_A) \cdot \Delta W = 0$$

$$(F_A | z - F_A | z + \Delta z) = (r_A) \cdot \Delta W$$

$$\lim_{\Delta W \rightarrow 0} \frac{(F_A | z - F_A | z + \Delta z)}{\Delta W}$$

$$-\frac{dF_A}{dW} = (r_A)$$

dimana

$$F_A = F_{A0} (1 - X_A)$$

$$dF_A = -F_{A0} \cdot dX_A$$

$$W = \rho_B \cdot V$$

$$dW = \rho_B \cdot dV$$

$$V = \frac{\pi}{4} (D_i)^2 \cdot N_t \cdot z$$

$$dV = \frac{\pi}{4} (D_i)^2 \cdot N_t \cdot dz$$

$$dW = \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} (D_i)^2 \cdot N_t \cdot \Delta z$$

sehingga

$$\frac{F_{A0} \cdot dX_A}{\rho_B \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D_i)^2 \cdot N_t \cdot \Delta z} = (-r_A)$$

$$r = -r_A$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{\rho_B \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D_i)^2 \cdot N_t}{F_{A0}} (r)$$

dengan :

F_{A0} = kecepatan mol propane mula-mula (kmol/jam)

D_i = Diameter dalam tube (m)

ρ_B = Densitas katalis (kg/m³)

z = Tinggi tumpukan katalis (m)

r = laju reaksi $\left(\frac{\text{kmol}_{\text{propane}}}{\text{jam} \cdot \text{kg}_{\text{katalis}}} \right)$

F_A = kecepatan mol propane (kmol/jam)

ΔV = Elemen volume sistem (m³)

$\frac{dX_A}{dz}$ = Perubahan konversi per tinggi tumpukan katalis (1/m)

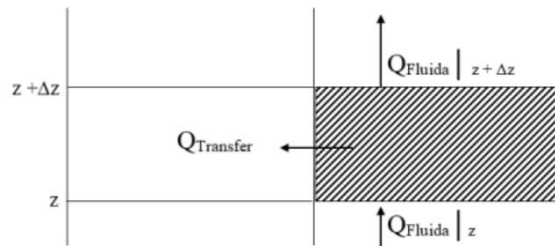
R = konstanta gas ideal

T = suhu fluida (K)

C_A = konsentrasi propane

N_t = Jumlah tube

B. Neraca Panas pada Elemen Volume setebal Δz



$$\Delta w = \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \cdot N_t \cdot \Delta z$$

$$Q_R = (r_A) \cdot (\Delta H_r) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \cdot N_t \cdot \Delta z$$

$$Q_P = U_D \cdot A \cdot (T_p - T)$$

$$A = \pi \cdot D_o \cdot N_t \cdot \Delta z$$

$$Q_P = U_D \cdot \pi \cdot D_o \cdot N_t \cdot \Delta z (T_p - T)$$

sehingga

$$\left[\sum F_i \cdot C_{pi} \cdot (T - T_r) \right]_z - \left[\sum F_i \cdot C_{pi} \cdot (T - T_r) \right]_{z+\Delta z} = Q_p - Q_R$$

$$\begin{aligned}
& \left[\sum F_i \cdot C_{pi} \cdot (T - T_r)|_z \right] - \left[\sum F_i \cdot C_{pi} \cdot (T - T_r)|_{z+\Delta z} \right] \\
&= U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot N_t \cdot \Delta z (T_P - T) - (r_A) \cdot (\Delta H_r) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \cdot N_t \cdot \Delta z \\
& \lim_{\Delta z \rightarrow 0} \left[\frac{(T - T_r)|_z - (T - T_r)|_{z+\Delta z}}{\Delta z} \right] = \frac{U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot N_t \cdot (T_P - T)}{\sum F_i \cdot C_{pi}} - \frac{(r_A) \cdot (\Delta H_r) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \cdot N_t}{\sum F_i \cdot C_{pi}} \\
& \frac{-dT}{dz} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot N_t \cdot (T_P - T)}{\sum F_i \cdot C_{pi}} - \frac{(r_A) \cdot (\Delta H_r) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \cdot N_t}{\sum F_i \cdot C_{pi}} \\
& \frac{dT}{dz} = \frac{(r_A) \cdot (\Delta H_r) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \cdot N_t}{\sum F_i \cdot C_{pi}} + \frac{U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot N_t \cdot (T_P - T)}{\sum F_i \cdot C_{pi}} \\
& \frac{dT}{dz} = \left[\frac{(r_A) \cdot (\Delta H_r) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \cdot N_t + U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot N_t \cdot (T_P - T)}{\sum F_i \cdot C_{pi}} \right] \\
& \frac{dT}{dz} = \left[\frac{(r_A) \cdot (\Delta H_r) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 + U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot (T_P - T)}{\sum F_i \cdot C_{pi}} \right] \cdot N_t
\end{aligned}$$

Dimana :

$$r_A = -r'$$

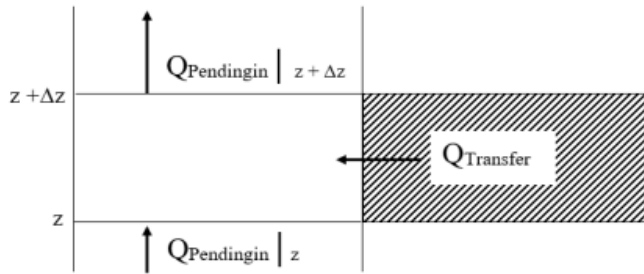
sehingga :

$$\frac{dT}{dz} = \left[\frac{(-r') \cdot (\Delta H_r) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 + U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot (T_P - T)}{\sum F_i \cdot C_{pi}} \right] \cdot N_t$$

Keterangan :

- F_i = Laju alir molar komponen i (kmol/jam)
- C_{pi} = Kapasitas panas komponen i (kJ/kmol.K)
- r' = Laju reaksi (kmol/jam.kg katalis)
- U_D = Koefisien transfer panas overall (kJ/jam.m².K)
- T = Suhu gas dalam pipa (K)
- T_r = Suhu referensi (K)
- A = Luas transfer panas dinding luas per satuan panjang (m²)
- T_p = Suhu pendingin (K)
- z = Tinggi tumpukan katalis (m)
- D_0 = Diameter luar tube (m)
- $\frac{dT}{dz}$ = Perubahan suhu per tinggi tumpukan katalis

C. Neraca Panas Pendingin pada Elemen Volume



Neraca panas pendingin pada elemen volume dalam keadaan steady state :

Pendingin yang digunakan downtherm A. Aliran pendinginan di dalam reaktor searah dengan aliran gas.

Laju Panas Masuk - Laju Panas Keluar + Panas Generasi = Laju Panas Akumulasi

$$[F_p \cdot C_{pp} \cdot (T_p - T)|_z] - [F_p \cdot C_{pp} \cdot (T_p - T)|_{z+\Delta z}] + Q_p = 0$$

$$[F_p \cdot C_{pp} \cdot (T_p - T)|_z] - [F_p \cdot C_{pp} \cdot (T_p - T)|_{z+\Delta z}] + U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot N_t \cdot \Delta z (T - T_p) = 0$$

$$F_p \cdot C_{pp} \cdot [(T_p - T)|_z - (T_p - T)|_{z+\Delta z}] = -U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot N_t \cdot \Delta z (T - T_p)$$

$$\frac{(T_p - T)|_z - (T_p - T)|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = \frac{-U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot N_t (T - T_p)}{F_p \cdot C_{pp}}$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{(T_p - T)|_z - (T_p - T)|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = \frac{-U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot N_t (T - T_p)}{F_p \cdot C_{pp}}$$

$$\frac{-dT_p}{dz} = \frac{-U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot N_t (T - T_p)}{F_p \cdot C_{pp}}$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot N_t (T - T_p)}{F_p \cdot C_{pp}}$$

Keterangan :

F_p = Laju alir mol pendingin (kmol/jam)

C_{pp} = Kapasitas panas pendingin (kJ/kmol.K)

U_D = Koefisien transfer panas overall (kJ/jam.m².K)

D_0 = Diameter luar tube (m)

T_p = Suhu pendingin (K)

T = Suhu gas (K)

N_t = Jumlah tube

D. Pressure Drop di Dalam Pipa

Penurunan tekanan dalam pipa yang berisi katalisator padat dapat diketahui dengan menggunakan persamaan Ergun (Forgrel, 1991)

$$\frac{dP}{dz} = - \frac{G(1-\varepsilon)}{\rho \cdot g \cdot Dp \cdot \varepsilon^3} \left[\frac{150(1-\varepsilon)\mu}{Dp} + 1,75G \right] \frac{P_0}{P} \frac{T}{T_0} \frac{F_T}{F_{T0}}$$

dimana

$$f = \frac{150}{N_{Re}} + 1.75$$

$$N_{Re} = \frac{dp \cdot G}{\mu}$$

$$G = \frac{f_{massa}}{\frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \cdot N_t}$$

Keterangan :

f_{massa} = Laju alir massa total gas (kg/jam)

dp = Diameter katalis (m)

G = Flux massa (kg/m².jam)

ρ = Densitas gas (kg/m³)

N_{Re} = Bilangan reynold

ε = Porositas katalis

f = Friksi

E. Persamaan - persamaan untuk perancangan reaktor fixed bed multitube

$$1. \quad \frac{dX_A}{dz} = \frac{\rho_B \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D_i)^2 \cdot N_t}{F_{A0}} (-r_A)$$

$$2. \quad \frac{dT}{dz} = \left[\frac{(-r') \cdot (\Delta H_r) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 + U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot (T_p - T)}{\sum F_i \cdot C_{pi}} \right] \cdot N_t$$

$$3. \quad \frac{dT_p}{dz} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot D_0 \cdot N_t \cdot (T - T_p)}{F_p \cdot C_{pp}}$$

$$4. \quad \frac{dP}{dz} = - \frac{G(1-\varepsilon)}{\rho \cdot g \cdot Dp \cdot \varepsilon^3} \left[\frac{150(1-\varepsilon)\mu}{Dp} + 1,75G \right] \frac{P_0}{P} \frac{T}{T_0} \frac{F_T}{F_{T0}}$$

Selanjutnya persamaan differensial simultan tersebut diatas diselesaikan dengan program Scilab menggunakan metode Runge- Kutta.

Data Katalis

Sebagai katalis digunakan Alumina dengan :

Bentuk	:	Pellet
Fasa	:	Padat
Diameter partikel	:	0,36345 cm
Porositas	:	0,325
Bulk density	:	1,10613 gr/cm ³
Formula	:	Al ₂ SO ₃

(Rase, 1977)

2. PERSAMAAN PENDUKUNG**A. Variabel Perancangan**

Pada perhitungan perancangan reaktor fixed bed multitube ini, besaran yang digunakan sebagai variabel perancangan adalah :

- Suhu reaktan masuk reaktor (K)
- Tekanan reaktor (atm)
- Suhu media pendingin masuk (K)
- Bilangan reynold
- Kecepatan massa media pendingin masuk reaktor

B. Ukuran pipa

Ukuran pipa yang dipilih berdasarkan Tabel 11 pada Kern, D. Q., *Process Heat Transfer*, 1983, New York: McGraw-Hill Book Company, pp. 844, adalah dengan Nominal Pipe Size (IPS) 1 inch dan Schedule No. 40.

IDt	=	1,049	inch
ODt	=	1,32	inch
Sch	=	40	
At	=	0,864	in ²

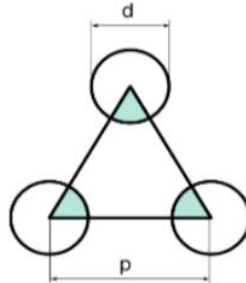
C. Jumlah Pipa

Dipilih berdasarkan Rase, H. F., *Chemical Reactor Design for Process Plant*, 1977, John Wiley and Son, Inc., N. Y, vol I. jumlah pipa atau tube yang digunakan berkisar antara 3000 - 20000.

D. Susunan Pipa

Pipa di dalam reaktor dapat disusun secara *triangular* dan *square*.

Dipilih susunan pipa-pipa dengan pola *triangular*, karena susunan *triangular* memiliki susunan pipa yang lebih *compact* sehingga untuk jumlah pipa yang sama jika dibandingkan dengan susunan lain dibutuhkan karena diameter dalam *shell* lebih kecil.



Untuk *Triangular Pitch*, diameter ekivalen memiliki persamaan sebagai berikut :

$$De = \frac{4 \times \left(\frac{1}{2} P_T \times 0,86 P_T - \frac{1}{2} \pi \cdot D_o^2 / 4 \right)}{\frac{1}{2} \pi \cdot D_o} \text{ in}$$

E. Pitch

Jumah antara pusat pipa (pitch) untuk susunan pipa triangular dapat dihitung dengan persamaan

$$\text{Pitch} = 1,25 \cdot \text{Odt}$$

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

$$\text{Pitch} = 1,65 \text{ in} = 0,04191 \text{ m}$$

dengan :

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

$$\text{OD} = \text{Diameter luar pipa (m)}$$

F. Shell

Untuk susunan triangular dihitung dengan persamaan :

$$N_t = \frac{\left[(\text{ID}_s - K_1)^2 \cdot \frac{\pi}{4} + K_2 \right] \cdot \text{pitch} \cdot (\text{ID}_s - K_1) \cdot (K_3 \cdot n_{\text{pass}} + K_4)}{1,223 \cdot \text{pitch}^2}$$

Keterangan :

N_t = Jumlah tube

ID_s = Diameter dalam shell (m)

Pitch = Pitch pipa

n_{pass} = Nomor passes pipa

$K_1, K_2, K_3,$ dan K_4 = Konstanta

Untuk susunan triangular dengan ukuran pipa 1 inch memiliki nilai sebagai berikut :

$$\begin{aligned} K_1 &= 1,08 \\ K_2 &= -0,9 \\ K_3 &= 0,69 \\ K_4 &= -0,8 \end{aligned}$$

Persamaan dan data tersebut diperoleh dari Ludwig, E. E., *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, edisi III, vol, pp36.

G. Koefisien Perpindahan Kalor Gabungan

Dipilih berdasarkan Coulson & Richardson's *Chemical Engineering, vol 6, Chemical Engineering Design*, 4th ed untuk koefisien perpindahan kalor gabungan antara Dowterm (Cold Fluid) dan Gases (Hot Fluid) berkisar antara 20 - 200 (W/m².°C)

Media Pemanas

Pemanas dialirkan secara co-current dengan pertimbangan reaksi dapat langsung berjalan karena saat fluida (bahan baku) masuk dan pemanas (Dowtherm A) masuk tetap dalam rentang suhu reaksi. data properties jenis pemanas sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Jenis} &= \text{Dowterm A (Biphenyl dan diphenyl oxide)} \\ \text{Berat molekul} &= 166 \text{ kg/kmol} \\ \text{Tekanan kritis} &= 30,93 \text{ atm} \\ \text{Suhu kritis} &= 497 \text{ }^\circ\text{C} \\ \text{Cp} &= (143437 + 372,894 \times T_p + 0,111497 \times T_p^2)/1000 \text{ [kJ/kmol.K]} \end{aligned}$$

3. PENYELESAIAN PERSAMAAN MATEMATIS

Persamaan - persamaan untuk perancangan reaktor fixed bed multitube :

A. Neraca Massa

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{\rho_B \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D_i)^2 \cdot N_t}{F_{A0}} (-r_A)$$

B. Neraca Panas Fluida

$$\frac{dT}{dz} = \left[\frac{(-r') \cdot (\Delta H_r) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 + U_D \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T_p - T)}{\sum F_i \cdot C_{pi}} \right] \cdot N_t$$

C. Neraca Panas Pemanas

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot D_o \cdot N_t \cdot (T - T_p)}{F_p \cdot C_{pp}}$$

D. Neraca Momentum (*Pressure drop*)

$$\frac{dP}{dz} = - \frac{G(1-\varepsilon)}{\rho \cdot g \cdot Dp \cdot \varepsilon^3} \left[\frac{150(1-\varepsilon)\mu}{Dp} + 1,75G \right] \frac{P_0}{P} \frac{T}{T_0} \frac{F_T}{F_{T0}}$$

Persamaan matematis ini diselesaikan dengan cara Runge Kutta menggunakan scilab.

$$z_{n+1} = z_n + \Delta z$$

$$X_{A_{n+1}} = X_{A_n} + \frac{\Delta z}{6} (k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4)$$

$$T_{n+1} = T_n + \frac{\Delta z}{6} (l_1 + 2l_2 + 2l_3 + l_4)$$

$$T_{p_{n+1}} = T_{p_n} + \frac{\Delta z}{6} (m_1 + 2m_2 + 2m_3 + m_4)$$

$$P_{n+1} = P_n + \frac{\Delta z}{6} (n_1 + 2n_2 + 2n_3 + n_4)$$

Dimana :

K, l, m, dan n = Konstanta Runge Kutta

PERHITUNGAN SCILAB

```
clc;clear;clf
```

```
//ANDINI & JUANA
```

```
//Reaktor Fixed Bed Multi tube
```

```
//Komponen
```

```
//A= Propana
```

```
//B= propilen
```

```
//C= hidrogen
```

```
//D= nitrogen
```

```
// Initial Conditiond
```

```
dz =0.01;
```

```
phi =3.14;
```

```
z =(0:dz:10)';// Panjang reaktor, meter
```

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

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

```
Y(1,2)=(370+273); // Temperatur Reaktor, Kelvin
```

```
Y(1,3)=(390+273); //Temperatur Pemanas, Kelvin
```

```
Y(1,4)=2; // Pressure Initial, atm
```

```

function D=F(z, xA, T, Th, P)
  //Data Neraca Massa Masuk (kg/jam)
  mA0= 31466.1996 //Propana
  mB0= 121.6118 //Propilen
  mC0= 0 //Hidrogen
  mD0= 144.5018 //Nitrogen
  mT0=mA0+mB0+mC0+mD0;

  //BM masing-masing zat
  BMA=44.096 //C3H8 [kg/kmol]
  BMB=42.080 //C3h6 [kg/kmol]
  BMC=2.016 //H2 [kg/kmol]
  BMD=28.01 //N2 [kg/kmol]

  //Data neraca mol masuk (kmol/jam)
  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); //Propana
  FB=FB0+(FA0*xA); //Propilen
  FC=FC0+(FA0*xA); //Hidrogen
  FD=FD0; //nitrogen
  FT=FA+FB+FC+FD;

  //Data fraksi mol keluar
  yA=FA/FT; //propana
  yB=FB/FT; //Propilen
  yC=FC/FT; //Hidrogen
  yD=FD/FT; //nitrogen

```

//BM Campuran (kg/kmol)

$BMT = yA \cdot BMA + yB \cdot BMB + yC \cdot BMC + yD \cdot BMD$ *//Bm campuran (Kg/Kmol)*

//Data neraca massa keluar (kg/jam)

$mA = FA \cdot BMA$; *//propana*

$mB = FB \cdot BMB$; *//propilen*

$mC = FC \cdot BMC$; *//hidrogen*

$mD = FD \cdot BMD$; *//Nnitrogen*

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

// Data Fraksi Massa keluar

$ymA = mA / mT$;

$ymB = mB / mT$;

$ymC = mC / mT$;

$ymD = mD / mT$;

// Mol pemanas yang dibutuhkan Dowtherm A

$fp = (11000 / 166)$; *//kmol/jam*

//koefisien perpindahan panas design overall

$Ud = 20 \cdot 3.6$; *//kJ/m² jam K)*

// Data Tube Reaktor (Table 11 Kern)

$ODt = 2.88 \cdot 0.0254$; *//m*

$IDt = 2.469 \cdot 0.0254$; *//m*

$At = \pi / 4 \cdot IDt^2$; *//m²*

$Nt = 7000$; *//Jumlah tube*

$IDs = 376.7792 \cdot 0.0254$; *// m*

$Pt = 2.975 \cdot 0.0254$; *// m (1.25*Od)*

// Data Ukuran Katalis Al₂SO₃

$eps = 0.325$ *//0.325; // Porositas*

$Dp = 0.36345e-2$ *// m, diameter katalis*

$\rho_{kK} = 1.1e3$ *//1.1; // kgkat./m³*

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

$$C_{pA} = \text{abs}(28.277 + (0.11600) \cdot (T) + (1.9597e-4) \cdot ((T)^2) + (-2.3271e-7) \cdot ((T)^3) + (6.8669e-11) \cdot ((T)^4));$$

$$C_{pB} = \text{abs}(31.298 + (7.2449e-2) \cdot (T) + (1.9481e-4) \cdot ((T)^2) + (-2.1582e-7) \cdot ((T)^3) + (6.2974e-11) \cdot ((T)^4));$$

$$C_{pC} = \text{abs}(25.399 + (2.0178e-02) \cdot (T) + (-3.8549E-05) \cdot ((T)^2) + (3.188e-08) \cdot ((T)^3) + (-8.7585e-12) \cdot ((T)^4));$$

$$C_{pD} = \text{abs}(29.342 + (-3.5395e-03) \cdot (T) + (1.0076E-05) \cdot ((T)^2) + (-4.3116e-09) \cdot ((T)^3) + (2.5935e-13) \cdot ((T)^4));$$

// Data neraca panas reaksi overall

$$\text{sigA} = (28.277 + 31.298 + 25.399 + 29.342);$$

$$\text{sigB} = (0.11600 + 7.2449e-2 + 2.0178e-02 + (-3.5395e-03));$$

$$\text{sigC} = (1.9597e-4 + 1.9481e-4 + (-3.8549E-05) + 1.0076E-05);$$

$$\text{sigD} = ((-2.3271e-7) + (-2.1582e-7) + 3.188e-08 + (-4.3116e-09));$$

$$\text{sigE} = (6.8669e-11 + 6.2974e-11 + (-8.7585e-12) + 2.5935e-13);$$

$$\text{sigCpdT} = \text{sigA} \cdot (T - 298.15) + (\text{sigB}/2) \cdot (T^2 - 298.15^2) + (\text{sigC}/3) \cdot (T^3 - 298.15^3) + (\text{sigD}/4) \cdot (T^4 - 298.15^4) + (\text{sigE}/5) \cdot (T^5 - 298.15^5); // \text{ kJ/kmol}$$

$$dHr0 = 124.270; // \text{ kJ/kmol}$$

$$dHr1 = dHr0 + \text{sigCpdT}; // \text{ kJ/kmol}$$

// Sigma $F_i \cdot C_{pi}$ (kJ/h/K)

$$F_i C_{pi} = (F_A \cdot C_{pA} + F_B \cdot C_{pB} + F_C \cdot C_{pC} + F_D \cdot C_{pD})$$

// C_p pendingin (kJ/kmol/K) Dowtherm A

$$C_{pp} = (143437 + 372.894 \cdot T_h + 0.111497 \cdot T_h^2) / 1000;$$

// Data Densitas ($\rho = A \cdot B^{-(1-T/T_c)^n}$, kg/L) Carl Yaws Handbook

$$\rho_A = P \cdot y_A \cdot B_{MA} / (0.082 \cdot T);$$

$$\rho_B = P \cdot y_B \cdot B_{MB} / (0.082 \cdot T);$$

$$\rho_C = P \cdot y_C \cdot B_{MC} / (0.082 \cdot T);$$

$$\rho_D = P \cdot y_D \cdot B_{MD} / (0.082 \cdot T);$$

$$\rho_T = (y_M A \cdot \rho_A + y_M B \cdot \rho_B + y_M C \cdot \rho_C + y_M D \cdot \rho_D);$$

// Data Viskositas Gas

$$\mu_A = -5.462 + (0.327) \cdot T + (-1.067e-4) \cdot T^2$$

$$\text{miuB} = -7.23 + (3.418 \times 10^{-1}) \cdot T + (-9.4516 \times 10^{-5}) \cdot T^2$$

$$\text{miuC} = 27.758 + (2.12 \times 10^{-1}) \cdot T + (-3.28 \times 10^{-5}) \cdot T^2$$

$$\text{miuD} = 42.606 + (4.75 \times 10^{-1}) \cdot T + (-1.067 \times 10^{-4}) \cdot T^2$$

//Viskositas Campuran

atas =

$$y_A \cdot \text{miuA} \cdot (\text{BMA}^{0.5}) + y_B \cdot \text{miuB} \cdot (\text{BMB}^{0.5}) + y_C \cdot \text{miuC} \cdot (\text{BMC}^{0.5}) + y_D \cdot \text{miuD} \cdot (\text{BMD}^{0.5});$$

$$\text{bawah} = \text{miuA} \cdot (\text{BMA}^{0.5}) + \text{miuB} \cdot (\text{BMB}^{0.5}) + \text{miuC} \cdot (\text{BMC}^{0.5}) + \text{miuD} \cdot (\text{BMD}^{0.5});$$

$$\text{miu}_{\text{mix}} = (\text{atas}/\text{bawah}) \cdot 0.1 \times 10^{-6}; \quad //(\text{kg}/\text{m} \cdot \text{s})$$

$$R = 0.08205; \quad //\text{cm}^3 \text{atm}/\text{K}/\text{mol}$$

//Fraksi mol

$$y_A = F_A / F_T; \quad //\text{propana}$$

$$y_B = F_B / F_T; \quad //\text{Propilen}$$

$$y_C = F_C / F_T; \quad //\text{Hidrogen}$$

$$y_D = F_D / F_T; \quad //\text{nitrogen}$$

//Tekanan Parsial

$$P_A = y_A \cdot P \quad //\text{Propana}$$

$$P_B = y_B \cdot P \quad //\text{Propilen}$$

$$P_C = y_C \cdot P \quad //\text{Hidrogen}$$

$$P_D = y_D \cdot P \quad //\text{nitrogen}$$

//Konsentrasi setiap saat

$$C_A = P_A / (R \cdot T);$$

//Data Kinetika

$$CTK4 = (5.09 - 0.5) \cdot \exp((1593 + 164) \cdot ((1/T) - (1/773))) \quad // \text{kmol}/\text{h}/\text{kg}$$

$$K2 = (1.93 - 0.3) \cdot \exp((-6566 + 308) \cdot ((1/T) - (1/773))) \quad // \text{atm}^{-1}$$

$$K9 = (2.36 - 0.7) \cdot \exp((-2162 + 78) \cdot ((1/T) - (1/773))) \quad // \text{atm}^{-1}$$

$$K_{eq} = 1.48 \times 10^7 \cdot \exp(-15403/T) \quad // \text{atm}$$

$$k = (CTK4 \cdot K2) \cdot (P_A - (P_B \cdot P_C \cdot K_{eq})) / (1 + (P_A \cdot K2) + (P_B \cdot K9)) \quad // k_{eq}$$

$$r = k \cdot C_A$$

```

// Fluks massa per tube (kg/jam/m^2)
G=mT/(Nt*At*3600);
//Bilangan Reynold
Nre=G*Dp/(miumix);
//Faktor friksi
f =150/Nre+1.75;
gc = 127008000

// Persamaan Differensial
dxAdz =(rhoK*phi/4*(IDt^2)*Nt*r)/FA0;
dTdz =(((-r)*dHr1*rhoK*At)-(Ud*phi*ODt*Nt*(Th-T)))/(FiCpi);
dThdz =(Ud*phi*ODt*Nt*(T-Th))/(1.35*fp*Cpp);
dPdz = -(G/(rhoT*Dp*gc)*((1-eps)/eps^3)*(((150*(1-eps)*miumix)/Dp)+(1.75*G))*(FT/FT0)*(PA/2)*(T/663))*101325/3600
D =[dxAdz,dTdz,dThdz,dPdz];
endfunction

// Metode RK-4
function k=K(z, xA, T, Th, P)
k1=F(z,xA,T,Th,P);
k2=F(z+dz/2,xA+k1(1)*dz/2,T+k1(2)*dz/2,Th+k1(3)*dz/2,P+k1(4)*dz/2);
k3=F(z+dz/2,xA+k2(1)*dz/2,T+k2(2)*dz/2,Th+k2(3)*dz/2,P+k2(4)*dz/2);
k4=F(z+dz,xA+k3(1)*dz,T+k3(2)*dz,Th+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 Th 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),'b',z,Y(:,3),'r--');xlabel('Panjang reaktor (m)');ylabel('Temperatur (K)');
legend('Reaktor','Pemanas');
```

figure

```
plot(z,Y(:,4));xlabel('Panjang reaktor (m)');ylabel('Tekanan (atm)');
```

figure

```
plot(Y(:,1),Y(:,2));xlabel('Konversi');ylabel('Temperatur (K)');
```

Hasil penyelesaian persamaan dihitung menggunakan scilab dan diperoleh hasil Hhubungan antara tinggi, konversi, suhu fluida, suhu pendingin dan tekanan sebagai berikut:

"	z	xA	T	Th	P"
0.00	0.00000	643.00000	663.00000	2.00000	2.00000
0.05	0.12977	641.83526	660.18956	2.00000	2.00000
0.10	0.21185	640.77503	657.60449	2.00000	2.00000
0.15	0.27172	639.80731	655.22915	2.00000	2.00000
0.20	0.31861	638.92323	653.04833	1.99999	1.99999
0.25	0.35697	638.11526	651.04752	1.99999	1.99999
0.30	0.38929	637.37675	649.21302	1.99999	1.99999
0.35	0.41713	636.70173	647.53194	1.99999	1.99999
0.40	0.44150	636.08475	645.99219	1.99999	1.99999
0.45	0.46312	635.52084	644.58253	1.99999	1.99999
0.50	0.48251	635.00545	643.29246	1.99998	1.99998
0.55	0.50004	634.53442	642.11225	1.99998	1.99998
0.60	0.51602	634.10393	641.03287	1.99998	1.99998
0.65	0.53068	633.71049	640.04597	1.99998	1.99998
0.70	0.54420	633.35088	639.14383	1.99998	1.99998
0.75	0.55673	633.02218	638.31934	1.99998	1.99998
0.80	0.56839	632.72170	637.56593	1.99997	1.99997
0.85	0.57929	632.44697	636.87757	1.99997	1.99997
0.90	0.58950	632.19574	636.24870	1.99997	1.99997
0.95	0.59911	631.96596	635.67423	1.99997	1.99997
1.00	0.60817	631.75575	635.14947	1.99997	1.99997
1.05	0.61673	631.56337	634.67012	1.99997	1.99997
1.10	0.62485	631.38727	634.23226	1.99997	1.99997

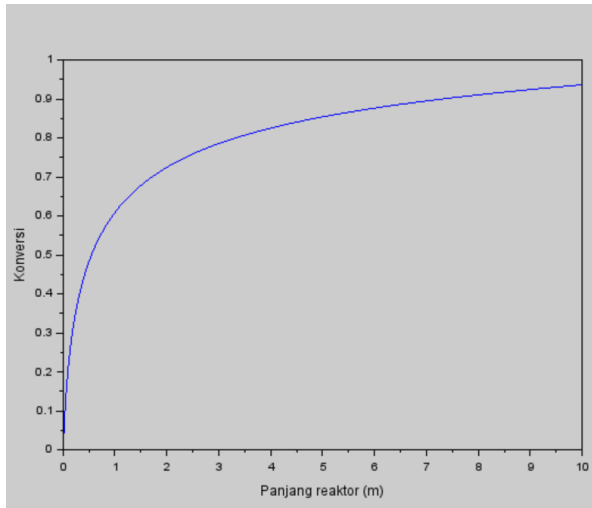
1.15	0.63256	631.22599	633.83226	1.99997
1.20	0.63989	631.07824	633.46683	1.99996
1.25	0.64689	630.94282	633.13295	1.99996
1.30	0.65356	630.81863	632.82785	1.99996
1.35	0.65995	630.70467	632.54900	1.99996
1.40	0.66606	630.60004	632.29410	1.99996
1.45	0.67193	630.50390	632.06103	1.99996
1.50	0.67756	630.41551	631.84786	1.99996
1.55	0.68298	630.33417	631.65284	1.99996
1.60	0.68819	630.25925	631.47436	1.99996
1.65	0.69321	630.19019	631.31096	1.99996
1.70	0.69805	630.12645	631.16129	1.99995
1.75	0.70273	630.06756	631.02413	1.99995
1.80	0.70725	630.01309	630.89838	1.99995
1.85	0.71162	629.96264	630.78302	1.99995
1.90	0.71585	629.91586	630.67712	1.99995
1.95	0.71994	629.87242	630.57984	1.99995
2.00	0.72391	629.83202	630.49041	1.99995
2.05	0.72777	629.79438	630.40813	1.99995
2.10	0.73151	629.75926	630.33236	1.99995
2.15	0.73514	629.72643	630.26252	1.99995
2.20	0.73867	629.69569	630.19808	1.99995
2.25	0.74210	629.66686	630.13856	1.99994
2.30	0.74544	629.63975	630.08352	1.99994
2.35	0.74869	629.61422	630.03256	1.99994
2.40	0.75186	629.59013	629.98531	1.99994
2.45	0.75494	629.56735	629.94144	1.99994
2.50	0.75795	629.54575	629.90065	1.99994
2.55	0.76089	629.52524	629.86267	1.99994
2.60	0.76375	629.50572	629.82723	1.99994
2.65	0.76655	629.48709	629.79412	1.99994
2.70	0.76928	629.46929	629.76313	1.99994
2.75	0.77194	629.45223	629.73406	1.99994
2.80	0.77455	629.43585	629.70674	1.99994
2.85	0.77710	629.42009	629.68103	1.99994
2.90	0.77960	629.40489	629.65676	1.99994

2.95	0.78204	629.39020	629.63383	1.99993
3.00	0.78443	629.37598	629.61209	1.99993
3.05	0.78677	629.36219	629.59146	1.99993
3.10	0.78906	629.34879	629.57182	1.99993
3.15	0.79131	629.33574	629.55310	1.99993
3.20	0.79351	629.32301	629.53520	1.99993
3.25	0.79566	629.31058	629.51806	1.99993
3.30	0.79778	629.29841	629.50161	1.99993
3.35	0.79986	629.28649	629.48578	1.99993
3.40	0.80189	629.27479	629.47053	1.99993
3.45	0.80389	629.26330	629.45579	1.99993
3.50	0.80585	629.25199	629.44153	1.99993
3.55	0.80778	629.24085	629.42770	1.99993
3.60	0.80967	629.22986	629.41426	1.99993
3.65	0.81153	629.21902	629.40118	1.99993
3.70	0.81336	629.20830	629.38843	1.99993
3.75	0.81516	629.19770	629.37597	1.99993
3.80	0.81692	629.18721	629.36379	1.99992
3.85	0.81866	629.17681	629.35185	1.99992
3.90	0.82037	629.16651	629.34014	1.99992
3.95	0.82205	629.15629	629.32863	1.99992
4.00	0.82370	629.14614	629.31732	1.99992
4.05	0.82533	629.13606	629.30617	1.99992
4.10	0.82693	629.12604	629.29518	1.99992
4.15	0.82851	629.11608	629.28433	1.99992
4.20	0.83006	629.10617	629.27361	1.99992
4.25	0.83159	629.09631	629.26301	1.99992
4.30	0.83310	629.08650	629.25252	1.99992
4.35	0.83458	629.07672	629.24212	1.99992
4.40	0.83605	629.06699	629.23182	1.99992
4.45	0.83749	629.05728	629.22160	1.99992
4.50	0.83891	629.04761	629.21145	1.99992
4.55	0.84031	629.03797	629.20138	1.99992
4.60	0.84169	629.02835	629.19136	1.99992
4.65	0.84306	629.01876	629.18141	1.99992
4.70	0.84440	629.00919	629.17151	1.99992

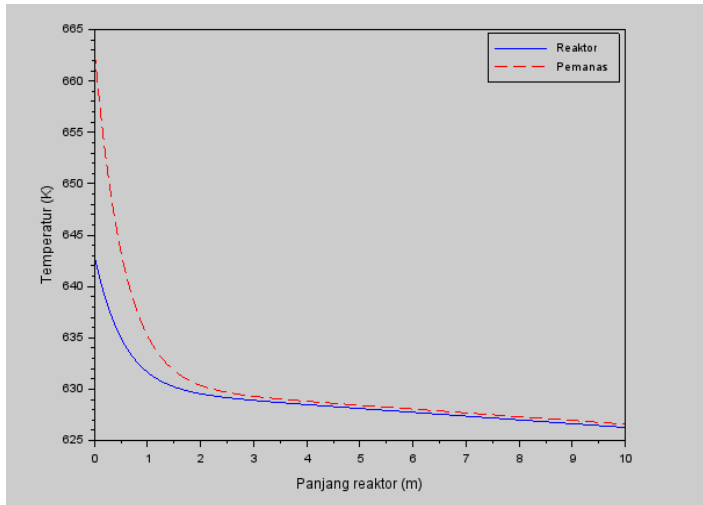
4.75	0.84573	628.99964	629.16165	1.99992
4.80	0.84704	628.99011	629.15184	1.99992
4.85	0.84833	628.98060	629.14208	1.99992
4.90	0.84960	628.97110	629.13235	1.99991
4.95	0.85086	628.96162	629.12265	1.99991
5.00	0.85210	628.95216	629.11298	1.99991
5.05	0.85333	628.94270	629.10335	1.99991
5.10	0.85454	628.93326	629.09374	1.99991
5.15	0.85574	628.92383	629.08415	1.99991
5.20	0.85692	628.91441	629.07459	1.99991
5.25	0.85808	628.90500	629.06505	1.99991
5.30	0.85924	628.89560	629.05552	1.99991
5.35	0.86038	628.88621	629.04602	1.99991
5.40	0.86150	628.87683	629.03653	1.99991
5.45	0.86262	628.86745	629.02706	1.99991
5.50	0.86372	628.85808	629.01760	1.99991
5.55	0.86480	628.84872	629.00815	1.99991
5.60	0.86588	628.83936	628.99872	1.99991
5.65	0.86694	628.83001	628.98930	1.99991
5.70	0.86799	628.82066	628.97988	1.99991
5.75	0.86903	628.81132	628.97048	1.99991
5.80	0.87006	628.80199	628.96109	1.99991
5.85	0.87108	628.79266	628.95170	1.99991
5.90	0.87209	628.78333	628.94232	1.99991
5.95	0.87308	628.77401	628.93295	1.99991
6.00	0.87407	628.76470	628.92359	1.99991
6.05	0.87504	628.75538	628.91423	1.99991
6.10	0.87601	628.74607	628.90488	1.99991
6.15	0.87697	628.73677	628.89554	1.99991
6.20	0.87791	628.72746	628.88620	1.99991
6.25	0.87885	628.71816	628.87687	1.99991
6.30	0.87978	628.70887	628.86754	1.99990
6.35	0.88070	628.69957	628.85821	1.99990
6.40	0.88161	628.69028	628.84889	1.99990
6.45	0.88251	628.68100	628.83958	1.99990
6.50	0.88340	628.67171	628.83026	1.99990

6.55	0.88428	628.66243	628.82096	1.99990
6.60	0.88516	628.65315	628.81165	1.99990
6.65	0.88603	628.64387	628.80235	1.99990
6.70	0.88689	628.63460	628.79305	1.99990
6.75	0.88774	628.62533	628.78376	1.99990
6.80	0.88858	628.61606	628.77447	1.99990
6.85	0.88942	628.60679	628.76518	1.99990
6.90	0.89025	628.59752	628.75589	1.99990
6.95	0.89107	628.58826	628.74661	1.99990
7.00	0.89189	628.57900	628.73733	1.99990
7.05	0.89269	628.56974	628.72805	1.99990
7.10	0.89350	628.56048	628.71878	1.99990
7.15	0.89429	628.55123	628.70951	1.99990
7.20	0.89508	628.54197	628.70024	1.99990
7.25	0.89586	628.53272	628.69097	1.99990
7.30	0.89663	628.52347	628.68170	1.99990
7.35	0.89740	628.51423	628.67244	1.99990
7.40	0.89816	628.50498	628.66318	1.99990
7.45	0.89892	628.49573	628.65392	1.99990
7.50	0.89967	628.48649	628.64466	1.99990
7.55	0.90041	628.47725	628.63540	1.99990
7.60	0.90115	628.46801	628.62615	1.99990
7.65	0.90189	628.45877	628.61690	1.99990
7.70	0.90261	628.44954	628.60765	1.99990
7.75	0.90333	628.44030	628.59840	1.99990
7.80	0.90405	628.43107	628.58915	1.99990
7.85	0.90476	628.42184	628.57991	1.99990
7.90	0.90547	628.41261	628.57067	1.99990
7.95	0.90617	628.40338	628.56143	1.99990
8.00	0.90686	628.39415	628.55219	1.99990
8.05	0.90755	628.38492	628.54295	1.99990
8.10	0.90824	628.37570	628.53371	1.99990
8.15	0.90892	628.36648	628.52448	1.99990
8.20	0.90959	628.35726	628.51524	1.99989
8.25	0.91027	628.34803	628.50601	1.99989
8.30	0.91093	628.33882	628.49678	1.99989

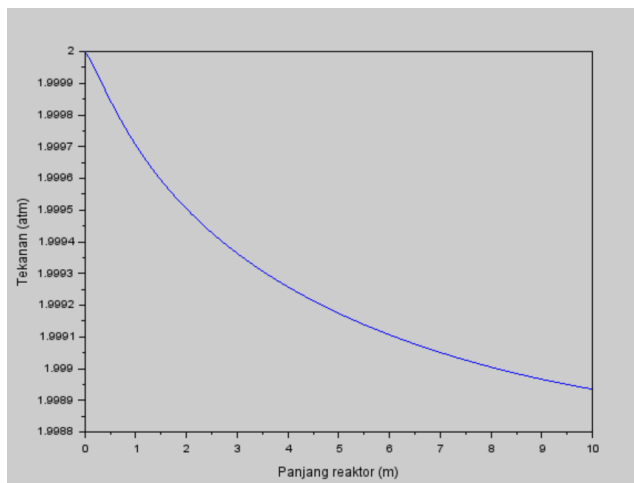
8.35	0.91159	628.32960	628.48755	1.99989
8.40	0.91225	628.32038	628.47832	1.99989
8.45	0.91290	628.31117	628.46910	1.99989
8.50	0.91355	628.30195	628.45987	1.99989
8.55	0.91420	628.29274	628.45065	1.99989
8.60	0.91484	628.28353	628.44143	1.99989
8.65	0.91547	628.27432	628.43221	1.99989
8.70	0.91610	628.26511	628.42299	1.99989
8.75	0.91673	628.25590	628.41377	1.99989
8.80	0.91736	628.24669	628.40455	1.99989
8.85	0.91798	628.23749	628.39534	1.99989
8.90	0.91859	628.22828	628.38612	1.99989
8.95	0.91920	628.21908	628.37691	1.99989
9.00	0.91981	628.20988	628.36770	1.99989
9.05	0.92042	628.20068	628.35849	1.99989
9.10	0.92102	628.19148	628.34928	1.99989
9.15	0.92162	628.18228	628.34007	1.99989
9.20	0.92221	628.17308	628.33086	1.99989
9.25	0.92280	628.16389	628.32166	1.99989
9.30	0.92339	628.15469	628.31245	1.99989
9.35	0.92397	628.14550	628.30325	1.99989
9.40	0.92455	628.13630	628.29405	1.99989
9.45	0.92513	628.12711	628.28485	1.99989
9.50	0.92570	628.11792	628.27564	1.99989
9.55	0.92627	628.10873	628.26645	1.99989
9.60	0.92684	628.09954	628.25725	1.99989
9.65	0.92741	628.09035	628.24805	1.99989
9.70	0.92797	628.08116	628.23885	1.99989
9.75	0.92853	628.07198	628.22966	1.99989
9.80	0.92908	628.06279	628.22047	1.99989
9.85	0.92963	628.05361	628.21127	1.99989
9.90	0.93018	628.04442	628.20208	1.99989
9.95	0.93073	628.03524	628.19289	1.99989
10.00	0.93127	628.02606	628.18370	1.99989



Profil Konversi terhadap Tinggi Tumpukan Katalis (m)



Profil Suhu Fluida dan Suhu Pendingin (K) terhadap tinggi tumpukan katalis (m)



Profil Tekanan (atm) terhadap tinggi tumpukan katalis (m)

NERACA MASSA

Komponen	Masuk		Terbentuk		Keluar	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
H ₂	0	0	642,58	1.295,44	642,58	1.295,44
N ₂	5,16	144,58	0	0	5,16	144,58
C ₃ H ₆	2,89	121,68	642,58	27.039,77	645,47	27.161,45
C ₃ H ₈	713,98	31.483,6	642,58	71,40	71,40	3.148,36
Total	722,03	31.749,8	642,58	28.406,61	1.364,61	31.749,83
Total (kg/jam)	31.749,83				31.749,83	

Berat Katalis

$$W = \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D_i)^2 \cdot N_t \cdot z$$

Dimana :

W = massa katalis (kg)

ρ_B = Bulk density (kg/m³)

Di = diameter dalam tube (m)

N_t = jumlah tube

z = tinggi tumpukan katalis (m)

$$W = 1106,13 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot 0,02664^2 \cdot 7000 \cdot 9,7$$

$$W = 32579,11 \text{ kg}$$

4. PERHITUNGAN PELENGKAP

a. Ukuran pipa

$$\text{IPS} = 1 \text{ inch}$$

$$\text{Diameter dalam pipa (Di)} = 1,049 \text{ inch} = 0,026645 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar pipa (Do)} = 1,32 \text{ inch} = 0,033528 \text{ m}$$

(Kern, 1983)

b. Jumlah pipa

Menghitung jumlah pipa dengan menggunakan persamaan :

$$N_t = \frac{\left[(ID_s - 1,08)^2 \cdot \frac{\pi}{4} + 0,9 \right] - \text{pitch}(ID_s - 1,08) \cdot (0,69 \cdot 1 - 0,8)}{1,223 \cdot \text{pitch}^2}$$

$$= 7000$$

c. Susunan pipa

Pada perancangan ini, dipilih susunan pipa triangular.

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

$$\begin{aligned} C' &= \text{pitch} - O_d \\ C' &= 1,65 - 1,32 \\ C' &= 0,33 \text{ in} \end{aligned}$$

Dengan :

$$\begin{aligned} C' &= \text{Clearance (in)} \\ \text{Pitch} &= \text{Jarak antar pusat pipa (in)} \\ O_d &= \text{Diameter luar pipa (in)} \end{aligned}$$

d. Diameter ekivalen

Untuk susunan pipa triangular dapat dihitung dengan menggunakan persamaan yang diperoleh dari Kern, D.Q., *Process Heat Transfer*, pp. 139, (1965)

$$De = \frac{4x\left(\frac{1}{2} P_T \times 0,86 P_T - \frac{1}{2} \pi \cdot D_o^2 / 4\right)}{\frac{1}{2} \pi \cdot D_o} \text{ in}$$

$$De = \frac{4 \times \left(\frac{1}{2} \cdot 1,65 \cdot 0,86 \cdot 1,65 - \frac{1}{2} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot 1,32^2\right)}{\frac{1}{2} \pi \cdot 1,32}$$

$$De = 1,92955414 \text{ inch} = 0,049011 \text{ m}$$

e. Diameter dalam shell

Diameter dalam shell dapat dihitung dari persamaan Tabel 9 Kern, D., Q., *Process Heat Transfer*, pp 841, (1965).

$$N_t = \frac{\left[(ID_s - 1,08)^2 \cdot \frac{\pi}{4} + 0,9\right] - \text{pitch}(ID_s - 1,08) \cdot (0,69 \cdot 1 - 0,8)}{1,223 \cdot \text{pitch}^2}$$

Sehingga nilainya sama dengan,

$$ID_s = 173,2781 \text{ inch} = 4,401264 \text{ m}$$

f. Tebal dinding shell

Tebal dinding shell dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 13-1 Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pp 251 (1959)

$$t_s = \frac{p \cdot r_i}{fE - 0,6p} + C$$

dengan,

t : Tebal reaktor minimum (in)

p : Tekanan design (psi)

E : Efisiensi sambungan

f : Maximum allowable stress (psi)

r_i : Jari - jari dalam shell (in)

C : Faktor korosi (in)

Jenis sambungan yang digunakan yaitu single-welded butt joint with hacking strip, dengan limitations longitudinal joints not over 1,25 in thick. No thickness limitations on circumferention joint. Dimana nilai efisiensi $s_e = 0,85$

Nilai efisiensi sambungan (E) didapat dari Tabel 13.2 Process Equipment Design Handbook (Brownell dan Young 1959) hal. 254.

Nilai f dari Tabel 13.1 Brownell & Young, "Process Equipment Design", pp 251 (1959).

untuk bahan Carbon Steel SA-53 Grade A di suhu maksimal 700K

$$f = 11650 \text{ psi} = 80323922,47 \text{ Pa}$$

Untuk tekanan design (P), dirancang dapat menahan 50% lebih dari tekanan operasi.

$$P_{\text{gauge}} = 150\% \times P$$

dimana

$$\text{Tekanan operasional (P)} = 1,9 \text{ atm} = 27,92 \text{ psi} = 192.518 \text{ Pa}$$

$$\text{Tekanan design (P}_{\text{gauge}}) = 2,85 \text{ atm} = 41,88 \text{ psi} = 288.776 \text{ Pa}$$

Berdasarkan Chemical Engineering Design : Principles, Practices, and Economics of Plant and Process Design (Gavin dan R 2008) hal. 985

$$C = 2 \text{ mm} = 0,079 \text{ in} = 0,002 \text{ m}$$

Berdasarkan data diatas, maka diperoleh :

$$t_s = \frac{41,88345 \times 86,63905}{11650 \times 0,85 - 0,6 \times 41,88345} + 0,07874$$

$$t_s = 0,446 \text{ in} = 0,011331 \text{ m}$$

Berdasarkan Tabel 5.4 Brownell & Young, "Process Equipment Design", pp. 87 (1959)

dipilih tebal standar shell sebesar $1/2 \text{ in} = 0,0127 \text{ m}$

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar shell (ODs)} &= \text{IDs} + 2t_s \\ &= 173,2781 + 2 \times 0,4461 \\ &= 174,1703 \text{ in} = 4,424 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell & Young, "Process Equipment Design", pp 97 (1959) dipilih

$$\text{OD shell standar} = 180 \text{ in} = 4,572 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter dalam shell standar (IDs)} &= \text{ODs standar} - 2 \cdot t_s \\ &= 180 - 2 \times 0,44612 \\ &= 179,1078 \text{ in} = 4,549 \text{ m} \end{aligned}$$

g. Jarak antar sekat (*baffle*)

Jarak antar baffle dapat dihitung dari persamaan Kern, D.Q., *Process Heat Transfer*, (1965). Jarak antar baffle biasanya tidak lebih besar dari IDs atau 1/5 dari IDs.

$$B = \frac{\text{IDs}}{5}$$

$$B = \frac{4,401264}{5}$$

$$B = 0,8803 \text{ m} = 34,66 \text{ in}$$

$$\text{Diambil baffle} = 35 \text{ in} = 0,8890 \text{ m} \quad (\text{Kern.}, \text{ pp } 129)$$

h. Koefisien perpindahan panas gabungan

- Menghitung h_i dan h_{io}

Diketahui

$$\text{IDt} = 1,049 \text{ in} = 0,0266 \text{ m} = 2,6645 \text{ cm}$$

$$\text{ODt} = 1,32 \text{ in} = 0,0335 \text{ m} = 3,3528 \text{ cm}$$

$$\text{Re} = 20.000$$

$$\mu_{\text{mix}} = 0,0002 \text{ g/cm.s}$$

$$w = 31.749,83 \text{ kg/jam}$$

$$k_{\text{thav}} = 0,0504 \text{ kJ/m.s.K}$$

$$C_{\text{ptotal}} = 9.359,65 \text{ kJ/g.K}$$

$$G_t = \frac{\text{Re} \cdot \mu_{\text{mix}}}{\text{IDt}}$$

$$G_t = \frac{20000 \times 0,000164712 \text{ g/cm.s}}{2,6645 \text{ cm}}$$

$$G_t = 1,2364 \text{ g/cm}^2 \cdot \text{s}$$

$$G_t = 44.509,07 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}$$

Dengan menggunakan persamaan yang diperoleh dari Kern, D.Q., "Process Heat Transfer", pp. 105 (1965), maka h_i dan h_{io} dapat dihitung :

$$h_i = 0,021 \frac{k_{\text{thav}}}{\text{IDt}} \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^{1/3}$$

$$h_{io} = h_i \frac{\text{IDt}}{\text{ODt}}$$

dimana,

$$Re = \frac{G_t \cdot IDt}{\mu_{mix}}$$

$$Re = \frac{1,236363053 \text{ g/cm}^2 \cdot \text{s} \times 2,66446 \text{ cm}}{0,000164712 \text{ g/cm} \cdot \text{s}}$$

$$Re = 20000$$

Nilai dari bilangan Prandlt (Pr) didapat dari Tabel Holman A-5

$$Pr = 0,7051$$

sehingga,

$$hi = 0,021 \times \frac{0,0504 \text{ kJ/m} \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{0,0266 \text{ m}} \times 20000^{0,8} \cdot 0,7051^{1/3}$$

$$hi = 97,56 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

dan untuk hio maka,

$$hio = 97,5618 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \cdot \frac{0,0266 \text{ m}}{0,0335 \text{ m}}$$

$$hio = 77,53 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

- Menghitung ho

Diketahui :

Suhu pemanas masuk	=	390	°C =	663,15	K
Konduktivitas panas	=	0,1251	W/m.K =	0,0001251	kJ/m.s.K
Cp pemanas	=	0,433	BTU/lb. °F =	1,81288	kJ/kg.K
μ pemanas	=	0,92	cP =	0,00092	kg/m.s
Massa pemanas	=	11000	kg/jam =	3,05556	kg/s
kth pemanas	=	0,000010421	kJ/m.s.K		
De	=	1,9296	in =	0,049010675	m
IDs	=	173,2781	in =	4,40126374	m
Pitch (Pt)	=	1,65	in =	0,04191	m
C'	=	0,33	in =	0,008382	m
B	=	35	in =	0,889	m

Dari persamaan 7.1 Kern, D. Q., "Process Heat Transfer", pp. 138, (1965) dapat dihitung luas penampang pada shell

$$a_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{Pt}$$

$$= \frac{173,2781 \text{ in} \cdot 0,33 \text{ in} \cdot 35 \text{ in}}{1,65 \text{ in}}$$

$$= 1.212,95 \text{ in}^2 = 0,7825 \text{ m}^2$$

Dari persamaan 7.2 Kern, D.Q., "Process Heat Transfer", pp. 138, (1965)

didapat kecepatan massa per luas pada shell

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$G_s = \frac{3,0556 \text{ kg/s}}{0,7825 \text{ m}^2}$$

$$= 3,9046 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

sehingga, h_o dapat dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0,36 \frac{kth \text{ pendingin}}{De} Re^{0,55} Pr^{1/3}$$

dimana,

$$Re \text{ pada shell} = \frac{De \cdot G_s}{\mu \text{ pemanas}}$$

$$= \frac{1,9296 \text{ in.} \cdot 3,904640314 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}}{0,00092 \text{ kg/m} \cdot \text{s}}$$

$$= 8189,364$$

$$Pr \text{ pada shell} = \frac{Cp \text{ pemanas} \cdot \mu \text{ pemanas}}{\text{konduktivitas pemanas}}$$

$$= \frac{1,81288 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K} \cdot 0,00092 \text{ kg/m} \cdot \text{s}}{0,0001251 \text{ kJ/m} \cdot \text{s} \cdot \text{K}}$$

$$= 13,3321311$$

sehingga,

$$h_o = 0,36 \times \frac{0,000010421 \text{ kJ/m} \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{0,049011 \text{ m}} \times 8189,364^{0,55} \cdot 13,33213^{1/3}$$

$$= 0,025773615 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

- Menghitung U_c dan U_D

Menggunakan persamaan yang terdapat pada buku Kern, D.Q., "Process Heat Transfer", pp. 106 - 107, (1965)

$$U_c = \frac{h_{i_o} \cdot h_o}{h_{i_o} + h_o}$$

$$= \frac{77,5321 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \times 0,0258 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}{77,5321 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} + 0,0258 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}$$

$$= 0,0258 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

$$= 92,7542 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}$$

$$= 16,3350 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{°F}$$

Berdasarkan Tabel 12 Kern, D.Q., "Process Heat Transfer", pp. 845, (1965) dapat diketahui fouling factor (Rd) untuk senyawa propane feed yaitu

$$0,003 \quad \text{jam.}^{\circ}\text{F}/\text{BTU}$$

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{U_c}{R_d \cdot U_c + 1} \\ &= \frac{16,3350 \text{ BTU}/\text{ft}^2 \cdot \text{jam.}^{\circ}\text{F}}{0,0030 \text{ jam.}^{\circ}\text{F}/\text{BTU} \cdot 16,3350 \text{ BTU}/\text{ft}^2 \cdot \text{jam.}^{\circ}\text{F} + 1} \\ &= 15,5719 \text{ BTU}/\text{ft}^2 \cdot \text{jam.}^{\circ}\text{F} \\ &= 88,4211 \text{ J}/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \\ &= 0,0884 \text{ kJ}/\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \\ &= 318,3160 \text{ kJ}/\text{m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

i. Menghitung tebal tutup reaktor

Pada reaktor ini digunakan jenis Torispherical Flanged and Dished Head dikarenakan jenis tutup ini dapat digunakan untuk proses dengan tekanan 15 - 200 psig menurut Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles" pp. 987 (2019).

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P \cdot ID_s}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + C$$

Dimana :

t_h : Tebal tutup/alas reaktor (m)

P : Tekanan dalam (Pa)

ID_s : Diameter dalam *Shell* (m)

f : Allowable stress (Pa)

E : Efisiensi sambungan

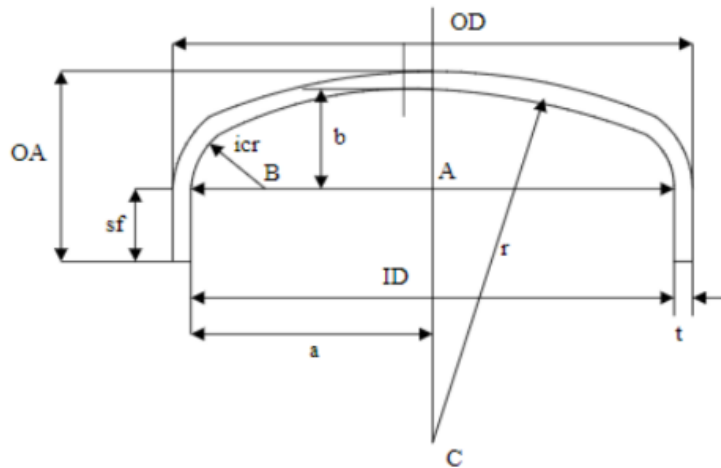
C' : Faktor Korosi (m)

Dari persamaan tersebut diperoleh tebal tutup reaktor :

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{0,885 \times 288.776 \text{ Pa} \times 4,4013 \text{ m}}{80.323.922 \text{ Pa} \times 0,85 - 0,1 \times 288.776 \text{ Pa}} + 0,0084 \text{ m} \\ &= 0,0249 \text{ m} = 0,9789 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell & Young, "Process Equipment Design", pp. 90, (1959) dipilih tutup reaktor standar yaitu 1 in = 0,0254 m

j. Menghitung tinggi penutup reaktor



Dimana :

t : tebal penutup (m)

icr : jari - jari sudut internal (m)

sf : flange lurus (m)

r : jari - jari kelengkungan (m)

OA : tinggi penutup (m)

Didapatkan dari Tabel 5.7 Brownell & Young, "Process Equipment Design", pp. 90, (1959)

$$OD = 180 \text{ in}$$

$$t = 1 \text{ in}$$

$$icr = 11 \text{ in}$$

$$r = 170 \text{ in}$$

Didapatkan dari Tabel 5.6 Brownell & Young, "Process Equipment Design", pp. 90, (1959)

pada t = 1 in dengan sf = 1,5 - 4 in

$$\text{Dipilih sf} = 3 \text{ in}$$

Tinggi tutup reaktor berbentuk torispherical head dihitung menggunakan persamaan

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

$$BC = r - icr$$

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

$$OA = th + b + sf$$

Dimana :

OA : tinggi head reaktor

maka didapatkan :

$$\begin{aligned}
 AB &= \frac{173,2781}{2} - 11 \\
 &= 75,63905 \text{ in} \\
 BC &= 170 - 11 \\
 &= 159 \text{ in} \\
 b &= 170 - \sqrt{159^2 - 75,63905^2} \\
 &= 30,14388 \\
 OA &= 0,978886 + 30,14388 + 3 \\
 &= 34,12277 \text{ in} = 0,866718 \text{ m}
 \end{aligned}$$

k. Ballast

Berdasarkan *Chemical Reactor Design for Process Plant* (Howard F. Rase), tinggi ballast berkisar $2,5 \text{ in} = 0,0635 \text{ m}$

l. Menghitung tinggi total reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi reaktor} &= \text{Tinggi Katalis} + 2 \cdot \text{Tinggi head} + 2 \cdot \text{Tinggi Ballast} \\
 &= 7,55 \text{ m} + 2 \cdot 0,8667 \text{ m} + 2 \cdot 0,0635 \\
 &= 8,4802 \text{ m}
 \end{aligned}$$

m. Menghitung tebal isolator

Tujuan ditambahkan isolator yaitu untuk menjaga kondisi operasi suhu agar tidak terpengaruh dengan suhu lingkungan serta untuk keamanan para pekerja. Asumsi yang digunakan :

1. Suhu udara luar dianggap 30°C dan suhu permukaan luar isolator 50°C .
2. Perpindahan panas terjadi pada keadaan tunak
3. Suhu dinding dalam shell sama dengan suhu pendingin
4. Perpindahan panas keadaan steady state sehingga $q_1 = q_2 = q_3 = q_4$

Perpindahan kalor yang terjadi

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

dengan

$$\begin{aligned}
 T1 &= \text{Suhu dinding dalam reaktor} & 628,4 & \text{ K} \\
 T2 &= \text{Suhu dinding luar reaktor} \\
 T3 &= \text{Suhu dinding isolator} & 323 & \text{ K} \\
 Tu &= \text{Suhu lingkungan} & 303 & \text{ K} \\
 R1 &= \text{Jari-jari dalam shell} & 2,2006 & \text{ m} \\
 R2 &= \text{Jari-jari luar shell} & 2,2120 & \text{ m}
 \end{aligned}$$

Bahan dinding reaktor adalah Carbon Steel SA-53 Grade A dengan spesifikasi

$$\text{Suhu operasi maksimum} = 900 \text{ } ^\circ\text{F} = 482,2222 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Emisivitas } (\epsilon_s) = 0,25$$

$$\text{Konduktivitas panas } (k_s) = 44 \text{ W/m.}^\circ\text{C} = 44 \text{ W/m.K}$$

(Table A-10, Holman, 1986)

Bahan isolasi yang dipakai adalah *asbestos* dengan spesifikasi dari Tabel A-2 Holman sebagai berikut :

$$\text{Konduktivitas panas } (k_s) = 0,161 \text{ W/m.}^\circ\text{C} = 0,161 \text{ W/m.K}$$

$$\text{Densitas bahan} = 57 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Cp}_{is} = 0,81 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}$$

Bila suhu lingkungan diasumsikan $30 \text{ } ^\circ\text{C}$ dan diinginkan suhu permukaan luar isolator $50 \text{ } ^\circ\text{C}$ maka suhu $T_{\text{bulk}} (T_f)$

$$T_f = \frac{T_3 + T_u}{2}$$

$$T_f = \frac{323+303}{2}$$

$$T_f = 313 \text{ K} = 40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Sifat fisis udara pada 40°C (313 K) didapat dari Tabel A-5, Holman, 1986

$$\text{Kecepatan aliran gas } (v) = 0,000017008 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\text{Konduktivitas termas gas } (k) = 0,0272 \text{ W/m.K}$$

$$\text{Bilangan Prandtl} = 0,7051$$

$$\text{Data tambahan} =$$

$$\beta = \frac{1}{T_f}$$

$$\beta = \frac{1}{313 \text{ K}}$$

$$\beta = 0,0032 \text{ K}^{-1}$$

Bilangan Grashoff :

$$\text{Gr} = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_u) \cdot L^3}{v^2}$$

$$\text{Gr} = \frac{9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 0,0032 \text{ K}^{-1} \cdot (323 \text{ K} - 303 \text{ K}) \cdot (3,98 \text{ m})^3}{(1,7008 \times \frac{10^{-5} \text{ m}^2}{\text{s}})^2}$$

$$\text{Gr} = 1,36694\text{E}+11$$

Maka

$$\begin{aligned} Ra &= Gr \cdot Pr \\ &= 1,36694E+11 \times 0,7051 \\ &= 96382788338 \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan nilai $Gr > 10^9$, berdasarkan Tabel 7.1 Holman maka didapatkan nilai

$$\begin{aligned} C &= 0,021 \\ m &= \frac{2}{5} \end{aligned}$$

dengan menggunakan persamaan 7-34 Holman

$$\begin{aligned} Nu &= \frac{1}{C^{(1+m)}} (Gr \cdot Pr)^{\frac{m}{(1+m)}} \\ &= 0,021^{\frac{1}{(1+0,4)}} (9,6319 \times 10^{10})^{\frac{0,4}{(1+0,4)}} \\ &= 87,0541 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hc &= Nu \cdot k \\ &= 87,0541 \times 0,0272 \\ &= 2,3679 \text{ W/m}^2 \text{ K} \end{aligned}$$

Perpindahan panas konduksi shell

$$\begin{aligned} q_k &= \frac{2\pi \cdot k_s \cdot L \cdot (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)} \\ &= \frac{2\pi \times 44 \times 9,7 \times (635,4414 - T_2)}{\ln\left(\frac{2,211963}{2,200632}\right)} \\ q_k &= 255.254.591 - 406.198 T_2 \end{aligned}$$

Perpindahan panas konduksi isolator

$$\begin{aligned} q_i &= \frac{2\pi \cdot k_{is} \cdot L \cdot (T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)} \\ &= \frac{2\pi \times 0,161 \times 9,7 \times (T_2 - 323 \text{ K})}{\ln\left(\frac{R_3}{2,211963}\right)} \end{aligned}$$

$$= \frac{7,633654 T_2 - 2465,67}{\ln\left(\frac{R_3}{2,211963}\right)}$$

Perpindahan panas konveksi isolator-udara

$$q_c = h_c \cdot 2\pi \cdot R_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_u)$$

$$q_c = 2,3678 \times 2 \times 3,14 \times R_3 \times 9,7 \times (T_3 - 303 \text{ K})$$

$$q_c = 2245,404844 R_3$$

Untuk menghitung tebal isolator maka :

$$q_c = q_k$$

$$2245,404844 R_3 = \frac{2 \times 3,14 \times 44 \times 9,7 \times (635,4414 - T_2)}{\ln\left(\frac{2,211963}{2,200632}\right)}$$

$$2245,404844 R_3 = 255254591 - 406197,6 T_2$$

$$T_2 = 628,4 - 0,005528 R_3$$

$$q_c = q_i$$

$$2245,404844 R_3 = \frac{7,633654 T_2 - 2465,67}{\ln\left(\frac{R_3}{2,211963}\right)}$$

$$2245,404844 R_3 = \frac{9,807476(635,5514 - 0,0055279 R_3) - 3167,8147}{\ln\left(\frac{R_3}{2,211963}\right)}$$

$$1635,725383 R_3 = \frac{2331,318 - 0,042198 R_3}{\ln\left(\frac{R_3}{2,211963}\right)}$$

$$1635,767581 R_3 \times \ln\left(\frac{R_3}{2,211963}\right) = 2331,318$$

maka dengan menggunakan goal seek didapat :

$$R_3 = 3,3745 \text{ m}$$

$$T_2 = 628,4 \text{ K} = 355,2 \text{ C}$$

Sehingga didapat tebal isolator = $R_3 - R_2$

$$= 1,1738 \text{ m}$$

NERACA PANAS

$$Q_{in} - Q_{out} + Q_{reaksi} + Q_{Pemanas} = 0$$

$$\sum ni \int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_p dT|_{in} - \sum ni \int_{T_{ref}}^{T_{out}} C_p dT|_{out} + \Delta H_R + Q_{pemanas} = 0$$

Data specific heat capacity (Cp) untuk masing-masing komponen dapat dilihat pada tabel berikut

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$				
	A	B	C	D	E
Hidrogen	25,399	0,0202	-3,85E-05	3,19E-08	-8,76E-12
Nitrogen	29,342	-0,00354	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
Propilen	31,298	0,0724	0,000195	-2,16E-07	6,3E-11
Propana	28,277	0,116	0,000196	-2,33E-07	6,87E-11

(Yaws, 1999)

Untuk aliran panas masuk dihitung berdasarkan nilai specific heat (Cp) yang disajikan diatas dan data aliran komponen masuk dan keluar. Data disajikan pada tabel sebagai berikut:

Komponen	BM	Masuk		Keluar	
	(kg/mol)	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
H2	2,016	-	-	642,58	1.295,44
N2	28,01	5,16	144,58	5,16	144,58
C3H6	42,08	2,89	121,68	645,47	27.161,45
C3H8	44,096	713,98	31.483,57	71,40	3.148,36
Total			31.749,83		31.749,83

Komponen	Qin (kJ/jam)	Qout (kJ/jam)
H2	-	6.056.648,0557
N2	52.530,9857	49.139,8363
C3H6	88.627,8725	18.226.282,9625
C3H8	25.847.732,3462	2.378.795,0608
Total	25.988.891,2045	26.710.865,9153

Untuk menghitung panas reaksi (ΔH_r) dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$\Delta Hr = (\Delta H_f^\circ 298 + \int \sum C_{pi} dT T298) \times \text{mol yang bereaksi}$$

Tabel data $\Delta H_f^\circ 298$ dan $\Delta G_f^\circ 298$ untuk tiap-tiap komponen dapat dilihat pada tabel berikut :

Komponen	$\Delta H_f^\circ 298$ (kJ/mol)	$\Delta G_f^\circ 298$ (kJ/jam)
C3H8 (A)	-103,85	-23,47
C3H6 (B)	20,42	62,72
H2 (C)	0	0

(Yaws, 1999)

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ (298) &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= 20,42 - (-103,85) \\ &= 124,27 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \sum C_{pi} dT &= (28,277) + (1,1600 \times 10^{-1} T) + (1,959 \times 10^{-4} T^2) + (-2,3271 \times 10^{-7} T^3) + \\ &+ (6,8669 \times 10^{-11} T^4) + (31,298) + (7,2449 \times 10^{-2} T) + (1,9481 \cdot 10^{-4} T^2) + \\ &+ (-2,1582 \times 10^{-7} T^3) + (6,2974 \times 10^{-11} T^4) + (25,399) + (2,0178 \times 10^{-2} T) \\ &+ (-3,8549 \times 10^{-5} T^2) + (3,1880 \times 10^{-8} T^3) + (-8,7585 \times 10^{-12} T^4) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \sum C_{pi} dT &= (84,9740) + (2,0863E-01 \cdot T) + (3,5223E-04 \cdot T^2) - (4,1665E-07 \cdot T^3) + \\ &+ (1,2288E-10 \cdot T^4) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \sum C_{pi} dT &= \int_{T_r}^{T_{avg}} (84,9740) + (2,0863E - 01 \cdot T) + (3,5223E - 04 \cdot T^2) - \\ &+ (4,1665E - 07 \cdot T^3) + (1,2288E - 10 \cdot T^4) dT \end{aligned}$$

Data T_{out} , T_{in} , T_r , mol yang bereaksi adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} T_{out} &= 628,4 \text{ K} \\ T_{in} &= 648,15 \text{ K} \\ T_r &= 298,15 \text{ K} \\ n &= 642,5801 \text{ Kmol/jam} \end{aligned}$$

Persamaan neraca panas dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$Q = \sum n_i \int_{T_r}^T C_p dT$$

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

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

$$\Delta H_f^\circ (298) = 124,27 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned}
 T_{avg} &= \frac{(T_{in} + T_{out})}{2} \\
 &= \frac{648,15 + 628,4}{2} \\
 &= 638,275 \text{ K}
 \end{aligned}$$

$$\int_{T_R}^{T_{avg}} \sum C_{p_i} dT = 75.919,5341 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_r = (\Delta H_f^{\circ} 298 + \int \sum C_{p_i} dT T 298) \times \text{Mol yang bereaksi}$$

$$\Delta H_r = 48.881.737,5729 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{loss} = Q_{in} - Q_{out} + Q_{pemanas} - Q_{out} + \Delta H_r$$

$$Q_{loss} = 50.536.406,6356 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung panas pemanas pada reaktor

$$\text{Massa Pemanas} = 11.000 \text{ Kg/jam}$$

$$T_{cin} = 663,15 \text{ K}$$

$$T_{cout} = 628,63 \text{ K}$$

$$T_r = 298,15 \text{ K}$$

$$C_p = (143437 + 372,894.T + 0,111497.T^2) \cdot 10^{-3} \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_c = M \times C_p \times (T_{cin} - T_{cout})$$

$$= - 2.097.841,8322$$

$$Q_{cin} = M \times C_p \times (T_{cin} - T_{ref})$$

$$= 43.608.190,6819$$

$$Q_{cout} = M \times C_p \times (T_{ref} - T_{cout})$$

$$= 41.231.546,9083$$

Tabel Neraca Panas

Neraca Panas			
Masuk		Keluar	
Q _{in}	25.988.891,20	Q _{out}	26.710.865,92
Q _{cin}	43.608.190,68	Q _{cout}	41.231.546,91
Kalor reaksi	48.881.737,57	Q _{loss}	50.536.406,64
Total	118.478.819,46	Total	118.478.819,46

RINGKASAN REAKTOR

Fungsi	: Mereaksikan Propane (C ₃ H ₈) dalam fasa gas untuk menghasilkan produk Propylen (C ₃ H ₆).
Fase	: Gas-gas, Katalis Padat
Jenis Reaktor	: Non- Adiabatik, Non-Isothermal
Tipe Reaktor	: <i>Fixed Bed Multi Tube</i>
Pendingin	: Dowtherm A
	Tc in = 390,00 °C = 663,15 K
	Tc out = 350,63 °C = 628,63 K
	Massa pemanas = 11000 kg
Kondisi Operasi	: Tin = 643,15 K = 370 °C
	Tout = 628,40 K = 350,25 °C
	P = 1,9 atm

Dimensi Reaktor :

a. Reaktor

Tinggi tumpukan katalis	=	7,55	m
Tinggi head	=	0,8667	m
Tinggi ballast	=	0,0635	m
Tinggi total reaktor	=	8,4802	m
Tebal isolator	=	1,1738	m
Diameter total reaktor	=	5,7458	m

b. Shell

IDs	=	4,5493	m
ODs	=	4,5720	m

c. Tube

IDt	=	0,0266	m
ODt	=	0,0335	m

Bahan Konstruksi : *Carbon Stell SA-53 Grade A*

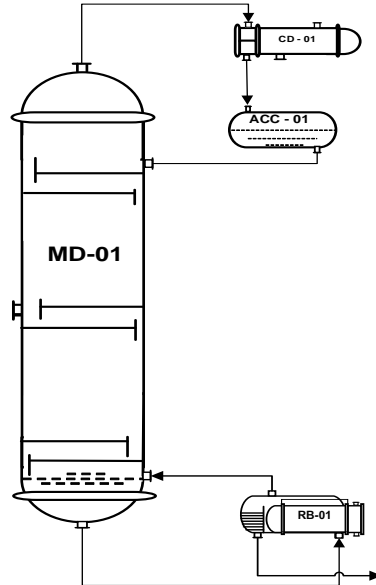
Jumlah : 1 unit

MENARA DISTILASI (MD-01)

Tugas : Memisahkan Propilen (C_3H_6) dari Propana (C_3H_8) dengan kemurnian 99,5%
dengan laju alir sebesar : 30309,81 kg/jam

Jenis : *Sieve Tray Distillation Tower*

Sketsa alat :



Data :

Tekanan = 18 atm

Tabel 1. Komposisi umpan masuk dari neraca massa

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	fraksi mol
C_3H_6	42,080	645,47	27.161,5	0,900
C_3H_8	44,096	71,40	3.148,4	0,100
Total		716,87	30.309,8	1,000

Tabel 2. Komposisi distilat dari neraca massa

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	fraksi mol
C_3H_6	42,080	642,24	#####	0,995
C_3H_8	44,096	3,08	135,81	0,005
Total		645,32	#####	1,000

Tabel 3. Komposisi bottom dari neraca massa

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	fraksi mol
C_3H_6	42,080	3,227	135,81	0,045
C_3H_8	44,096	68,318	3.012,55	0,955

Total		71,545	3.148,36	1,000
-------	--	--------	----------	-------

Sifat fisis komponen

	Komp	Titik Didih (°C)	Titik Kritis (°C)	BM
LK	C ₃ H ₆	-47,72	239,49	42,08
HK	C ₃ H ₈	-42,10	96,70	44,096

Tekanan Uap murni didekat dengan persamaan Antoine (Yaws)

$$\log_{10} P_o = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Tabel 4. Data tekanan uap murni

Komponen	A	B	C	D	E
C ₃ H ₆	24,539	-1507,2	-6,48	-4,28E-11	5,5E-06
C ₃ H ₈	21,4469	-1462,7	-5,261	3,28E-11	3,73E-06

(Yaws, 1999)

Rapat Massa Fase Cair

Dihitung dengan persamaan:

$$\rho = AB^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)n} \quad (\text{Yaws, 1999})$$

Keterangan:

P = Rapat massa fase cair (kg/m³)

T = Suhu operasi (K)

T_c = Suhu kritis (K)

A, B, n = Konstanta

Tabel 5. Data Rapat massa fase cair

Komponen	A	B	n	T _c
C ₃ H ₆	0,23314	0,27517	0,30246	364,76
C ₃ H ₈	0,22151	0,27744	0,287	369,82

Tegangan Muka

Dihitung dengan persamaan

$$\text{sigma} = A\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \quad (\text{Yaws, 1999})$$

Keterangan :

T = Suhu operasi (K)

T_c = Suhu kritis (K)

Sigma = Tegangan muka (dyne/cm)

A, n = Konstanta

Tabel 6. Data Tegangan muka

Komponen	A	T _c	n
C ₃ H ₆	58,467	364,76	1,2058
C ₃ H ₈	49,624	369,82	1,192

Viskositas Fase Cair

Dihitung dengan persamaan

$$\log n_{\text{liq}} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

(Yaws, 1999)

Keterangan :

n_{liq} = Viskositas fase cair (cp)

T = Suhu Operasi (K)

A, B, C, D = Konstanta

Tabel 7. Viskositas fase cair

Komponen	A	B	C	D
C ₃ H ₆	-5,1758	429,82	0,018611	-3,17E-05
C ₃ H ₈	-3,1759	297,12	9,5,E-03	-1,88E-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 $K_i = P_i/P_{\text{total}}$

Kondisi Operasi

a. Komponen kunci

Dipilih :

- Kunci ringan (*light key component*, lk) dipilih C₃H₆

- Kunci berat (*heavy key component, hk*) dipilih C_3H_8

b. Kondisi Operasi umpan

$$P_T = 18,10 \text{ atm}$$

Suhu dihitung menggunakan goal seek sampai diperoleh $\sum y_i = \sum K_i \cdot x_i = 1$

Tabel 8. Kondisi Operasi Umpan

Komponen	kmol/jam	x_i	P^o (atm)	$K_i = \frac{P_i}{P_{total}}$	$y_i = k_i \cdot x_i$	$\alpha_i = \frac{K_i}{K_{hk}}$
C_3H_6	645,4717	0,9004	18,408	1,0170	0,9157	1,2021
C_3H_8	71,3978	0,0996	15,313	0,8460	0,0843	1,0000
Total	716,8695	1,0000	33,721	1,8631	1,0000	2,2021

$$\text{Diperoleh suhu didih umpan } (T_{didih}) = 45,648 \text{ } ^\circ\text{C} = 318,648 \text{ K}$$

c. Kondisi Operasi atas

1. Suhu embun

$$P_T = 18,00 \text{ atm}$$

Dihitung menggunakan goal seek sampai diperoleh $\sum x_i = \sum y_i / k_i = 1$

Tabel 9. Kondisi Operasi atas (suhu embun)

Komponen	kmol/jam	y_i	P^o (atm)	$K_i = \frac{P_i}{P_{total}}$	$X_i = \frac{y_i}{k_i}$	$\alpha_i = \frac{K_i}{K_{hk}}$
C_3H_6	642,244	0,995	18,017	1,001	0,994	1,202
C_3H_8	3,080	0,005	14,984	0,832	0,006	1,000
Total	645,324	1,000	33,002	1,833	1,00	2,202

$$\text{Diperoleh suhu Embun distilat } (T_{embun}) = 44,671 \text{ } ^\circ\text{C} = 317,671 \text{ K}$$

2. Suhu didih

$$P_T = 18,0 \text{ atm}$$

Dihitung menggunakan goal seek sampai diperoleh $\sum y_i = \sum k_i \cdot x_i = 1$

Tabel 10. Kondisi Operasi atas (suhu didih)

Komponen	kmol/jam	x_i	P^o (atm)	$K_i = \frac{P_i}{P_{total}}$	$y_i = k_i \cdot x_i$	$\alpha_i = \frac{K_i}{K_{hk}}$
C_3H_6	642,244	0,995	18,014	1,001	0,996	1,202
C_3H_8	3,080	0,005	14,982	0,832	0,004	1,000
Total	645,324	1,000	32,996	1,833	1,000	2,202

$$\text{Diperoleh suhu didih distilat (T}_{\text{didih}}) = 44,514 \text{ } ^\circ\text{C} = 317,664 \text{ K}$$

d. Kondisi Operasi Bawah

$$P_T = 18,20 \text{ atm}$$

Dihitung menggunakan goal seek sampai diperoleh $\sum y_i = \sum k_i \cdot x_i = 1$

Tabel 11. Kondisi Operasi Bawah

Komponen	kmol/jam	x_i	P^o (atm)	$K_i = \frac{P_i}{P_{\text{total}}}$	$y_i = k_i \cdot x_i$	$\alpha_i = \frac{K_i}{K_{hk}}$
C_3H_6	3,227	0,045	21,654	1,190	0,054	1,201
C_3H_8	68,318	0,955	18,037	0,991	0,946	1,000
Total	71,545	1,000	39,690	2,181	1,000	2,201

$$\text{Diperoleh suhu didih residu (T}_{\text{didih}}) = 53,217 \text{ } ^\circ\text{C} = 326,217 \text{ K}$$

e. Relatif Volatilitas Rata-rata (α_{avg})

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\alpha_{\text{avg}} = \sqrt{\alpha_{\text{top}} \times \alpha_{\text{bottom}}}$$

(Towler, 2008)

Keterangan :

α_{avg} = Volatilitas relatif rata-rata

α_{top} = Volatilitas relatif pada distilat

α_{bottom} = Volatilitas relatif pada bottom

Dengan menggunakan persamaan diatas, didapatkan relative volatilitas rata-rata sebagai berikut :

Tabel 12. Relative Volatilitas Rata-rata

Komponen	α_{top}	α_{bottom}	α_{avg}
C_3H_6	1,202	1,201	1,201
C_3H_8	1,000	1,000	1,000
Total	2,202	2,201	2,201

$$\alpha_{\text{distilat}} = \frac{K_{lk}}{K_{hk}}$$

$$\alpha_{\text{distilat}} = \frac{1,001}{1,000} = 1,001$$

$$\alpha_{\text{distilat}} = \frac{0,832}{1,202}$$

$$\alpha_{\text{bottom}} = \frac{K_{lk}}{K_{hk}}$$

$$\alpha_{\text{bottom}} = \frac{1,190}{0,991} = 1,201$$

$$\alpha_{\text{rata-rata}} = \sqrt{\left(\frac{K_{lk}}{K_{hk}}\right)^D \left(\frac{K_{lk}}{K_{hk}}\right)^B}$$

$$\alpha_{\text{rata-rata}} = 1,201$$

f. Koreksi *light key component* dan *heavy key component*

Adapun pilihan komponen kunci adalah sebagai berikut :

$$\text{light key} = \text{C3H6}$$

$$\text{heavy key} = \text{C3H8}$$

Menentukan distribusi komponen menggunakan persamaan shiras :

$$\frac{x_{jD}D}{x_{jF}F} = \left[\frac{(\alpha_j - 1) \cdot x_{LKD}D}{(\alpha_{LK} - 1) \cdot x_{LK}F} + \frac{(\alpha_{LK} - \alpha_j) \cdot x_{HKD}D}{(\alpha_{LK} - 1) \cdot x_{HK}F} \right]$$

(Treyball, 1981)

Keterangan :

D = Laju alir mol pada distilat

F = Laju alir mol pada umpan

x_{jD} = Fraksi mol komponen j pada distilat

x_{lkD} = Fraksi mol komponen kunci ringan pada distilat

x_{hkD} = Fraksi mol komponen kunci berat pada distilat

x_{jF} = Fraksi mol komponen j pada umpan

x_{lkF} = Fraksi mol komponen kunci ringan pada umpan

x_{hkF} = Fraksi mol komponen kunci berat pada umpan

α_j = Volatilitas komponen

α_{lk} = Volatilitas komponen kunci ringan

Syarat :

- Jika nilai $\frac{x_{jD}D}{x_{jF}F}$ berada pada $-0,01 < \frac{x_{jD}D}{x_{jF}F} < 1,01$ maka komponen tersebut akan

terdistribusi sebagai hasil atas dan hasil bawah

- Jika $\frac{x_{jD}D}{x_{jF}F} > 1,01$ maka komponen hanya terdistribusi sebagai hasil atas
- Jika $\frac{x_{jD}D}{x_{jF}F} < -0,01$ maka komponen hanya terdistribusi sebagai hasil bawah

Dengan memasukan data-data yang sudah ada, maka didapatkan hasil distribusi masing-masing komponen sebagai berikut :

Tabel 13. Distribusi Komponen

Komponen	Fi (kmol/jam)	Di (kmol/jam)	α_{avg}	$\frac{x_{jD}D}{x_{jF}F}$	Distribusi
C3H6	645,472	642,244	1,201	0,995	Atas Bawah
C3H8	71,398	3,080	1,000	0,0431	Atas Bawah
Total	716,870	645,324	2,201	1,0381	

2. Jumlah Plate minimum (Nmin)

Dihitung dengan persamaan feenske :

$$N_{min} = \frac{\log \left[\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right]_D \times \log \left[\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right]_B}{\log \alpha_{avg}}$$

(Towler, 2008 halaman 675)

Keterangan :

x_{lk} = Fraksi mol komponen kunci ringan

x_{hk} = Fraksi mol komponen kunci berat

D = Distilat

B = Residu

α_{avg} = Volatilitas relative rata-rata

Sehingga :

$$S_m = \frac{\log \left(\frac{0,994}{0,006} \right) \times \log \left(\frac{0,955}{0,045} \right)}{\log 1,201}$$

$$s_m = 44,72$$

$$N_{min} + 1 = s_m$$

$$N_{min} = s_m - 1$$

$$N_{min} = 44,72 - 1$$

$$N_{\min} = 43,72$$

3. Refluks Minimum

Persamaan yang digunakan untuk menentukan refluks minimum adalah dengan persamaan Underwood

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{iF}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad (\text{Towler,2008})$$

Karena feed yang masuk adalah liquid pada boiling point, maka $q = 1$. Substitusi persamaan diatas menjadi :

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{iF}}{\alpha_i - \theta} = 0 \quad (\text{Towler,2008})$$

Untuk menghitung refluks minimum, digunakan persamaan Underwood:

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{iD}}{\alpha_i - \theta} = R_{\min} + 1 \quad (\text{Towler,2008})$$

Untuk menghitung nilai refluks minimum dicari dengan cara trial nilai θ sampai diperoleh nilai persamaan diatas sama dengan nol.

Keterangan :

- R_{\min} = Refluks minimum α_i = Volatilitas relative rata-rata komponen i
 q = Kondisi fase umpan x_{iD} = Fraksi komponen i pada distilat
 = 1 (cairan jenuh) x_{iF} = Fraksi komponen i pada umpan
 = 0 (uap jenuh)
 Θ = Parameter Underwood

Nilai θ ditrial hingga $\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{iF}}{\alpha_i - \theta} = 0$

$$\text{Trial } \theta = 1,0170$$

Tabel 14. Trial nilai θ

Komponen	Fraksi mol	$\alpha = \frac{K_i}{K_{hk}}$	$\alpha_i \cdot X_i$	$\alpha_i - \theta$	$\frac{\alpha_i \cdot X_i}{\alpha_i - \theta}$
C3H6	0,9004	1,2021	1,0824	0,1851	5,8478
C3H8	0,0996	1,0000	0,0996	-0,0170	-5,8478
Total	1,0000	2,2021	1,1820	0,1681	0,00

Refluks rasio minimum berdasarkan *chemical engineering design* Towler,G., Ray Sinnott, 2008

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot (x_i)D}{\alpha_i - \theta} = R_{min} + 1$$

Tabel 15. Refluks rasio minimum

Komponen	Fraaksi mol	$\alpha = \frac{K_i}{K_{hk}}$	$\alpha_i \cdot X_i$	$\alpha_i - \theta$	$\frac{\alpha_i \cdot X_i}{\alpha_i - \theta}$	Syarat
C3H6	0,994	1,202	1,196	0,385	3,104	N/Nmin ->1,8-2,5
C3H8	0,006	1,000	0,006	-0,017	-0,337	R/Rmin ->1,2-1,3
Total	1,000	2,202	1,201	0,368	2,767	

Rmin*1,25

$$R_{min} + 1 = 2,767$$

Rmin-R/R+1

$$R_{min} = 1,767$$

R/Rmin

4. Refluks Operasi

Refluks rasio operasi berkisar antara 1,2 sampai 1,5 Rmin (Towler, G., Ray Sinnott, 2008, "Chemical Engineering Design", Elsevier, San Diego, hal : 644).

Asumsi :

$$\begin{aligned} \text{Refluks operasi (Rop)} &= 1,5 \times R_{min} \\ &= 1,5 \times 1,767 \\ &= 2,65 \end{aligned}$$

$$\frac{R}{R_{min}} = \frac{2,6505}{1,7670}$$

$$\frac{R}{R_{min}} = 1,5 \quad (\text{memenuhi syarat})$$

5. Jumlah Plate Ideal

Diperoleh dengan kolerasi Gililand, grafik diperoleh dari Ludwig, E.E., 1987, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant", Gulf Publishing, Houston, Ed III, Vol. 2, hal: 30.

$$\begin{aligned} \frac{R_{op} - R_{min}}{R_{op} + 1} &= \frac{a - b}{a + b} \\ \frac{2,65 - 1,767}{2,65 + 1} &= 0,242 \end{aligned}$$

(L/D) _{min}	(L/D)	S _M	S
0.8			
0.9			
1.0			

(L/D)_{min} = Minimum Reflux Ratio
(L/D) = Actual Reflux Ratio
S_M = Theoretical Stages at Minimum Reflux
S = Theoretical Stages at Actual Reflux, including Reboiler and Partial

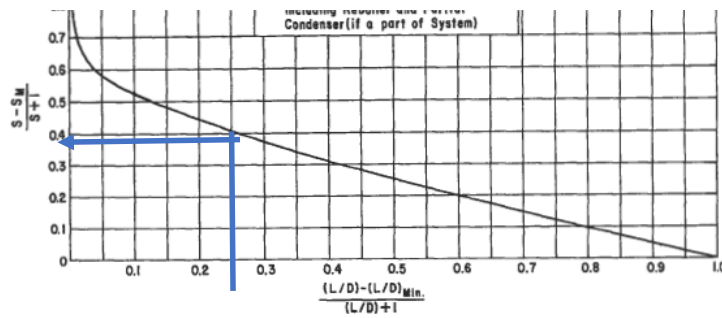


Figure 8-24A. Correlation of theoretical plates with reflux ratio.

Gambar 1. Grafik Gilliland

Diperoleh dari grafik Gilliland (Ludwig,1987), Diperoleh :

$$\frac{N_{ideal} - N_{min}}{N_{ideal} + 1} = 0,39$$

$$\frac{N_{ideal} - 43,72}{N_{ideal} + 1} = 0,39$$

$$N_{ideal} - 43,72 = 0,39 N_{ideal} + 0,39$$

$$0,61 N_{ideal} = 44,11$$

$$N_{ideal} = 72,32$$

6. Effisiensi Plate

Effisiensi plate dihitung berdasarkan pendekatan O'Connell.

$$E_o = 51 - 32 \log(\mu_a \alpha_a) \quad (\text{Towler, 2008 hal 701})$$

Keterangan :

μ_a = Viskositas rerata cairan (mNs/m^2)

α_a = Volatilitas relative komponen kunci ringan

Tabel 16. Effisiensi Plate

Komponen	xi	α	μ	$xf.\mu.\alpha$
C3H6	0,9004	1,2021	0,0774	0,0837
C3H8	0,0996	1,0000	0,0778	0,0078
Total	1,0000	2,2021	0,1552	0,0915

Dengan menggunakan pendekatan O'Connell, $xf.\mu.\alpha = 0,0915$ diperoleh effisiensi plate sebagai berikut :

$$E_o = 51 - 32 \log (0,0915)$$

$$E_o = 84,234 \%$$

7. Jumlah Plate Actual

$$N_{act} = \frac{N}{E}$$

(Towler,2008 hal 699)

Keterangan :

Naktual = Jumlah Plate aktual

Nideal = Jumlah Plate ideal

Sehingga :

$$N_{aktual} = \frac{72,315}{0,842} = 85,9 = 86 \quad \frac{N_{aktual}}{N_{min}} = 1,964 \quad (\text{memenuhi syarat})$$

8. Letak Plate umpan (*feed tray*)

Dihitung dengan persamaan Kirk bridge:

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \times \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \times \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_F \times \left(\frac{x_B, LK}{x_D, HK} \right)^2 \right]$$

Keterangan :

Nr = Jumlah plate pada rectifying/enriching

Ns = Jumlah plate pada stripping

B = Kecepatan mol residu (kmol/jam).

D = Kecepatan mol distilat (kmol/jam).

xf = Fraksi mol umpan

xB = Fraksi mol residu

xD = fraksi mol distilat

Sehingga :

$$\log \left(\frac{N_r}{N_s} \right) = 0,206 \log \left[\left(\frac{71,545}{645,32} \right) \times \left(\frac{0,0996}{0,9004} \right) \times \left(\frac{0,045}{0,005} \right)^2 \right] = 0,008$$

$$\frac{N_r}{N_s} = 10^{0,008} = 1,019$$

$$N_r = 1,019 N_s$$

$$N_r + N_s = 86$$

$$N_s = \frac{86}{1 + 1,019} = 42,52 = 43$$

$$N_r = 86 - 43 = 43$$

Maka, Menara Distilasi terdiri dari :

Seksi enriching (Nr) = 42

Kondensor = 1

Sehingga umpan masuk pada plate ke

Reboiler	=	1	42 dari bawah
Seksi Striping	=	42	

9. Diameter dan tinggi menara

Dihitung berdasarkan kecepatan flooding, kondisi dievakuasi pada puncak menara dan dasar menara

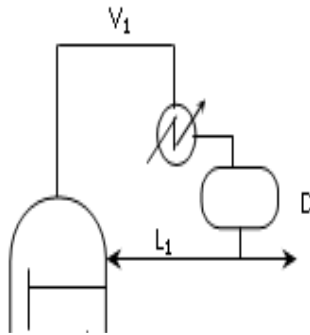
a. Puncak Menara

Sketsa permasalahan

Tekanan = 18,00 atm

Suhu uap = 317,671 K = 44,671 °C

Suhu cairan = 317,664 K = 44,664 °C



Neraca Massa :

$$V_1 = L_0 + D$$

$$V_2 = L_1 + D$$

$$V_1 = L_0 + D$$

$$V_n = L_{n-1} + D$$

$$V_{n+1} = L_n + D$$

Untuk aliran konstanta molal

$$\text{Gambar 2. Sketsa Puncak Menara } V_1 = V_1 = V_n = V_{n+1} = V$$

$$L_0 = L_1 = L_2 = L_n = L$$

Keterangan :

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 :

$$V = L_o + D$$

$$\frac{L_o}{D} = R_{op}$$

$$V = (R_{op} + 1) D$$

$$= (2,65 + 1) \times 645,324 = 2.355,73 \text{ kmol/jam}$$

$$L_o = V - D$$

$$= 2.355,73 - 645,32$$

$$= 1.710,40 \text{ kmol/jam}$$

Komposisi uap

Fraksi mol uap = fraksi mol distilat karena kondensor total, maka komposisi uap dapat dihitung berdasarkan persamaan :

$$V_i = y_i \times V$$

Keterangan :

V = Kecepatan mol uap total (kmol/jam)

V_i = Kecepatan mol masing-masing komponen uap (kmol/jam)

y_i = Fraksi mol masing-masing komponen

Tabel 17. Komposisi Uap Puncak Menara

Komponen	y_i	kmol/jam	BM	kg/jam
C3H6	0,9952	2.344,48	42,080	98.655,92
C3H8	0,0048	11,24	44,096	495,76
Total	1,0000	2.355,73		99.151,67

Komposisi cair

Dihitung menggunakan persamaan :

$$L_i = V_i - D_i$$

Keterangan :

L_i = Kecepatan mol masing masing komponen cair (kmol/jam)

D_i = Kecepatan mol masing masing komponen distilat (kmol/jam)

Tabel 18. Komposisi Cair Puncak Menara

Komponen	kmol/jam	fraksi mol	BM	kg/jam	fraksi massa
C3H6	1.702,24	0,9952	42,080	71.630,27	0,9950
C3H8	8,1629	0,0048	44,096	359,95	0,0050
Total	1.710,40	1,0000		71.990,22	1,0000

Tinjauan fase uap

Tekanan = 18,00 atm

Suhu Operasi = 317,67 K = 44,67 C

Massa molekul campuran ($B_{m_{\text{campuran}}}$)

$$\begin{aligned}
 B_{m_{\text{campuran}}} &= \frac{\text{Kecepatan massa uap total}}{\text{Kecepatan mol uap total}} \\
 &= \underline{\underline{99.151,67}} \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$= \frac{2.355,73 \text{ kmol/jam}}{42,090} \text{ kg/kmol}$$

Rapat Massa Uap (ρ_g)

Dihitung menggunakan persamaan gas ideal :

$$\rho_v = \frac{BM_{mix} \times P}{R \times T}$$

Keterangan :

ρ_g = Rapat massa uap (kg/m^3)

$BM_{campuran}$ = Berat molekul uap (kg/kmol)

P_T = Tekanan total (atm)

R_g = Konstanta gas ideal = $0,082 \text{ atm.liter/mol-K}$

T = Suhu operasi (K)

Sehingga :

$$\begin{aligned} \rho_g &= \frac{42,09 \times 18,00}{0,082 \times 317,67} \\ &= 29,03 \text{ kg/m}^3 = 0,0002 \text{ lb/in}^3 \end{aligned}$$

Tinjauan fase cair

Tekanan = 18,00 atm

Suhu Operasi = 317,66 K 400

Rapat massa fase cair (ρ_l)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\rho_l = \frac{\text{kecepatan massa total}}{\text{kecepatan volume total}}$$

Tabel 19. Tinjauan Fasa Cair Puncak Menara

Komponen	kg/jam	ρ_l (kg/m^3)	V (m^3/jam)
C3H6	71.630,27	245,19	292,14
C3H8	359,95	233,31	1,54
Total	71.990,22	478,50	293,69

Sehingga :

$$\rho_l = \frac{71.990,22}{293,69} = 245,127 \text{ kg/m}^3$$

Tegangan muka

$$\tau = \sum X_{\text{mass}i} \cdot \tau_i$$

Keterangan :

τ = Tegangan muka (dyne/cm)

$x_{\text{mass}i}$ = Fraksi massa masing-masing komponen cair

τ_i = Tegangan muka masing-masing komponen cair (dyne/cm)

Tabel 20. Tegangan Muka pada Puncak Menara

Komponen	kg/jam	x_i	τ (dyne/cm)	$x_i \cdot \tau$
C3H6	71.630,3	0,995	4,954	4,929
C3H8	360,0	0,005	4,805	0,024
Total	71.990,2	1,000	9,758	4,953

$$\tau_{\text{campuran}} = 4,953 \text{ dyne/cm}$$

Parameter Flooding

Dihitung menggunakan persamaan :

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}}$$

(Towler,2008 hal 720)

Keterangan :

F_{LV} = Parameter flooding

L_w = Kecepatan massa fase cair (kg/jam)

V_w = Kecepatan massa fase uap (kg/jam)

ρ_l = Rapat massa fase cair (kg/m³)

ρ_g = Rapat massa fase uap (kg/m³)

$$F_{LV} = \frac{71.990,2}{99.151,7} \sqrt{\frac{29,031}{245,127}}$$

$$= 0,25$$

Parameter kecepatan flooding :



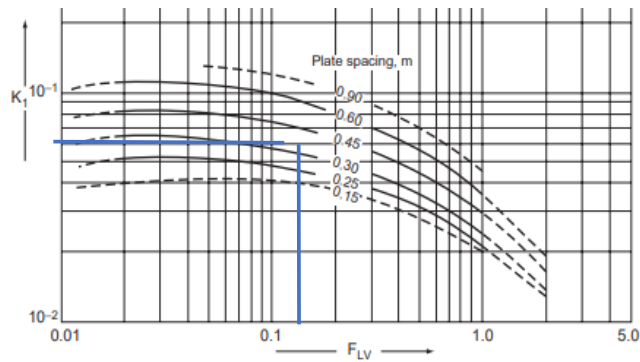


Figure 11.29. Flooding velocity, sieve plates.

Gambar 3. Parameter Flooding

(Towler, 2008 hal 720)

Berdasarkan Chemical Engineering Design oleh Towler halaman 708, jarak plate adalah 0,15 m sampai 1 m dan biasanya digunakan 0,3 m. Maka dengan asumsi jarak antar plate 0,3 m diperoleh nilai K_1 sebesar 0,075 m/s

Kecepatan uap maksimum

Dihitung menggunakan persamaan :

$$u_f = K_1 \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0.5} \left(\frac{\tau}{20 \frac{\text{dyne}}{\text{cm}}} \right)^{0.2}$$

(Towler, 2008 hal 720)

Keterangan :

K_1 = Parameter kecepatan flooding (m/s)

u_f = Kecepatan uap maksimum (m/s)

ρ_l = Rapat massa fasa cair (kg/m^3)

ρ_g = Rapat massa fasa uap (kg/m^3)

τ = Tegangan muka (dyne/cm)

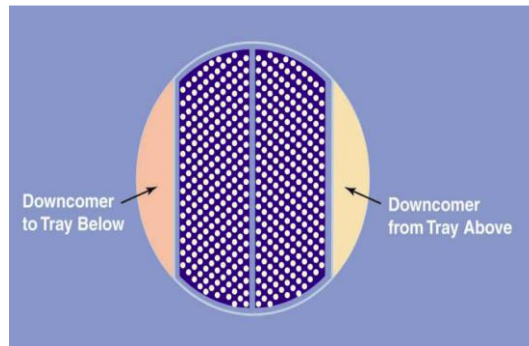
$$\begin{aligned} u_f &= 0,075 \times \left(\frac{245,13 - 29,031}{29,031} \right)^{0.5} \left(\frac{5,0}{20} \right)^{0.2} \\ &= 0,155 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Kecepatan volume uap

$$\begin{aligned} Q_{\text{uap}} &= \frac{\text{Kec massa uap}}{\text{Rapat massa uap}} \\ &= \frac{99.151,7 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{29,03 \text{ kg/m}^3 \times 3.600 \text{ s/jam}} \end{aligned}$$

$$= 0,949 \text{ m}^3/\text{s}$$

Luas penampang menara Sieve tray, dapat digambarkan di bawah ini :



Gambar 4. Penampang Menara Sieve Tray

Dirancang :

Downcomer menempati 12% dari luas total

(Towler,2008 hal 721)

Kecepatan operasi uap :

Berkisar antara 80% - 85% kecepatan linear maksimum

(Towler,2008 hal 720)

Dirancang :

Kecepatan operasi 80% kecepatan maksimum

$$\begin{aligned} u_{op} &= 80\% \times u_f \\ &= 80\% \times 0,155 = 0,124 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Luas Penampang tray

$$A_n = \frac{Q_{uap}}{u_{op}}$$

Keterangan :

A_n = Luas penampang (m^2)

Q_{uap} = Kecepatan volume uap (m^3/s)

u_{op} = Kecepatan linear uap (m/s)

$$\begin{aligned} A_n &= \frac{0,95}{0,124} \\ &= 7,662 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas Total area

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

Keterangan :

A_c = Luas Total Area (m^2)

Q_{ua} = Kecepatan volume uap (m^3/s)

u_{op} = Kecepatan linear uap (m/s)

$$\begin{aligned} A_c &= \frac{7,662}{1 - 0,12} \\ &= 8,71 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Diameter Menara

$$D_t = \sqrt{\frac{4 \cdot A_t}{\pi}}$$

$$\begin{aligned} D_t &= 3,123 \text{ m} \\ &= 122,9 \text{ in} \quad (\text{Towler,2008 hal 709}) \end{aligned}$$

Dengan :

$$\begin{aligned} \text{Downcomer Area (Ad)} &= 0,12 \times A_c \\ &= 0,12 \times 8,71 \\ &= 1,045 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Total Area (At)} &= A_c - A_d \\ &= 8,71 - 1,045 \\ &= 7,66 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Active Area (Aa)} &= A_c - 2A_d \\ &= 8,71 - 2 \times 1,045 \\ &= 6,62 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Hole Area (Ah)} &= 0,1 \times A_a \\ &= 0,1 \times 6,617 \\ &= 0,662 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

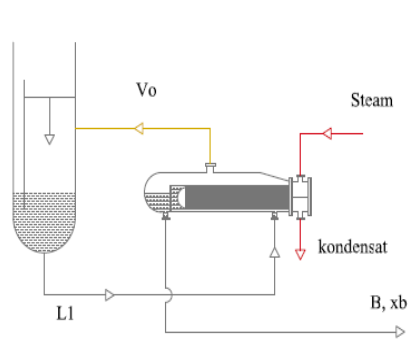
(Towler,2008 hal 735)

b. Dasar Menara

Sketsa permasalahan :

$$\text{Suhu residu (keluar reboiler), } T_{\text{didih}} = 326,217 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan, } P_T = 18,2 \text{ atm}$$



Gambar 5. Sketsa Dasar Menara

- L_1 = Kecepatan massa cairan (kg/jam)
 V_o = Kecepatan massa uap (kg/jam)
 B = Kecepatan massa residu (kg/jam)
 x_i = Fraksi mol fase cair
 y_i = Fraksi mol fase uap
 x_B = Fraksi mol komponen pada residu

Komposisi hasil bawah :

Tabel 21. Komposisi hasil bawah Menara Distilasi

Komponen	kmol/jam	BM	kg/jam
C3H6	3,227	42,080	135,807
C3H8	68,318	44,096	3.012,55
Total	71,545		3.148,36

Menentukan Komposisi uap yang keluar dari reboiler (V_o)

Kecepatan mol V_o = kecepatan mol V_1 (karena aliran konstan molal). Maka,

komposisi uap dapat dihitung berdasarkan persamaan :

$$V_i = y_i \cdot V$$

$$V = V_o = 2.355,73 \text{ kmol/jam}$$

komposisi uap :

Tabel 22. Komposisi uap keluar reboiler

Komponen	y_i	kmol/jam	BM	kg/jam
C3H6	0,054	126,43	42,080	5.320,2
C3H8	0,946	2.229,30	44,096	98.303,1
Total	1,000	2.355,73		103.623,3

Menentukan komposisi fase cair masuk reboiler (L_i)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$L_i = V_i + B_i$$

Keterangan :

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)

Tabel 23. Komposisi Cair Masuk reboiler

Komponen	kmol/jam	fraksi mol	BM	kg/jam	fraksi massa
C3H6	129,66	0,053	42,080	5.456,0	0,051
C3H8	2.297,62	0,947	44,096	101.315,7	0,949
Total	2.427,27	1,000		106.771,6	1,000

Suhu Masuk Reboiler

Dihitung secara iterasi sampai diperoleh $\sum y_i = \sum k_i \cdot x_i = 1$

$$P = 18,2 \text{ atm} = 13.832 \text{ mmHg}$$

Komponen	Kmol/jam	x_i	Puap(atm)	$K_i = P_{uap}/P_t$	$y_i = k_i \cdot x_i$
C3H6	129,66	0,0534	18,0806	0,9934	0,0531
C3H8	2.297,62	0,9466	15,0376	0,8262	0,7821
Total	2.427,27	1,0000			0,8352

$$\text{diperoleh } T \text{ didih} = 317,83 \text{ K} = 44,680 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Tinjauan fase uap

$$\text{Tekanan} = 18,20 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu Operasi} = 326,217 \text{ K}$$

Massa molekul campuran ($B_{m_{\text{campuran}}}$)

$$\begin{aligned} B_{m_{\text{campuran}}} &= \frac{\text{Kecepatan massa uap total}}{\text{Kecepatan mol uap total}} \\ &= \frac{103.623,3 \text{ kg/jam}}{2.355,7 \text{ kmol/jam}} \\ &= 43,988 \text{ kg/kmol} \end{aligned}$$

Rapat Massa Uap (ρ_g)

Dihitung menggunakan persamaan gas ideal :

$$\rho_g = \frac{B_{m_{\text{camp}}} \cdot P_T}{R_g \cdot T}$$

Keterangan :

$$\rho_g = \text{Rapat massa uap (kg/m}^3\text{)}$$

BM_{campuran} = Berat molekul uap (kg/kmol)
 P_T = Tekanan total (atm)
 R_g = Konstanta gas ideal = 0,082 atm.liter/mol-K
 T = Suhu operasi (K)

Sehingga :

$$\rho_g = \frac{43,99 \times 18,20}{0,082 \times 326,22} = 29,91 \text{ kg/m}^3$$

Tinjauan fase cair

Tekanan = 18,20 atm

Suhu Operasi = 326,217 K

Rapat massa fase cair (ρ_l)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\rho_l = \frac{\text{kecepatan massa total}}{\text{kecepatan volume total}}$$

Tabel 24. Tinjauan Fasa Cair Dasar menara

Komponen	kg/jam	ρ_l (kg/m ³)	V (m ³ /jam)
C3H6	5.456,0	242,956	22,457
C3H8	101.315,7	231,332	437,967
Total	106.771,6	474,288	460,423

Sehingga :

$$\rho_l = \frac{106.771,6}{460,423} = 231,899 \text{ kg/m}^3$$

Tegangan muka

$$\tau = \sum x_{\text{mass}i} \cdot \tau_i$$

Keterangan :

τ = Tegangan muka (dyne/cm)

$x_{\text{mass}i}$ = Fraksi massa masing-masing komponen cair

τ_i = Tegangan muka masing-masing komponen cair (dyne/cm)

Tabel 25. Tegangan Muka pada Dasar Menara

Komponen	kg/jam	xi	τ (dyne/cm)	xi . τ
C3H6	5.456,0	0,051	7,366	0,376
C3H8	101.315,7	0,949	6,893	6,540
Total	106.771,6	1,000	14,259	6,917

$$\tau_{\text{campuran}} = 6,9168 \text{ dyne/cm}$$

Parameter Flooding

Dihitung menggunakan persamaan :

$$F_{LV} = \frac{L_W}{V_W} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}} \quad (\text{Towler, 2008 hal 720})$$

Keterangan :

F_{LV} = Parameter flooding

L_W = Kecepatan massa fase cair (kg/jam)

V_W = Kecepatan massa fase uap (kg/jam)

ρ_l = Rapat massa fase cair (kg/m^3)

ρ_g = Rapat massa fase uap (kg/m^3)

$$F_{LV} = \frac{106.771,6}{103.623,3} \sqrt{\frac{29,910}{231,899}}$$

$$= 0,37$$

Parameter kecepatan flooding :

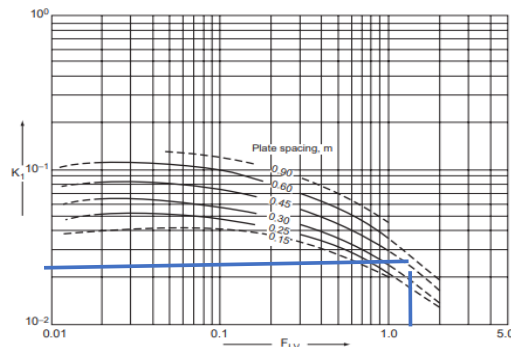


Figure 11.29. Flooding velocity, sieve plates.

Gambar 3. Parameter Flooding

(Towler, 2008 hal 720)

Berdasarkan Chemical Engineering Design oleh Towler halaman 708, jarak plate adalah 0,15 m sampai 1 m dan biasanya digunakan 0,3 m. Maka dengan asumsi

jarak antar plate 0,3 m diperoleh nilai K_1 sebesar 0,059

Kecepatan uap maksimum

Dihitung menggunakan persamaan :

$$u_f = K_1 \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0,5} \left(\frac{\tau}{20 \frac{\text{dyne}}{\text{cm}}} \right)^{0,2}$$

(Towler, 2008 hal 720)

Keterangan :

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)

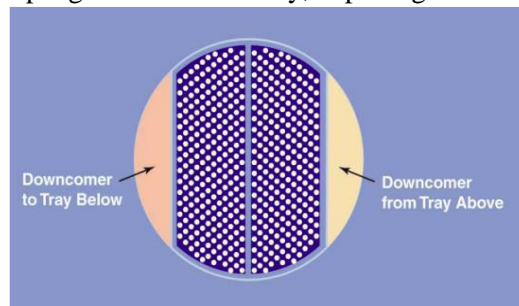
τ = Tegangan muka (dyne/cm)

$$\begin{aligned} u_f &= 0,059 \times \left(\frac{231,9 - 29,91}{29,91015} \right)^{0,5} \left(\frac{6,917}{20} \right)^{0,2} \\ &= 0,124 \end{aligned}$$

Kecepatan volume uap

$$\begin{aligned} Q_{\text{uap}} &= \frac{\text{Kec massa uap}}{\text{Rapat massa uap}} \\ &= \frac{103.623,27 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{29,91 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ s/jam}} \\ &= 0,96 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Luas penampang menara Sieve tray, dapat digambarkan di bawah ini :



Gambar 4. Penampang Menara Sieve Tray

Dirancang :

Downcomer menempati 12% dari luas total

(Towler, 2008 hal 721)

Kecepatan operasi uap :

Berkisar antara 80% - 85% kecepatan linear maksimum

(Towler, 2008 hal 720)

Dirancang :

Kecepatan operasi 80% kecepatan maksimum

$$\begin{aligned} u_{op} &= 80\% \times u_f \\ &= 80\% \times 0,124 \\ &= 0,1116 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Luas Penampang tray

$$A_n = \frac{Q_{uap}}{u_{op}}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} A_n &= \text{Luas penampang (m}^2\text{)} \\ Q_{uap} &= \text{Kecepatan volume uap (m}^3\text{/s)} \\ u_{op} &= \text{Kecepatan linear uap (m/s)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_n &= \frac{0,962}{0,112} \\ &= 8,624 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas Total area

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} A_c &= \text{Luas Total Area (m}^2\text{)} \\ Q_{ua} &= \text{Kecepatan volume uap (m}^3\text{/s)} \\ u_{op} &= \text{Kecepatan linear uap (m/s)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_c &= \frac{8,624}{1 - 0,12} \\ &= 9,800 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Diameter Menara

$$\begin{aligned} D_t &= \sqrt{\frac{4 \cdot A_t}{\pi}} \\ &= 3,315 \text{ m} \\ &= 130,5 \text{ in} \end{aligned}$$

(Towler,2008 hal 709)

Dengan :

$$\begin{aligned} \text{Downcomer Area (Ad)} &= 0,12 \times \text{Ac} \\ &= 0,12 \times 9,800 \\ &= 1,176 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Total Area (At)} &= \text{Ac} - \text{Ad} \\ &= 9,80 - 1,176 \\ &= 8,62 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Active Area (Aa)} &= \text{Ac} - 2\text{Ad} \\ &= 9,80 - 2 \times 1,176 \\ &= 7,448 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Hole Area (Ah)} &= 0,1 \times \text{Aa} \\ &= 0,1 \times 7,448 \\ &= 0,745 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

(Towler,2008 hal 735)

10. Tekanan Perancangan Menara Distilasi

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Operasi} &= 18,27 \text{ atm} \\ &= 268,49 \text{ psia} \end{aligned}$$

Tekanan Perancangan di buat 20% lebih besar dari tekanan operasi untuk factor keamanan, maka :

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Perancangan} &= 1,2 \times P_{\text{operasi}} \\ &= 1,2 \times 18,27 \text{ atm} \\ &= 21,924 \text{ atm} \\ &= 322,2 \text{ psia} \end{aligned}$$

11. Menghitung Tebal shell

Dipilih bahan Carbon Steel SA 283 Grade C dengan allowable stress (f) yaitu 12650 (Brownel and Young halaman Table 13.1 hal 521) dan Efisiensi sambungan (E) yang dipakai yaitu jenis double welded butt joint dengan nilai 80% (Brownel and Young,halaman 254). Faktor korosi (C) yaitu 2,0 mm atau 0,079 in (Gavin Towler, Sinnott, R. K., halaman 984).

$$t = \frac{P r_i}{f E - 0,6P} + C$$

Dimana :

$$\begin{aligned} t &= \text{Tebal dinding reaktor (in)} \\ P &= \text{Tekanan perancangan (lb/in}^2\text{)} \\ r_i &= \text{Jari-jari Menara distilasi (in)} \\ f &= \text{Allowable Stress (lb/in}^2\text{)} \end{aligned}$$

E = Efisiensi Sambungan

C = Faktor Korosi

(Brownel and Young,hal 254)

$$ts = \frac{322,189 \times 65}{12.650 \times 0,8 - 0,6 \times 322,189} + 0,079 \quad (\text{diambil dari gavin towler})$$

$$ts = 2,1967 \text{ inch}$$

Maka diambil Tebal dinding standar yaitu = 2 1/4 inch = 0,057 m

(Brownel and Young, hal 90 tabel 5.6)

Diameter Luar Menara

$$OD = Dt + 2 \times ts$$

$$= 3,315 + 2 \times 0,057$$

$$= 3,429 \text{ m}$$

$$= 135 \text{ inch}$$

Maka dipilih OD standart yaitu = 138 inch = 3,505 m

(Brownel and Young, hal 90 tabel 5.6)

$$ID = OD - 2 \times ID$$

$$= 138 - 2 \times 2,25$$

$$= 133,5 \text{ inch}$$

$$= 3,391 \text{ m}$$

12. Tebal Head

Tangki yang digunakan berbentuk silinder tegak dengan bentuk Ellipsoidal sehingga perhitungan sebagai berikut :

$$t_{\text{head}} = \frac{P ID}{2fE - 0,2P} + C$$

(Brownel and Young, hal 256 persamaan 13.10)

Dimana :

t = Tebal Head (in)

P = Tekanan Perancangan (psia)

ID = Inside Diameter (in)

f = Allowable Stress

E = Effisiensi Sambungan

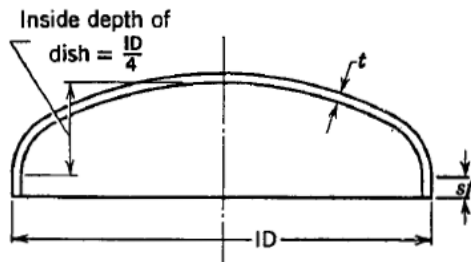
c = Faktor Korosi

$$t_{\text{head}} = \frac{322,1892 \times 3,3909}{2 \times 12650 \times 0,8 - 0,2 \times 322,1892} + 0,079$$

$$t_{\text{head}} = 0,1332 \text{ inch}$$

Maka diambil tebal head standart yaitu = 0,1875 inch = 0,005 m

13. Tinggi Head



Dari Tabel 5.6 Brownel and Young, untuk tebal head 0,1875 inch diperoleh sf antara 1,5 – 2 inch, dipilih sf 1,5 inch

$$ID = 3,391$$

$$\begin{aligned} \text{Inside depth of dish} &= \frac{ID}{4} \\ &= \frac{133,5}{4} \\ &= 33,38 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka tinggi head} &= \text{Inside depth of dish} + \text{tebal head} + \text{sf} \\ &= 33,38 + 0,1875 + 1,5 \\ &= 35,063 \text{ inch} \\ &= 0,8906 \text{ m} \end{aligned}$$

14. Tinggi Menara

Dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$H_t = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 + 2H_5$$

Dimana :

$$H_t = \text{Tinggi total (m)}$$

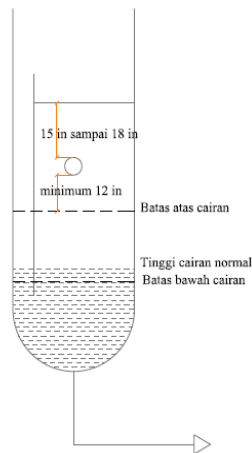
- H1 = Tinggi Penyangga (m)
 H2 = Tinggi ruang kosong bawah (m)
 H3 = Tinggi tray (m)
 H4 = Tinggi ruang kosong atas (m)
 H5 = Tinggi head (m)

Tinggi Penyangga

Dirancang : tinggi Penyangga (H1) = 2 m

Tinggi ruang kosong bawah (H2)

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 :

$$H1 = \frac{V1}{At}$$

$$V = \frac{L1 \cdot \Theta}{\rho l}$$

Dimana :

H1 = Tinggi cairan (m)

V1 = Volume cairan (m³)

At = Luas penampang menara (m²)

L1 = Kecepatan volume cairan (m³/s)

Θ = Waktu tinggal cairan (s)

ρl = Rapat massa cairan (kg/m³)

Gambar 8. sketsa ruang kosong bagian bawah menara Distilasi

Waktu tinggal cairan :

Diprediksi berdasarkan Kister, H.Z., 1991, Distillation Operations, Mc Graw Hill, New York, hal. 93.

Diperoleh waktu tinggal, θ = 2 menit

$$V1 = \frac{106.771,6 \times 2 \times 0,0167}{231,899}$$

$$V1 = 15,35 \text{ m}^3$$

$$H1 = \underline{15,35}$$

$$8,624$$

$$= 1,780 \text{ m} = 70 \text{ inch}$$

Diameter Nozzle Untuk Uap

Dihitung menggunakan persamaan :

$$D_{\text{nozzle}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_p}{\pi}}$$

Keterangan :

D_{nozzle} = Diameter pipa nozzle (m)

A_p = Luas Penampang pipa nozzle (m^2)

Luas Penampang pipa nozzle

Dihitung menggunakan persamaan :

$$A_p = \frac{Q_v}{v_{\text{lin}}}$$

Keterangan :

Q_v = Kecepatan uap (m^3/s)

v_{lin} = Kecepatan linear fluida masuk dalam nozzle (m/s)

Kecepatan linear fluida

Dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$v_{\text{lin}} = \sqrt{\frac{4000}{\rho_m}}$$

(Kister, H.Z., Distillation Operations, 1991, hal.86)

Keterangan :

v_{lin} = Kecepatan linear fluida (ft/s)

ρ_m = Rapat massa campuran (lb/ft^3)

Rapat massa campuran

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{\% \text{ gas}}{\rho_g} + \frac{\% \text{ cair}}{\rho_l}}$$

Dimana :

ρ_m = Rapat massa campuran (lb/ft^3)

$$\rho_v = \text{Rapat massa uap (lb/ft}^3\text{)}$$

$$\rho_l = \text{Rapat massa cairan (lb/ft}^3\text{)}$$

Karena fluida yang mengalir dalam nozzle merupakan uap yang berasal dari reboiler maka

$$\% \text{ cair} = 0 \text{ dan } \% \text{ uap} = 100$$

$$\rho_g = 29,91 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_g = 1,867 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \rho_m &= \frac{100\%}{\frac{100\%}{1,867} + \frac{0\%}{14,48}} \\ &= 1,867 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{lin}} &= \sqrt{\frac{4000}{\rho_m}} \\ &= 46,28 \text{ ft/s} \\ &= 14,11 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_p &= \frac{0,962}{14,11} \\ &= 0,068 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_{\text{nozzle}} &= \sqrt{\frac{4 \times a_p}{3,14}} \\ &= 0,276 \text{ m} \\ &= 10,851 \text{ inch} \end{aligned}$$

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 of 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
1/2	0.540	40	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80	0.302	0.072	0.141	0.079	0.54
3/4	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	0.840	40	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80	0.546	0.235	0.220	0.143	1.09
1 1/4	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

1½	1.66	80	0.957	0.718	0.344	0.250	2.17
		40	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
1¾	1.90	80	1.278	1.28	0.435	0.335	3.00
		40	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
2	2.38	80	1.500	1.76	0.498	0.393	3.64
		40	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
2½	2.88	80	1.939	2.95	0.622	0.508	5.03
		40	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
3	3.50	80	2.323	4.23	0.753	0.609	7.67
		40	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
4	4.50	80	2.900	6.61	0.917	0.760	10.3
		40	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
6	6.625	80	3.826	11.5	1.178	1.002	15.0
		40	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
8	8.625	80	5.761	26.1	1.734	1.510	28.6
		40	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
10	10.75	80	7.625	45.7	2.258	2.000	43.4
		40	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
12	12.75	60	9.75	74.6	2.814	2.55	54.8
		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 = 12

Diameter luar = 12,75 inch
= 0,324 m

Diameter dalam = 12,09 inch
= 0,307 m

$$\begin{aligned}
 H_2 &= H_1 + (12 + 18) \text{ inch} + \text{OD} \\
 &= 70,063 + (12 + 18) \text{ inch} + 12,75 \\
 &= 2,123 \text{ m} = 83,58 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

H3 (tinggi tray)

Dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}
 H_3 &= (n \text{ tray} - 2) \times \text{jarak tray} \\
 &= (86 - 2) \times 0,3 \\
 &= 25,155 \text{ m}
 \end{aligned}$$

H4 (tinggi ruang kosong)

Tinggi ruang kosong atas dirancang = 1 m

Tinggi total

$$\begin{aligned}
 H_t &= 1,780 + 2,123 + 25,155 + 1 + (2 \times 0,8906) \\
 &= 31,84 \text{ m}
 \end{aligned}$$

15. Pressure drop

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\Delta H_T = h_o + \beta \left(h_o + h_{ow} + \frac{\Delta}{2} \right) + h_r$$

(Van Winkle, M., 1967, Distillation, Mc Graw Hill, New York, hal. 507)

Dimana :

ΔHT = Pressure drop total (m)

h_o = Pressure drop untuk mengatasi lubang perforated (m)

β = factor aerasi

$h_{ow} + h_w$ = Tinggi cairan diatas weir (m)

h_T = Pressure drop untuk Residual head (m)

Perhitungan pressure drop pada seksi enriching dievaluasi pada puncak menara, sedangkan untuk seksi stripping dievaluasi pada dasar Menara.

a. Seksi Enriching

Tekanan, P_{total} = 18,0 atm

Suhu Uap, T_{dew} = 317,66 K

Suhu Cair, T_{didih} = 317,67 K

1. Pressure drop untuk mengatasi lubang perforated

Dihitung menggunakan persamaan :

$$h_o = 0,186 \left(\frac{U_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

(Van Winkle, "Distillation", Mx, Graw Hill New York, 1967, hal 519)

Dimana :

C_o = Koefisien uap lewat lubang perforated

u_h = Kecepatan linear uap melewati lubang perforated (m/s)

ρ_v = Rapat massa gas (kg/m^3)

ρ_l = Rapat massa cair (kg/m^3)

Pitch berkisar antara 2 do sampai 4 do

(Towler and Sinnott, halaman 727)

$$\begin{aligned} \text{Pitch} &= 3 \times d_o \\ &= 3 \times 0,1875 \\ &= 0,563 \text{ inch} \\ &= 0,0143 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_{total} &= \frac{\pi \times D_t^2}{4} \\ A_{total} &= \frac{3,14 \times 3,391^2}{4} \\ &= 9,0261 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas aktif, } A_a &= 80\% \times A_{\text{total}} \\
 &= 80\% \times 9,026 \text{ m}^2 \\
 &= 7,221 \text{ m}^2 \\
 &= 77,73 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Luas Lubang Perforated total

Dihitung menggunakan persamaan :

$$A_h = A_a \times \left(\frac{d_o}{\text{pitch}} \right)^2$$

Dimana :

A_h = Luas lubang perforated total (m^2)

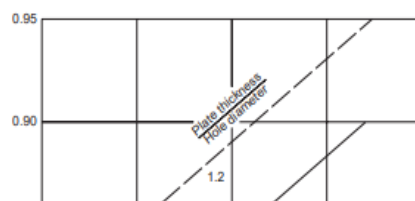
d_o = Diameter lubang perforated (m)

Pitch = jarak antara 2 lubang perforated (m)

$$\begin{aligned}
 A_h &= 7,2209 \times \left(\frac{0,0048}{0,0143} \right)^2 \\
 &= 8,636 \text{ ft}^2 \\
 &= 0,802 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_h &= \frac{0,949}{0,802} \\
 &= 1,182 \text{ m/s} \\
 &= 3,879 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Koefisien perforated C_o , diperoleh dengan bantuan fig. 11.36 Towler dan Sinnott, hal. 729.



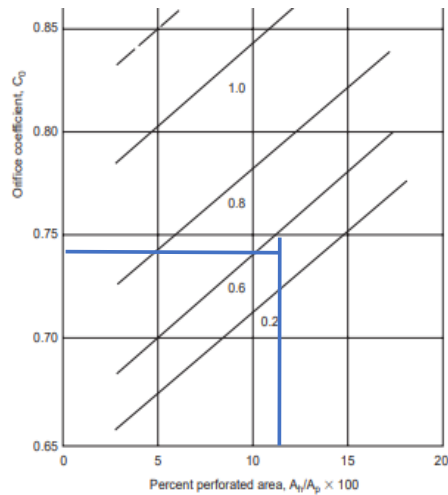


Figure 11.36. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson et al., 1957).

Gambar 9. Grafik koefisien perforated Co

$$\text{Tebal plate} = 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m}$$

Berdasarkan Towler, 2008 halaman 726, ukuran hole adalah 2,5 sampai 12 mm dan dipilih ukuran hole yaitu 5 mm

$$\frac{\text{Tebal plate}}{d_o} = \frac{0,005}{0,005}$$

$$\frac{\text{Tebal plate}}{d_o} = 1,05$$

$$\frac{Ah}{Aa} = \frac{0,802}{7,221} \times 100$$

$$\frac{Ah}{Aa} = 11,11$$

$$\text{Diperoleh nilai } C_o = 0,74 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} h_o &= 0,186 \times \left(\frac{1,182}{0,74} \right)^2 \times \frac{29,910}{231,90} \\ &= 0,061 \text{ m} \\ &= 2,412 \text{ in} \end{aligned}$$

2. Pressure Drop untuk mengatasi Tinggi weir

Dihitung menggunakan persamaan;

$$h_{\dots} = 0.750 \left(\frac{L}{\dots} \right)^{\frac{2}{3}}$$

$$L = \frac{Q}{\rho_l \cdot L_w}$$

(Towler dan Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York)

Dimana :

how = Tinggi cairan diatas weir (m)

L = Kecepatan massa cairan (kg/s)

ρ_l = Rapat massa cairan (kg/m³)

L_w = Panjang weir (m)

Berdasarkan literature , panjang weir normalnya 0,6-0,85 dari diameter coloumn (Dc), diambil 0,7 (Coulson,1999).

$$\begin{aligned} L_w &= 0,7 \times D_c \\ &= 0,7 \times 3,429 \text{ m} \\ &= 2,400 \text{ m} \end{aligned}$$

$$L = 19,997 \text{ kg/s}$$

$$how = 0,750 \times \left(\frac{19,997}{245,127 \times 2,400} \right)^{2/3}$$

$$\begin{aligned} how &= 0,0787 \text{ m of liquid} \\ &= 3,0983 \text{ in of liquid} \end{aligned}$$

Tinggi weir (hw)

Tinggi weir berkisar antara 40 mm sampai 90 mm (Towler and Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York, 2008, hal. 725)

$$\text{Dipilih } hw = 40 \text{ mm} = 0,04 \text{ m}$$

Faktor Aerasi

Diperoleh dengan bantuan fig. 13.16, Van Winkle, "Distillation", Mc Graw Hill New York 1967, hal. 516 tentang hubungan antara uv (ρ_v)^{0,5} dengan β

Dimana :

U_v = Kecepatan supervisial uap (ft/s)

ρ_v = Rapat massa uap (lb/ft³)

Kecepatan supervisial uap :

$$u_v = \frac{Q_{uap}}{A_{total}} = \frac{0,949 \frac{m^3}{s}}{11,7}$$

$$U_v = \sqrt{\frac{9,026}{\rho_v}}$$

$$U_v = 0,105 \text{ m/s}$$

$$U_v (\rho_v)^{0.5} = 0,105 \times (29,91)^{0.5}$$

$$= 0,575 \text{ m/s}$$

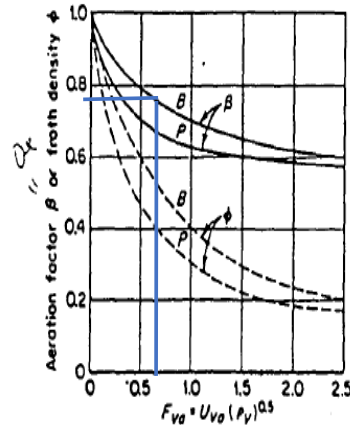


FIGURE 13.16 Aeration factor and froth density. *B*-bubble-cap plates, *P*-perforated plates.

Gambar 10. Grafik mencari β

Diperoleh :

$$\beta = 0,75$$

Kemiringan cairan diatas tray (Δ)

Kemiringan Δ dapat diabaikan, maka $\Delta = 0$

3. Pressure drop untuk mengatasi tegangan muka

Dihitung menggunakan persamaan :

$$h_\tau = \frac{0,04 \tau}{\rho_l \cdot d_o}$$

(Van Winkle, "Distillation", Mc Graw Hill, New York, 1967, hal.521)

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 $T_{\text{didih}} \text{ atas} = 318,65 \text{ K}$

$$\tau = 4,953 \text{ dyne/cm}$$

$$h_{\tau} = \frac{0,04 \times 4,953}{15,303 \times 0,188}$$

$$h_{\tau} = 0,0690 \text{ m of liquid}$$

$$\Delta H T = h_o + \beta \left(h_w + h_{ow} + \frac{\Delta}{2} \right) + h_{\tau}$$

$$\Delta H T = 0,061 + 0,8 (0,005 + 0,079) + 0,0690$$

$$\Delta H T = 0,193073 \text{ m of liquid}$$

$$\Delta P t = \Delta H T \times \rho_l \times g$$

$$= 463,8091889 \text{ Pa} = 0,0046 \text{ atm/tray}$$

b. Seksi Stripping

$$\text{Tekanan, } P_{\text{total}} = 18,2 \text{ atm}$$

1. Pressure drop untuk mengatasi lubang perforated

Dihitung menggunakan persamaan :

$$h_o = 0,186 \left(\frac{U_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

(Van Winkle, "Distillation", Mx, Graw Hill New York, 1967, hal 519)

Dimana :

C_o = Koefisien uap lewat lubang perforated

u_h = Kecepatan linear uap melewati lubang perforated (m/s)

ρ_v = Rapat massa gas (kg/m^3)

ρ_l = Rapat massa cair (kg/m^3)

Pitch berkisar antara 2 do sampai 4 do

(Towler and Sinnott, halaman 727)

$$\begin{aligned} \text{Pitch} &= 3 \times \text{do} \\ &= 3 \times 2,25 \\ &= 6,75 \text{ inch} \\ &= 0,171 \text{ m} \end{aligned}$$

$$A_{\text{total}} = \frac{\pi \times D_t^2}{4}$$

$$A_{\text{total}} = \frac{3,14 \times 3,391^2}{4}$$

$$= 9,0343$$

$$\begin{aligned} \text{Luas aktif, } A_a &= 80\% \times A_{\text{total}} \\ &= 80\% \times 9,034 \text{ m}^2 \\ &= 7,227 \text{ m}^2 \\ &= 77,8 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Luas Lubang Perforated total

Dihitung menggunakan persamaan :

$$A_h = A_a \times \left(\frac{d_o}{\text{pitch}} \right)^2$$

Dimana :

A_h = Luas lubang perforated total (m^2)

d_o = Diameter lubang perforated (m)

Pitch = jarak antara 2 lubang perforated (m)

$$\begin{aligned} A_h &= 77,80 \times \left(\frac{2,25}{6,75} \right)^2 \\ &= 8,64 \text{ ft}^2 \\ &= 0,803 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_h &= \frac{0,962}{0,803} \\ &= 1,198 \text{ m/s} \\ &= 3,932 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Koefisien perforated C_o , diperoleh dengan bantuan fig. 11.36 Towler dan Sinnott, hal. 729.

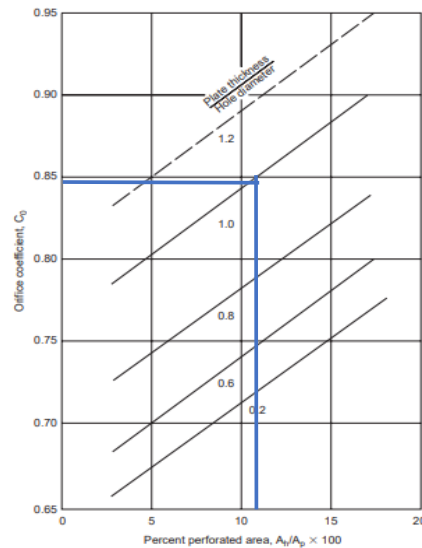


Figure 11.36. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson et al., 1957).

Gambar 11. Grafik koefisien perforated Co

$$\text{Tebal plate} = 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m}$$

Berdasarkan Towler, 2008 halaman 726, ukuran hole adalah 2,5 sampai 12 mm dan dipilih ukuran hole yaitu 5 mm

$$\frac{\text{Tebal plate}}{\text{Diameter Plate}} = \frac{0,005}{0,005}$$

$$\frac{\text{Tebal plate}}{\text{Diameter Plate}} = 1,05$$

$$\frac{A_h}{A_a} = \frac{0,803}{7,227} \times 100$$

$$\frac{A_h}{A_a} = 11,11$$

$$\text{Diperoleh nilai } C_o = 0,85 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} h_o &= 0,186 \times \left(\frac{1,198}{0,85} \right)^2 \times \frac{29,9102}{231,90} \\ &= 0,048 \text{ m of liquid} \end{aligned}$$

2. Pressure Drop untuk mengatasi Tinggi weir

Dihitung menggunakan persamaan :

$$h_{ow} = 0,750 \left(\frac{L}{\rho_l \cdot l_w} \right)^{2/3}$$

(Towler dan Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York)

Dimana :

how = Tinggi cairan diatas weir (m)

L = Kecepatan massa cairan (kg/s)

ρ_l = Rapat massa cairan (kg/m^3)

L_w = Panjang weir (m)

Berdasarkan literature , panjang weir nomrlanya 0,6-0,85 dari diameter coloumn (D_c), diambil 0,8 (Coulson,1999).

$$\begin{aligned} L_w &= 0,8 \times D_c \\ &= 0,8 \times 2,400 \text{ m} \\ &= 1,92 \text{ m} \end{aligned}$$

$$L = 0,000533 \text{ kg/s}$$

$$h_{ow} = 0,75 \times \left(\frac{0,00053337}{231,899 \times 1,92} \right)^{2/3}$$

$$h_{ow} = 0,000084592 \text{ m of liquid}$$

Tinggi weir (hw)

Tinggi weir berkisar antara 40 mm sampai 90 mm (Towler and Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York, 2008, hal. 725)

$$\text{Dipilih } h_w = 40 \text{ mm} = 0,04 \text{ m}$$

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 :

$$u_v = \frac{Q_{uap}}{A_{total}}$$

$$U_v = \frac{0,962 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \times \frac{35,31 \text{ ft}^3}{1 \text{ m}^3}}{7,227 \text{ m}^2 \times \frac{10,76 \text{ ft}^2}{1 \text{ m}^2}}$$

$$U_v = 0,133 \text{ ft/s}$$

$$U_v (\rho_v)^{0,5} = 0,133 \times (29,91)^{0,5}$$

$$= 0,728 \text{ kg/ft.s}$$

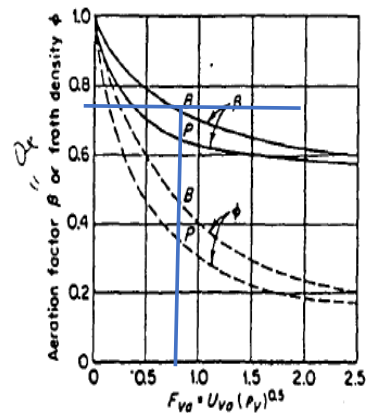


FIGURE 13.16 Aeration factor and froth density. *B*-bubble-cap plates, *P*-perforated plates.

Gambar 12. Grafik mencari β

Diperoleh :

$$\beta = 0,67$$

Kemiringan cairan diatas tray (Δ)

Kemiringan Δ dapat diabaikan, maka $\Delta = 0$

3. Pressure drop untuk mengatasi tegangan muka

Dihitung menggunakan persamaan :

$$h_{\tau} = \frac{0,04 \tau}{\rho_l \cdot d_o}$$

(Van Winkle, "Distillation", Mc Graw Hill, New York, 1967, hal.521)

Dimana :

h_T = 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 $T_{\text{didih atas}} = 326,22 \text{ K}$

$$\tau = 6,9168$$

$$h_T = \frac{0,04 \times 6,91682}{14,477 \times 2,25}$$

$$h_T = 0,0085 \text{ m of liquid}$$

$$\Delta H_T = h_o + \beta \left(h_w + h_{ow} + \frac{\Delta}{2} \right) + h_{\tau}$$

$$\Delta H_T = 0,048 + 0,7 (0,04 + 0,0001) + 0,0085$$

$$\Delta H_T = 0,083035 \text{ m of liquid}$$

$$\Delta P_t = \Delta H_T \times \rho_l \times g$$

$$= 188,71 \text{ Pa}$$

$$= 0,0019 \text{ atm/tray}$$

$$\text{Tekanan Puncak, } P_t = 18,00 \text{ atm}$$

$$\text{Pressure drop enriching} = N_r \times \Delta P_t / \text{tray}$$

$$= 42 \times 0,0046$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,1916 \text{ atm} \\
 \text{Tekanan Umpan} &= \text{Tekanan puncak} + \text{Pressure drop} \\
 &= 18,00 + 0,1916 \\
 &= 18,1916 \text{ atm} \\
 \text{Pressure drop stripping} &= N_s \times \Delta P_t / \text{tray} \\
 &= 42 \times 0,0019 \\
 &= 0,0782 \text{ atm} \\
 \text{Tekanan dasar pada menara} &= \text{Tekanan umpan} + \text{pressure drop} \\
 &= 18,192 + 0,0782 \\
 &= 18,2698 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

16. Kondisi Operasi Terkoreksi

a. Kondisi Umpan

Dihitung secara iterasi sampai diperoleh $\sum y_i = \sum k_i \cdot x_i = 1$

$$P_T = 18,1916 \text{ atm}$$

Tabel 36. Kondisi operasi suhu didih umpan

Komponen	kmol/jam	x_i	P_o (atm)	$K_i = P_i/P_{\text{total}}$	$Y_i - k_i \cdot x_i$	$\alpha_i = k_i/k_{hk}$
C3H6	645,472	0,900	18,52725	1,018	0,917	1,000
C3H8	71,398	0,100	15,41308	0,847	0,084	0,832
Total	716,870	1,000	33,94033	1,866	1,001	1,832

$$\text{Diperoleh suhu didih umpan} = 45,94 \text{ } ^\circ\text{C} = 318,94 \text{ K}$$

b. Kondisi Atas

Dihitung secara iterasi sampai diperoleh $\sum y_i = \sum k_i \cdot x_i = 1$

$$P_T = 18,0 \text{ atm}$$

Tabel 37. Kondisi operasi suhu didih atas

Komponen	kmol/jam	x_i	P_o (atm)	$K_i = P_i/P_{\text{total}}$	$Y_i - k_i \cdot x_i$	$\alpha_i = k_i/k_{hk}$
C3H6	642,244	0,9952	18,0145	1,001	0,996	1,000
C3H8	3,080	0,0048	14,9820	0,832	0,004	0,832
Total	645,324	1,0000	0,0013	1,833	1,000	1,832

$$\text{Diperoleh suhu didih atas} = 44,66 \text{ } ^\circ\text{C} = 317,66 \text{ K}$$

c. Kondisi Bawah

$$P_T = 18,2698 \text{ atm}$$

Tabel 38. Kondisi operasi suhu didih bawah

Komponen	kmol/jam	x_i	P_o (atm)	$K_i = P_i/P_{\text{total}}$	$Y_i - k_i \cdot x_i$	$\alpha_i = k_i/k_{hk}$
----------	----------	-------	-------------	------------------------------	-----------------------	-------------------------

C3H6	3,227	0,0451	21,8082	1,194	0,054	1,193
C3H8	68,318	0,9549	18,1664	0,994	0,949	0,994
Total	71,545	1,0000	39,9745	2,188	1,003	2,186

Diperoleh suhu didih bawah = 53,56 °C = 326,56 K

17. Neraca Panas Menara Distilasi

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

Tabel 31. Data Kapasitas Panas Senyawa fasa cair di Menara Distilasi

Cp (kJ/kmol.K)	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$			
	A	B	C	D
C3H6	54,718	0,34512	-1,63E-03	3,88E-06
C3H8	59,642	0,32831	-1,54E-03	3,65E-06

Tabel 32. Data Kapasitas Panas Senyawa fasa gas di Menara Distilasi

Cp (kJ/kmol.K)	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$				
	A	B	C	D	E
C3H6	31,298	0,072449	1,95E-04	-2,16E-07	6,30E-11
C3H8	28,277	0,116	1,96E-04	-2,33E-07	6,87E-11

(Yaws, 2003)

$$Q = \sum n_i \int_{T_{ref}}^T C_{pi} dT$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_{pi} dT = \int_{T_{ref}}^T (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

1. Entalpi Umpan

$$T = 318,9 \text{ K} = 45,94 \text{ } ^\circ\text{C}$$

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

Tabel 32. Perhitungan entalpi umpan

Komponen	BM	kmol/jam	$\int C_p dT$	Q umpan
C3H6	42,08	645,472	1,01E+04	6,55E+06
C3H8	44,1	71,398	9,76E+03	6,97E+05
Total		716,870	1,99E+04	7,25E+06

2. Entalpi Hasil atas

$$T = 317,66 \text{ K} = 44,66 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

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

Tabel 33. Perhitungan entalpi hasil atas

Komponen	BM	kmol/jam	$\int C_p dT$	Q hasil atas
C3H6	42,08	642,244	1304,33	837695,90
C3H8	44,1	3,080	1502,01	4625,9
Total		645,324	2806,34	842321,8

3. Entalpi hasil bawah

$$T = 326,6 \text{ K} = 53,56 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

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

Tabel 34. Perhitungan enthalpi hasil bawah

Komponen	BM	kmol/jam	$\int C_p dT$	Q hasil bawah
C3H6	42,08	3,227	3470,846	11201,7
C3H8	44,10	68,318	3529,835	241151,20
Total		71,545	7000,681	252352,9

4. Beban Panas Reboiler

$$Q_{\text{total}} = Q_{\text{sensibel}} + Q_{\text{laten}}$$

Beban Panas Sensibel

$$Q_s = \sum L m_i C_{pLi} (t_2 - t_1)$$

Tabel 35. Perhitungan Beban Panas Sensibel Reboiler

Komponen	Lmass	Cp.Li.dT	Qs
	kmol/jam	kJ/kmol	kJ/jam
C3H8	129,66	962,82	124.836,04
C3H6	2.297,62	976,66	2.243.997,00
Total	2.427,27	1.939,48	2.368.833,04

Beban Panas Laten \surd

$$Q_v = \sum V_{mi} \cdot h_{vapi}$$

Tabel 36. Perhitungan beban panas laten reboiler

Komponen	Vmass	hvap	Qv
	kmol/jam	kJ/kmol	kJ/jam
C3H8	126,430	38,490	4866,33
C3H6	2229,298	44,598	99421,18
Total	2355,727	83,088	104287,52

$$\begin{aligned} \text{Panas Reboiler} &= \text{Panas sensibel} + \text{Panas Laten} \\ &= 2368833 + 104287,5 \\ &= 2473120,555 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

5. Beban panas kondensor (Qcd)

$$\begin{aligned} Q_{cd} &= Q_{\text{umpan}} + Q_{\text{reboiler}} - Q_{\text{atas}} - Q_{\text{bawah}} \\ Q_{cd} &= 7,25E+06 + 2473121 - 8,42E+05 - 252352,9 \\ Q_{cd} &= 8625786,697 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

6. Neraca Panas disekitar Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 37. Neraca Panas disekitar menara distilasi

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
Qumpan	7.247.340,82	Qatas	842.321,81
Qr	2.473.120,55	Qbawah	252.352,86
		Qc	8.625.786,70
Total	9.720.461,37	Total	9.720.461,37

KESIMPULAN MENARA DISTILASI (MD-01)

Tugas : Memisahkan Propilen (C_3H_6) dari Propana (C_3H_8) dengan kemurnian
dengan laju alir sebesar : 30.309,81 kg/jam

Jenis : *Sieve Tray Distillation Tower*

Jumlah : 1

Kondisi Operasi :

a. Kondisi Operasi Umpan Menara

Suhu = 318,94 K = 45,792 °C

Tekanan = 18,19 atm

b. Kondisi Operasi Puncak Menara

Suhu = 317,66 K = 44,514 °C

Tekanan = 18,00 atm

c. Kondisi Operasi Dasar Menara

Suhu = 326,56 K = 53,406 °C

Tekanan = 18,27 atm

Spesifikasi Alat :

a. Plate

Jumlah Plate enriching = 42

Jumlah Plate stripping = 42

b. Dimensi Menara Distilasi

Tinggi menara = 31,84 m

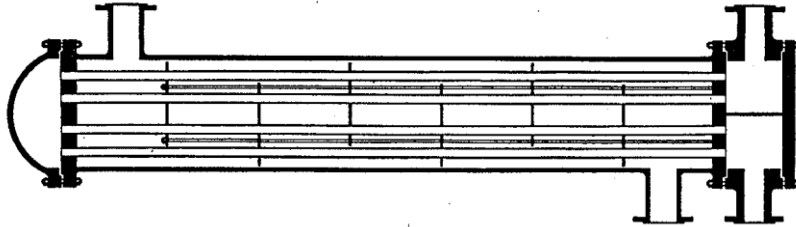
Diameter menara = 3,505 m

Bahan = *Stainless Steel SA 316*

KONDENSOR PARSIAL - 01 (CDP-01)

Tugas : Mengembangkan sebagian besar hasil keluaran reaktor

Jenis alat : Shell and Tube



Data :

fluida panas

tekanan , Pt : 18 atm = 1823,85 kPa = 13680,038 mmHg

suhu masuk, T1 : 333,15 K = 60,00 °C

Neraca masuk CDP

Komp	BM	Kg/Jam	Kmol/jam	y	x
H2	2,016	1.295,44	642,58	0,4709	0,0408
N2	28,01	144,58	5,16	0,0038	0,0046
C3H6	42,08	27.161,45	645,47	0,4730	0,8555
C3H8	44,10	3.148,36	71,40	0,0523	0,0992
Total		31.749,83	1.364,61	1,0000	1,0000

Kapasitas Panas Fase Gas

$$C_p = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3 + E \times T^4$$

dimana:

C_p = kapasitas panas (joule/mol.K)

T = Temperatur (K)

Data kapasitas panas pada fase gas masing-masing komponen:

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$				
	A	B	C	D	E
Hidrogen	25,399	0,020178	-0,000038549	3,188E-08	-8,7585E-12
Nitrogen	29,342	-0,00354	0,000010076	-4,3116E-09	2,5935E-13
Propilen	31,298	0,072449	0,00019481	-2,1582E-07	6,2974E-11
Propana	28,277	0,116	0,00019597	-2,3271E-07	6,8669E-11

Kapasitas Panas Fase Cair

Persamaan :

$$cpl = cpla + cplb t + cplc t^2 + cpld t^3$$

cpl : kapasitas panas fase cair [kJ /kmol K]

cpla , cplb , cplc , cpld , cple : konstanta

t : suhu operasi [K]

Komp	A	B	C	D
H2	50,607	-6,1136	0,3093	-0,004148
N2	76,452	-0,35226	-0,002669	5,01E-05
C3H6	54,718	0,34512	-0,001632	3,88E-06
C3H8	59,642	0,32831	-0,001538	3,65E-06

Konduktivitas Thermal Fase Gas

Persamaan diperoleh dari Yaws, Chemical properties hand book

$$N_{gas} = A + (B)T + (C)T^2$$

Dimana :

K_{gas} : Konduktivitas thermal fasa gas

K_{thga}, k_{thgb}, k_{thgc}: konstanta

T : suhu operasi

Data konstanta k_{thga}, k_{thgb}, k_{thgc}

Diperoleh dari Yaws, chemical properties hand book

Komponen	A	B	C
H2	3,95E-02	0,00045918	-6,4933E-08
N2	3,09E-03	0,00007593	-1,1014E-08
C3H6	-1,12E-02	0,000075155	6,5558E-08
C3H8	-8,69E-03	0,000066409	7,876E-08

Konduktivitas Thermal Fase Cair

mengikuti persamaan :

organic compound

$$\log_{10} K_{liq} = A + B \left[1 - \frac{T}{C} \right]^{2/7}$$

inorganic compound

$$k = A + B T + C T^2$$

Dengan hubungan :

k_{thl} : konduktivitas thermal fase cair [J/msK]

$k_{thla}, k_{thlb}, k_{thlc}, k_{thld}$: konstanta

t : Suhu operasi [K]

Komp	A	B	C	
H2	-0,1433	0,023627	-0,0005148	inorganic
N2	0,213	-0,0004205	-1,1014E-08	inorganic
C3H6	-1,4376	0,7718	364,76	organic
C3H8	-1,2127	0,6611	369,82	organic

Viskositas Fase Gas

Persamaan diperoleh dari sifat gas cair (liquid and gas properties)

KETERANGAN = $A+BT+CT^2$

Komponen	miuP		
	A	B	C
H ₂	27,758	0,21200	-3,280,E-05
N ₂	42,606	0,47500	-9,880,E-05
C ₃ H ₆	-7,23	0,34180	-9,452,E-05
C ₃ H ₈	-5,462	0,32700	-1,067,E-04

Viskositas Fase Cair

Persamaan yang digunakan :

$\log_{10} \mu_{liq} = A + B/T + C.T + D.T^2$

Dengan hubungan :

$\mu_{yua}, \mu_{yub}, \mu_{yuc}, \mu_{yud}, \mu_{yue}$: konstanta empiris

t : suhu operasi [K]

μ : viskositas fase fase cair [cP]

Komponen	A	B	C	D
H2	-7,0154	40,791	2,37E-01	-0,004083
N2	-15,6104	465,05	1,63E-01	-0,000634
C3H6	-5,1758	429,82	1,86E-02	-3,17E-05
C3H8	-3,1759	297,12	9,55E-03	-1,88E-05

Densitas Fase Cair

$$\text{density} = A B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dengan hubungan :

ρ_l : rapat massa fase cair [g/ml]

A, B , n , TC : konstanta konstanta

t : suhu operasi [K]

Komp	A	B	C	D
H2	0,03125	0,3473	0,2756	33,16
N2	0,31205	0,28479	0,2925	126,1
C3H6	0,23314	0,27517	0,30246	364,76
C3H8	0,22151	0,27744	0,287	369,82

Panas Laten Penguapan

$$HVAP = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Dengan Hubungan :

A, Tc , n = Konstanta

h_{vap} = Panas Laten Penguapan (Kjoule/mol)

T_c = Suhu Kritis (K)

T = Suhu Operasi

Komp	A	Tc	n
H2	0,659	33,18	0,38
N2	9,43	126,1	0,533
C3H6	26,098	364,76	0,358
C3H8	26,89	369,82	0,365

Vapor Pressure

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

Dengan hubungan :

P_{uap} : tekanan uap [mmHg]

A , B , C, D, E : konstanta

t : suhu operasi [K]

Persamaan dan data konstanta diperoleh dari YAWS

Komp	A	B	C	D	E
H2	3,4132	-41,316	1,0947	-6,6896E-10	1,459,E-04
N2	23,8572	-476,68	-8,6689	0,020128	-2,4139E-11
C3H6	24,539	-1507,2	-6,48	-4,284E-11	5,4982E-06
C3H8	21,4469	-1462,7	-5,261	3,282E-11	3,7349E-06

Langkah Perhitungan

1. Menentukan suhu keluar fluida panas
2. Beban panas
3. Media pendingin
4. Beda suhu rerata
- 5 Koefisien perpindahan kalor
6. Alat penukar kalor standar
7. Penurunan tekanan

Menentukan tekanan condensable

$$P_t = 18 \text{ atm}$$

Komponen	BM	kmol/jam	Yi	Pi=Yi .Pt
H2	2,02	642,58	0,4709	8,4760
N2	28,01	5,16	0,0038	0,0681
C3H6	42,08	645,47	0,4730	8,5141
C3H8	44,10	71,40	0,0523	0,9418
Total		1.364,61	1,0000	18,0000

$$P_{\text{cond}} = P_{\text{C3H8}} + P_{\text{C3H6}}$$

$$P_{\text{cond}} = 9,456 \text{ atm} = 7.186,52 \text{ mmHg}$$

Agar bahan yang kondensabel dapat terembunkan semua,

suhu keluar kondensor = suhu didih campuran bahan kondensabel

1. Menentukan Suhu Keluar Fluida Panas

a. Bubble Point

suhu uap dihitung dengan cara trial suhu sampai diperoleh $\sum K_i \cdot z_i = 1$

dengan hubungan :

K_i : Konstanta kesetimbangan = $P_{\text{uap},i} / P_{\text{cond}}$

$P_{\text{uap},i}$: Tekanan uap masing masing komponen (atm)

$$T_{bubble} = 318,40 \text{ K} = 45,395 \text{ C}$$

Komponen	kmol/jam	zi	Puap	Ki (P0/Pcd)	yi = zi.Ki
C3H6	645,472	0,9004	18,3067	1,0170	0,9157
C3H8	71,398	0,0996	15,2277	0,8460	0,0843
Total	716,870	1,0000	36,3973	2,8630	1,0000

b. Dew Point

Suhu embun dihitung dengan cara trial sampai diperoleh $\sum Ki/zi=1$

Dengan hubungan :

Ki : Konstanta kesetimbangan = Puap, i / Pcond

Puap,i : Tekanan uap masing masing komponen (atm)

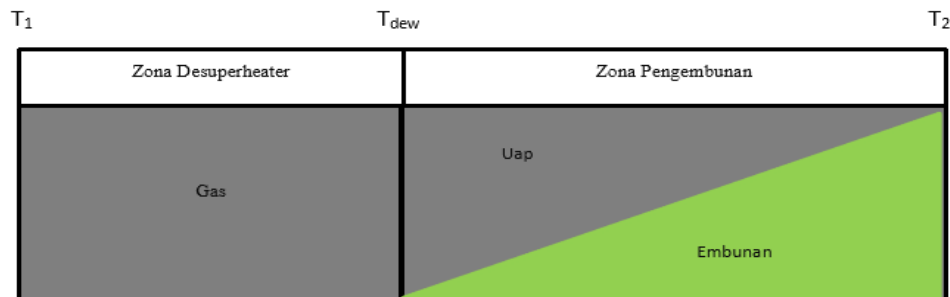
$$T_{dew} = 318,5341 \text{ K} = 45,384 \text{ C}$$

Komponen	kmol/jam	zi	Puap	Ki (P0/Pcd)	yi = zi/Ki
C3H6	645,472	0,9004	18,3624	1,0201	0,8826
C3H8	71,398	0,0996	15,2745	0,8486	0,1174
Total	716,870	34,6370	36,5057	2,8687	1,0000

Selanjutnya kondensor parsial dapat dibagi menjadi 2 zona :

1. Zona desuperheater dari suhu masuk hingga suhu embun
2. Zona kondensasi dari suhu embun sampai suhu keluar

Berikut merupakan pembagian subzone dalam kondensor parsial :



Gambar 1. Pembagian Zona dalam Kondensor Parsial

Tinjauan pada zona kondensasi Pada zona kondensasi dalam perhitungan ini dibagi menjadi 2 Subzone .

semakin banyak subzone akan meningkatkan ketelitian perhitungan

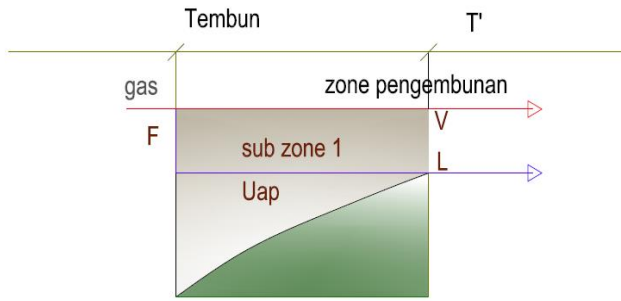
$$T_{dew} = 318,53 \text{ K} = 45,384 \text{ C}$$

$$T_2 = 318,40 \text{ K} = 45,245 \text{ C}$$

$$\text{Jumlah Subzone} = 2$$

$$\text{delta } T_{sub} = 0,07 \text{ K}$$

Zona



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]

x_i : fraksi mol komponen pada fase cair

y_i : fraksi mol pada fase uap

z_i : 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

$$x_i = \frac{z_f}{R(K_i - 1) + 1}$$

Subone 1

$$T_{sub,i} = T_{dew} + i \times \Delta T_{sub}$$

$$T_{sub 1} = 318,46 \text{ K} = 45,31 \text{ C}$$

Pada suhu yang tertentu dan tekanan tertentu V/F dihitung secara iterasi sampai diperoleh $\sum x_i = 1$

$$P = 9,456 \text{ atm}$$

$$\text{Ratio} = 5, \text{E-}11$$

Komponen	kmol/jam	Fraksi mol (zi)	Puap (atm)	Ki	xi
C3H6	645,472	0,9004	18,3345	1,9389	0,9004
C3H8	71,398	0,0996	15,2511	1,6129	0,0996
Total	716,870	34,5856			1,0000

$$R = V/F = 5,42\text{E-}11$$

$$\text{maka } V = 5,42\text{E-}11 \times 716,870 \text{ kmol/jam}$$

$$= 3,89\text{E-}08 \text{ kmol/jam}$$

kecepatan mol fase cair, $L = F - V$

$$\text{maka } L = 716,870 - 3,89\text{E-}08 \text{ kmol/jam}$$

$$= 716,870 \text{ kmol/jam}$$

komposisi cair, terdiri dari :

Komp	BM	Kmol/jam	Kg/jam	fraksi mol
H2	2,016	0	0	0,0000
N2	28,010	0	0	0,0000
C3H6	42,080	645,472	27.161,45	0,9004
C3H8	44,096	71,398	3.148,36	0,0996
total		716,8695	30.309,81	1,0000

Komposisi fase gas dihitung dari $V_i = F_i - L_i$

F_i :kecepatan mol masing komponen pada umpan[kmol /jam]

L_i :kecepatan mol masing komponen pada fase cair [kmol /jam]

V_i :kecepatan mol masing komponen pada fase gas [kmol /jam]

hasil perhitungan disajikan dalam bentuk tabel berikut :

komposisi gas terdiri dari :

Komp	BM	Kmol/jam	Kg/jam	fraksi mol
H2	2,016	0	1.295,44	0,0000
N2	28,010	0	144,58	0,0000
C3H6	42,080	28,010	0,0000	0,3996
C3H8	44,096	42,080	0,0000	0,6004
total		70,09	1.440,02	1,0000

Subzone 2

$$P_{\text{cond}} = 9,456 \text{ atm}$$

$$T_{\text{sub } 2} = 318,40 \text{ K} = 45,24547 \text{ C}$$

$$\text{Ratio} = 1, \text{E-}12$$

Komponen	kmol/jam	Fraksi mol (zi)	Puap (atm)	Ki	xi
C3H6	645,472	0,9004	18,3067	1,9360	0,9004
C3H8	71,398	0,0996	15,2277	1,6104	0,0996
Total	716,870	1,0000			1,0000

$$R=V/F = 1,37E-12$$

$$\begin{aligned} \text{maka } V &= 1,37E-12 \times 716,870 \text{ kmol/jam} \\ &= 9,85E-10 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

kecepatan mol fase cair , $L= F-V$

$$\begin{aligned} \text{maka } L &= 716,870 - 9,85E-10 \text{ kmol/jam} \\ &= 716,870 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

komposisi cair , terdiri dari :

Komp	BM	Kmol/jam	Kg/jam	fraksi mol
H2	2,016	0	0	0,0000
N2	28,010	0	0	0,0000
C3H6	42,080	645,47	27.161,45	0,9004
C3H8	44,096	71,40	3.148,36	0,0996
total		716,87	30.309,81	1,0000

Komposisi fase gas dihitung dari $V_i= F_i -L_i$

F_i :kecepatan mol masing komponen pada umpan[kmol /jam]

L_i :kecepatan mol masing komponen pada fase cair [kmol /jam]

V_i :kecepatan mol masing komponen pada fase gas [kmol /jam]

hasil perhitungan disajikan dalam bentuk tabel berikut :

komposisi gas terdiri dari :

Komp	BM	Kmol/jam	Kg/jam	fraksi mol
H2	2,016	642,5801	1.295,44	0,9920
N2	28,010	5,1618	144,58	0,0080
C3H6	42,080	0,0000	0,00	0,0000
C3H8	44,096	0,0000	0,00	0,0000
total		647,7419	1440,023094	1,0000

Pengembunan yang terjadi

dihitung dari persamaan

zone Pengembunan = cairan keluar zona 1 - cairan keluar zone 2

Komp	BM	Kmol/jam	Kg/jam	fraksi mol
H2	2,016	0,E+00	0,E+00	0,0000
N2	28,010	0,E+00	0,E+00	0,0000
C3H6	42,080	7,E-08	3,E-06	0,9150
C3H8	44,096	6,E-09	3,E-07	0,0850
total		7,E-08	3,E-06	1,0000

2. Beban Panas

Dihitung dengan persamaan:

$$Q_t = Q_{ds} + Q_{subzone1} + Q_{subzone2}$$

Dengan hubungan

Q_{ds} : Beban panas pada zone desuperheater [kJ /jam]

$Q_{subzone1}$: Beban panas pada subzone ke 1 [kJ /jam]

$Q_{subzone2}$: Beban panas pada subzone ke 2 [kJ /jam]

Beban panas untuk desuperheater

dihitung dengan persamaan

$$Q_{ds} = \sum v_i c_{pgi} (T_1 - T_{dew})$$

Dengan hubungan

c_{pgi} : kapasitas panas masing masing komponen fase gas [kJ/kmol K]

T : Suhu fluida panas masuk [K]

T_{dew} : Suhu embun [K]

Q_{ds} : Beban panas pada desuperheater [kJ/jam]

v_i : kecepatan mol masing masing komponen pada fase gas [kmol/ jam]

suhu masuk $T_1 = 333,15 \text{ K} = 60 \text{ C}$

suhu keluar zone , $T_{dew} = 318,5341 \text{ K} = 45,384 \text{ C}$

Komp	BM	v_i (Kmol/jam)	C_{pg} (kJ/kmol)	$Q_{ds, i}$
H2	2,016	642,58	42,22	27.128
N2	28,010	5,16	42,55	220
C3H6	42,080	645,47	100,60	64.937
C3H8	44,096	71,40	116,35	8.307
total		1.364,61	301,72	100.593

$$Q_{ds} = 100.592,51 \text{ KJ/jam}$$

Beban Panas Kondensasi :

Pada zona ini, terdapat perbedaan antara suhu embun dan suhu didih. Perhitungan lebih teliti dapat diperoleh dengan cara membagi zona pengembunan menjadi beberapa subzona seperti yang di bahas oleh Kern, D. Q. " Process Heat Transfer " Mc Graw Hill, New York (1950) halaman 323 -337. Adapun tentang kondensor desuperheater dapat dilihat pada hal 283 -289. Pada zona pengembunan ini diasumsikan pengembunan terjadi diawal zona kemudian dilanjutkan dengan penurunan suhu embunan.

Dihitung dengan persamaan :

$$Q_{cond} = Q_{hv} + Q_{sl}$$

Keterangan ;

Q_{cond} = Beban panas total pada zona pengembunan (kJ / Jam)

Q_{hv} = Beban panas untuk pengembunan (kJ / Jam)

Q_{sl} = Beban panas menurunkan suhu embunan (kJ/Jam)

Beban panas untuk pengembunan dihitung dengan persamaan :

$$Q_{hv} = \sum V_i \cdot \lambda_i$$

Keterangan :

Q_{hv} = Beban panas untuk pengembunan (kJ/ Jam)

V_i = Kec. mol masing masing komponen fasa cair (kmol/jam)

λ_i = Panas laten pengembunan (kJ / Kmol)

Beban panas laten dievaluasi pada suhu embun :

$$T_{dew} = 318,534 \text{ K} = 45,53 \text{ C}$$

Komp	BM	V_i (Kmol/jam)	λ_i	$Q_{ds, i}$
C3H6	42,080	645,4717	32,67	21.089,94
C3H8	44,096	71,3978	33,73	2.408,58
total		716,8695	66,41	23.498,52

$$Q_{hv} = 23.498,52 \text{ kJ/jam}$$

Beban panas untuk menurunkan suhu embunan dihitung dengan

Persamaan :

$$Q_{sl} = \sum L_i \cdot C_{pl,i} (T_{dew} - T_2)$$

Keterangan ;

$C_{pl,i}$ = Kapasitas panas masing masing komponen fasa cair

T_{dew} = Suhu fluida panas keluar subzone 1 (K)

T_2 = Suhu keluar zone pengembunan (K)

$Q_{sl} =$ Beban panas untuk menurunkan (kJ/jam)

$V_i =$ kec. mol masing masing komponen fase cair (kmol/jam)

Beban panas untuk penurunan suhu embun dievaluasi

pada suhu embun dan suhu keluar kondensasi :

$T_{dew} = 318,5 \text{ K} = 45,5 \text{ C}$

$T_2 = 318,4 \text{ K} = 45,4 \text{ C}$

Komp	BM	Li (Kmol/jam)	$C_{pl,i}$	$Q_{sl, i}$
C3H6	42,080	645,47	17,24	11.127,37
C3H8	44,096	71,40	17,51	1.249,91
total		716,87		12.377,28

$Q_{sl} = 12.377,28 \text{ kJ/jam}$

$Q_{cond} = Q_{hv} + Q_{sl}$

$Q_{cond} = 35.875,80 \text{ kJ/jam}$

Beban panas total

$Q_t = 136.468,30 \text{ kJ/jam} = 129.347,39 \text{ BTU/jam} = 37,91 \text{ kJ/s}$

3. Media Pendingin

Shell : sebagai media pendingin digunakan water

suhu masuk , $t_1 = 303,15 \text{ K} = 30,00 \text{ C}$

suhu keluar , $t_2 = 309,15 \text{ K} = 36,00 \text{ C}$

suhu rerata , $T_{av} = 306,15 \text{ K} = 33,00 \text{ C}$

$C_p = 55,16 \text{ kJ/kg K} = 13,172 \text{ BTU/lbm F}$

$\mu = 3, \text{E}+02 \text{ mPa.sec} = 1, \text{E}+03 \text{ kg/m jam}$

$= 7, \text{E}+02 \text{ lb/ft jam}$

$\rho_l = 901,7447 \text{ kg/m}^3 = 56629,566 \text{ lb/ft}^3$

$k = 3.946,3890 \text{ W/mK} = 1,1 \text{E}-03 \text{ kJ/jam m K}$

massa water $= 2.474,12 \text{ kg/jm} = 0,6873 \text{ kg/s}$

136.468,30

4. Menghitung ΔT LMTD

untuk aliran berlawanan arah (counter flow) dimana :

T_1 : suhu fluida panas masuk shell = $333,0 \text{ K} = 60,0 \text{ }^\circ\text{C}$

T_2 : suhu fluida panas keluar shell = $318,4 \text{ K} = 45,40 \text{ }^\circ\text{C}$

t_1 : suhu fluida dingin masuk = $303,0 \text{ K} = 30,0 \text{ }^\circ\text{C}$

t_2 : suhu fluida dingin keluar = $309,0 \text{ K} = 36,0 \text{ }^\circ\text{C}$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = 19,38 \text{ K}$$

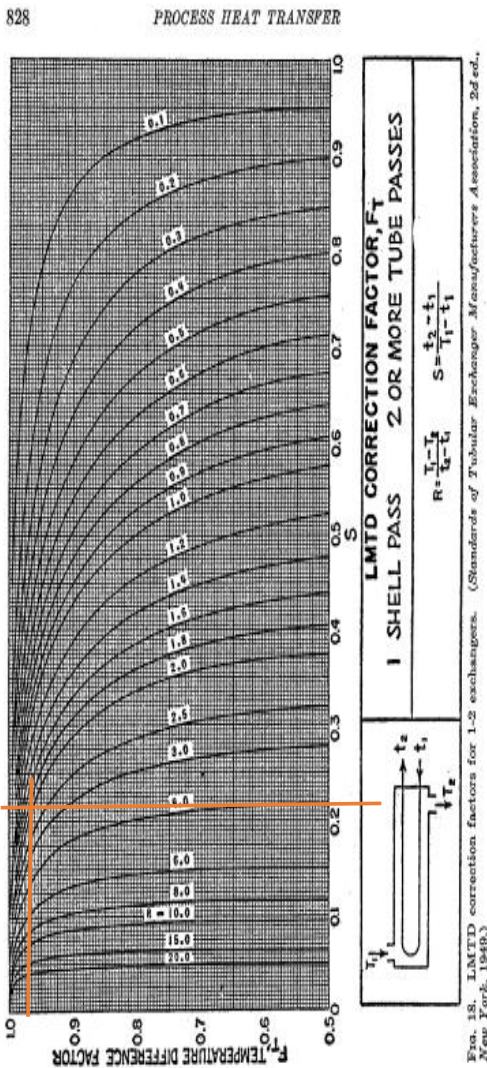
(Δt) LMTD koreksi

R = 2,43

S = 0,20

Ft = 0,97

(Δt)lmtD koreksi di dapat = 18,80 K



5. Koefisien Perpindahan Kalor

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.

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

hot fluid = hydrocarbon

cold fluid = water

nilai Ud = 30 - 75 btu/jam ft² F

dicoba Ud = 30 btu/jam ft² F
0,17034 kJ/m².s.K

6. Alat Penukar Kalor Standar

a. Luas perpindahan kalor yang diperlukan

Keterangan :

A : Luas perpindahan kalor yang dipeerlukan (m²)

Qt : Beban panas total (kJ/s)

UD : Koefisien perpindahan kalor gabungan (kJ/m².s.K)

ΔT : beda suhu rata - rata (K)

Dihitung dengan persamaan :

$$A = \frac{Qt}{UD \times \Delta T L M T D} = \frac{123,602 \text{ ft}^2}{11,48 \text{ m}^2}$$

dikarenakan nilai A lebih besar dari 100 ft²

maka digunakan shell and tube heat exchanger (kern,1995 page127)

b. Ukuran Tabung

Dipilih ukuran tabung dengan spesifikasi sebagai berikut :

Bahan Konstruksi = *Carbon Steel-SA334* Grade C

BWG = 18

Odt = 1 in

= 0,025 m

Idt = 0,902 in

= 0,023 m

at' = 0,262 ft²/ft

0,080 m²/m

Sumber : Kern D.Q, 1983, " *Process Heat Transfer* ", case institute of Technology London, Hal 843, Tabel 10

APPENDIX OF CALCULATION DATA

843

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	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
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		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
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		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
	18	0.049	0.902	0.639		0.2314	0.639
	18	0.049	0.902	0.639		0.2361	0.545

1 in. OD tubes on 1¼-in. triangular pitch

8	21	16	16	14	
10	32	32	26	24	
12	55	52	48	46	44
13¼	68	66	58	54	50
15¼	91	86	80	74	72
17¼	131	118	106	104	94
19¼	163	152	140	136	128
21¼	199	188	170	164	160
23¼	241	232	212	212	202
25	294	282	256	252	242
27	349	334	302	296	286
29	397	376	338	334	316
31	472	454	430	424	400
33	538	522	486	470	454
35	608	592	562	546	532
37	674	664	632	614	598
39	766	736	700	688	672

panjang tabung :

panjang tabung standart 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

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

dipilih : panjang tabung , L = 12 ft

3,66 m

c. Jumlah Tabung yang diperlukan

Jumlah tabung yang dibutuhkan dihitung dari persamaan berikut :

$$nt = \frac{A}{at' \times L} = 39,34$$

dipilih jumlah tabung standar = 52

d. Ukuran Selongsong

dipilih ukuran selongsong dengan spesifikasi sebagai berikut :

bahan kontrusi	=	Carbon Steel-SA334 Grade C
susunan	=	1 in pada 1¼ in triangular pitch
pitch	=	1,25 in
	=	0,03 m
Ids	=	12 in 0,3048 m
pass (n)	=	2
De	=	0,712 in
	=	0,02 m 0,06 ft

Kern D.Q.,1983 "*Process Heat Transfer*". Case Institute of Technology, London Fig 28 luas perpindahan kalor koreksi :

$$A \text{ koreksi} = nt \times at \times L = 15,18 \text{ m}^2$$

$$163,38 \text{ ft}^2$$

e. Koefisien Perpindahan Kalor Koreksi

$$UD = \frac{Qt}{A_{koreksi} \times \Delta T_{LMTD} \text{ koreksi}} = 34,04 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}$$

masih dalam sekitar Ud 30-75 btu/jam ft² F 0,19 kJ/jam m² K

6. Route Fluida

Media pendingin dialirkan pada shell , dan fluida panas pada tube

7. Koefisien Perpindahan Kalor dalam Tube, Selongsong & Gabungan**a. Koefisien Perpindahan Kalor dalam Tube**

Luas aliran *tube* (*fluida panas*):

$$at' = \frac{\pi}{4} ID^2 = 0,0004 \text{ m}^2$$

$$at = \frac{nt \times at'}{npass} = 0,0107 \text{ m}^2$$

Fluks Massa Fluida Panas :

$$G_t = \frac{mt}{at} = 134.414,45 \text{ Kg/m}^2 \text{ jam}$$

Bilangan Reynold :

$$Re_t = \frac{Gt \times Idt}{\mu t} = 9,11 \quad \text{laminer karena } Re < 2100$$

Bilangan Prandl :

$$Pr_t = \frac{Cp t \times \mu t}{Kt h t} = 526.057,08$$

Koefisien Perpindahan Kalor di Tube :

$$hi \text{ tube} = 0.021 \frac{kth}{Idt} Re_t^{0.8} \times Pr_t^{1/3} = 327.482,32 \text{ kJ/jam m}^2 \text{ K}$$

Sumber : Walas,S.M.,1988,"*Chemical Process Design* ", *Mc Graw Hill International Book Company, Singapore, Hal 645*

$$hio \text{ tube} = hi \frac{IDt}{ODt} = 295.389,05 \text{ kJ/jam m}^2 \text{ K}$$

Keterangan :

hio : koefisien perpindahan panas pada tube (kJ /jam. m². K)

Idt : Diameter dalam *tube* (m)

Odt: Diameter luar *tube* (m)

tav : suhu rata - rata pendingin (K)

Zona Desuperheater :

$$T_{AV} = \frac{T_1 + T_{dew}}{2} = 325,84 \text{ K} = 52,84 \text{ C}$$

Menghitung Konduktivitas Thermal Fase Gas

Komp	BM	Yi	kthg	Yi . Kthg
H2	2,016	0,4709	0,1822	0,0858
N2	28,010	0,0038	0,0267	0,0001
C3H6	42,080	0,4730	0,0203	0,0096
C3H8	44,096	0,0523	0,0213	0,0011
		1,0000		0,0966

$$Kthg_{AV} = 0,0966 \text{ J/s.m.K} = 0,3479 \text{ kJ/jam.m.K}$$

Menghitung Viskositas :

Komponen	Yi	μ gas	Yi . μ gas
H2	0,4709	93,3540	43,9594
N2	0,0038	186,8911	0,7069
C3H6	0,4730	94,1078	44,5137
C3H8	0,0523	89,7597	4,6963
total	1,0000		93,8763

$$\mu \text{ gas} = 93,8763 \text{ cP} = 337,9547 \text{ kg/m jam}$$

$$0,0939 \text{ kg/m.s}$$

Menghitung Kapasitas Panas Campuran

Komponen	Yi	Cpg	Yi . Cpg
H2	0,4709	8.986,1	4.231,46
N2	0,0038	9.477,19	35,85
C3H6	0,4730	15.728,8	7.439,86
C3H8	0,0523	17.026,40	890,84
total	1,0000		12.598,01

$$Cp = 12.598,01 \text{ kJ/kmol K}$$

$$Bm \text{ camp} = 23,27 \text{ kg/kmol}$$

$$Cpav = 541,46 \text{ kJ/kg K}$$

Zona Pengembunan :

$$T_{AV} = \frac{T_{dew} + T_2}{2} = 318,46 \text{ K} = 45,46 \text{ C}$$

Menghitung Konduktivitas Thermal Fluida

Komponen	Yi	kthl	Yi . Kthl
H2	0,4709	7,2171	3,3985
N2	0,0038	0,0791	0,0003
C3H6	0,4730	0,3060	0,1448
C3H8	0,0523	0,2808	0,0147
total	1,0000		3,5582

$$kthl = 3,5582 \text{ J/s.m}^2.\text{K} = 12,8096 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

Menghitung Viskositas

Komponen	Yi	μ cair	Yi . μ cair
H2	0,4709	-	-
N2	0,0038	0,0000	0,0000
C3H6	0,4730	0,0776	0,0367
C3H8	0,0523	0,0780	0,0041
total	1,0000		0,0408

$$\mu \text{ cair} = 0,0408 \quad cP = 0,1468 \text{ kg/ m.jam}$$

Menghitung Kapasitas Panas

Komponen	Yi	Cpl	Yi . Cpl
H2	0,471	- 30.870,0420	- 14.536,3544
N2	0,004	367,8492	1,3914
C3H6	0,473	123,6178	58,4722
C3H8	0,052	125,5592	6,5694
total	1,000		- 14.469,9214

$$Cpl = -14469,92 \text{ kJ/Kmol. K}$$

$$BM \text{ campuran} = 23,27 \text{ kg/kmol}$$

$$Cp \text{ avg} = -621,92 \text{ kJ/kg. K}$$

Bilangan Reynold :

$$Re, \text{ embun} = \frac{G_t \times D_e}{\mu_{\text{cair}}} = 16557,26 \quad (\text{turbulen})$$

Bilangan Prandl :

$$Pr_{\text{embun}} = \frac{C_{p_l} \times \mu_{\text{cair}}}{k_{th_l}} = 7,126$$

Koefisien perpindahan kalor di *shell* zona pengembunan : perhitungan $\left(\frac{\mu}{\mu_{av}}\right) \sim 1$

$$h_o \text{ embun} = 0.36 \times \frac{k_{th_l}}{D_e} \times Re^{0.55} \times Pr^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_{av}}\right)^{0.14} = 102.654,56 \text{ kJ/jam m}^2 \text{ K}$$

Sumber : Kern D.Q.1983, "Process Heat Transfer", Case Institute of Technology, London, Hal 99

b. Koefisien Perpindahan Kalor dalam Shell

jarak antar baffle berkisar 0,2 - 1 dari diameter shell, diambil 0,2

$$B = \frac{ID_s}{5} = 0,06 \text{ m}$$

Sumber : Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, "An Introduction to Chemical Engineering", Allyn and Bacon Inc, Massachusetts, Hal 646 clearance dihitung dengan persamaan berikut :

$$C' = \text{Pitch} - \text{Odt} = 0,006 \text{ m}$$

Luas aliran shell dihitung dengan persamaan berikut :

$$a_s = \frac{ID_s \times B \times C'}{\text{Pitch}} = 0,004 \text{ m}$$

Sumber : Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983 "An Introduction to Chemical Engineering" Allyn and Bacon Inc, Massachusetts, Hal 652

Fluks Massa chilled water:

$$G_s = \frac{M_{\text{pendingin}}}{a_s} = 665.780,42 \text{ kg/m}^2 \text{ jam}$$

Bilangan Reynold :

$$Re_{s} = \frac{G_s \times D_e}{\mu_s} = 1644 \text{ (laminer)}$$

Bilangan Prandl :

$$Pr_{s} = \frac{C_{p_{\text{pendingin}}} \times \mu_{\text{pendingin}}}{k_{t_{\text{pendingin}}}} = 5, E+04$$

Koefisien perpindahan kalor *shell* Pada perhitungan $\left(\frac{\mu}{\mu_{gas}}\right) \sim 1$

$$h_{o \text{ shell}} = 0.36 \times \frac{k_{t_{\text{downtherm}}}}{D_e} \times Re^{0.55} \times Pr^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_{gas}}\right)^{0.14} = 47,9041 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot K$$

Sumber : Kern D.Q, 1983, "Process Heat Transfer", case Institute of Technology, London, Hal 179

Koefisien perpindahan kalor keseluruhan bersih di *shell*
zona desuperheater :

$$Uc_{shell, ds} = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 47,896 \quad \text{kJ/jam m}^2 \text{ K}$$

Faktor Pengotor

$$RD_{terhitung} = \frac{1}{Ud} - \frac{1}{Uc} = 5,153 \quad \text{kJ/jam.m}^2\text{,K}$$

Faktor Pengotoran Minimum

$$Rd_{min} = \begin{matrix} 0,0030 & \text{Btu/ hr ft}^2 \text{ F} \\ 0,5290 & \text{kJ/jam m}^2 \text{ K} \end{matrix}$$

Rd terhitung > Rd minimum, alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat Sumber : Kern D.Q, 1983. " Process Heat Transfer ", Case Institute of Technology, London, Hal 840

Jumlah Baffle

$$(N + 1) = L / B$$

$$(N + 1) = 60$$

Faktor *friksi* dihitung dengan persamaan berikut :

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re_s^{0.42}} = 0,05$$

Sumber : Kern D.Q,1983,"*Process Heat Tranfer* ", Case Institute of Technology London, Hal 53

Pressure Drop

Pressure drop shell (chilled water) dihitung dengan persamaan berikut :

$$\Delta P_s = \frac{f(N + 1)Gs^2 \times Ids}{2 \times \rho f \times De} = \begin{matrix} 4,63 & \text{Pa} \\ 5,E-05 & \text{atm} \end{matrix}$$

$\Delta P_s < \Delta P_{s, max}$, penurunan P di *Shell* memenuhi syarat. ($\Delta P_{s, max} = 0.3401 \text{ atm}$)

Sumber : Kern D.Q, 1983 ,"*Process Heat Tranfer* ", Case Institute of Technology London, Hal 273, Keterangan :

De = Diameter Ekuivalen (m)

f = Faktor Friksi

G_s = Flux Massa (kg/m².s)

I_{ds} = Diameter Selongsong (m)

(N+1) = Jumlah baffle

ΔP_s = penurunan tekanan (Pa)

ρ_f = Rapat massa embunan (Kg/m³)

Faktor Friksi

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{Re^{0.32}} = 0,013 \quad \text{Kern, D.Q., halaman 53}$$

Pressure drop tube dihitung dengan persamaan berikut :

$$\Delta P_t = \frac{4 f G_t^2 L n_p}{2 \rho_{mix} I_{dt}} = 4.907,34 \text{ Pa}$$

0,0484 atm

$\Delta P_t < \Delta P_{t, \max}$, penurunan P di *tube* memenuhi syarat.

($\Delta P_{t, \max} = 0.6803 \text{ atm}$)

Sumber : Kern D.Q, 1983 , "Process Heat Tranfer ", Case Institute of Technology London, Hal 273, Keterangan :

f = Faktor friksi

G_t = Flux Massa pada tube (kg/m².s)

I_{dt} = Diameter dalam tabung

L = Panjang tabung (m)

n_p = Jumlah pass

ΔP_t = penurunan tekanan (Pa)

ρ = rapat massa (kg /m³)

Neraca Massa CPD- 01

Komponen Cair Keluar Kondensor

Komponen	BM	x_i	kmol/jam	kg/jam	x_i
H ₂	2,016	0	0	0	0
N ₂	28,01	0	0	0	0
C ₃ H ₆	42,08	645,47	645,47	27.161	0,8961
C ₃ H ₈	44,10	71,40	71,40	3.148	0,1039
Total		1433,74	716,87	30.310	1,0000

Komposisi gas keluar kondensor

Komponen	BM	V	V (kg/jam)	yi	xi
H2	2,02	642,580	1.295,44	0,3078	0,8996
N2	28,01	5,1618	144,582	0,0025	0,1004
C3H6	42,08	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C3H8	44,10	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total		2.087,77	1.440,02	1,3103	1,0000

Neraca massa kondensor parsial (CDP-01)

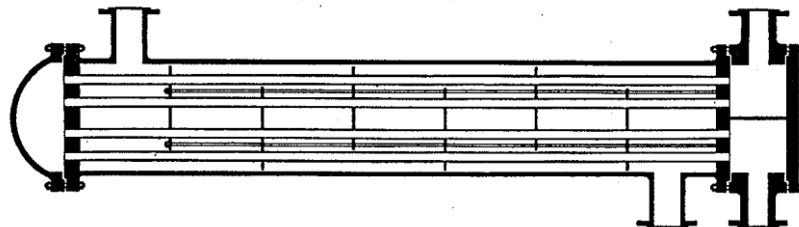
30.309,81

Komponen	BM	Masuk CDP		Keluar Fasa Gas		Keluar Fasa Cair	
		Kg/jam	Zf	Kg/jam	yi	Kg/jam	xi
H2	2,016	1.295,44	0,0408	1.295,44	0,8996	0	0,0000
N2	28,01	144,58	0,0046	144,58	0,1004	0	0,0000
C3H6	42,08	27.161,45	0,8555	0,0000	0,0000	#####	0,8961
C3H8	44,1	3.148,36	0,0992	0,0000	0,0000	3.148,36	0,1039
Total		31.749,83	1,0000	1.440,02	1,0000	#####	1,00
		31.749,83		31.749,83			

Kesimpulan Kondensor Partial-01 (CDP-01)

Tugas : Mengembunkan sebagian besar hasil reaktor

Jenis alat : Shell and Tube



1. Kondisi Operasi :

Tekanan	=	18,00	atm
T _{in} CDP	=	333,15 K	= 60,15 °C
T _{out} CDP	=	318,40 K	= 45,40 °C
T dew	=	318,53 K	= 45,53 °C

2. Ukuran Alat :

Idt	=	0,902 in	=	0,2749 m
Odt	=	1,000 in	=	0,3048 m
Ids	=	12,000 in	=	0,3048 m
n pipa	=	52,000		
pass	=	2		
L	=	12,000 ft	=	3,6574 m
susunan pipa	=	1 in pada 1¼ in triangular pitch		
A standar	=	11,483 m ²		
beban panas	=	136.468,30 kJ/jam		

3. Media Pendingin :

Jenis	=	Water
T _{in} pendingin	=	303,15 K = 30,00 °C
T _{out} pendingin	=	309,15 K = 36,00 °C

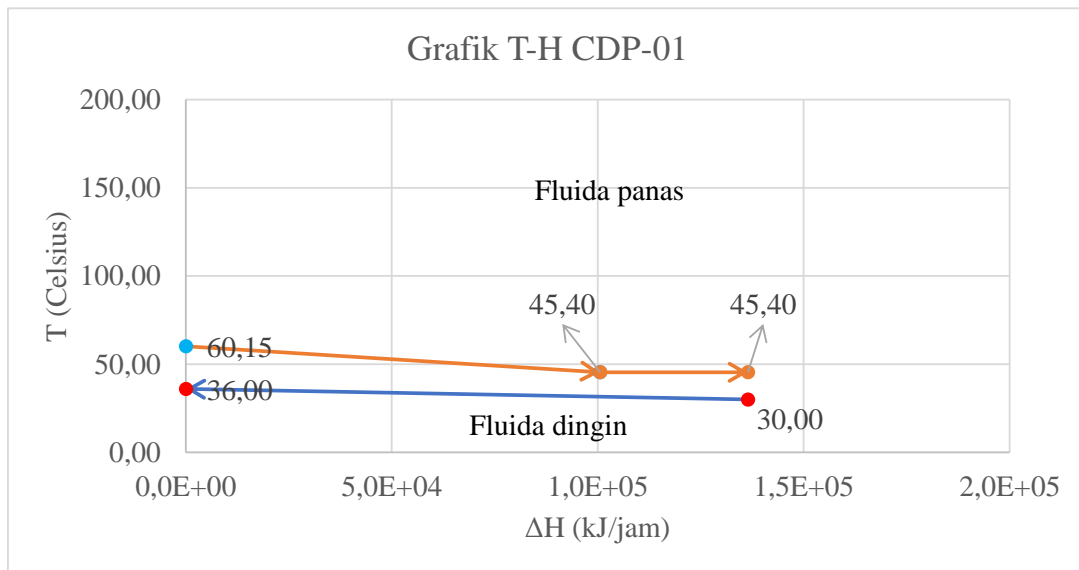
4. Koefisien Perpindahan Panas :

ho shell zona desuperheater	=	47,9041	$\text{kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$
hio pada tube	=	295.389,05	$\text{kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$
Uc shell zona desuperheater	=	47,8963	$\text{kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$
Ud	=	34,0428	$\text{btu/jam ft}^2 \text{ F}$
Rd terhitung	=	5,1526	$\text{kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$
Rd minimum	=	0,5290	$\text{kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$
pressure drop shell	=	0,0000	atm
pressure drop tube	=	0,0484	atm
P ke MD	=	18,0000	atm

CDP - 01

T1	=	60,15	C =	333,15 K
T2	=	45,40	C =	318,40 K
Tlaten	=	45,40	=	318,40 K
Beban Panas sensibel	=	0	Beban panas laten	= -
	=	100.593 kJ/jam	Grafik	= 100.593
	=	-	=	#
Total	=	136.468,3		
Media pemanas	=	air		
t1	=	30,00	C =	303 K
t2	=	36,00	C =	309 K
	=			

V-01	Fluida panas	Fluida dingin
T ₁ (°C)	30,000	60,150
T ₂ (°C)	36	45,3955
Beban Panas (kJ/jam)		136.468,3



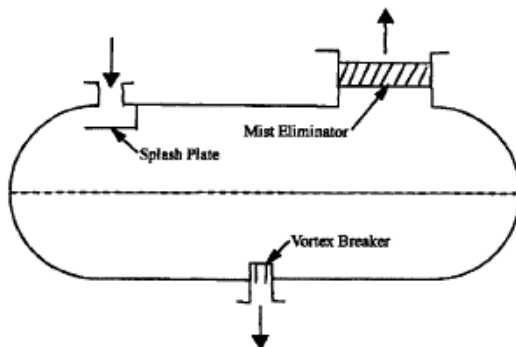
Lampiran

SEPARATOR - 01

Tugas : Memisahkan fase gas dan fase cair keluaran kondensor parsial (CDP-01)

Jenis alat : *Horizontal Drum Separator*

Sketsa :



Asumsi :

- 1 Separator bekerja dalam keadaan tunak
- 2 Konstanta kesetimbangan fase mengikuti persamaan $K_i = P_{uap_i} / P_{total}$

Data :

Umpan Masuk Separator

Suhu = 318,40 K = 45,40 C

Tekanan = 18,0 atm

Komposisi Umpan

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
H2	2,016	642,58	1.295,44
N2	28,01	5,16	144,58
C3H6	42,08	645,47	27.161,45
C3H8	44,1	71,39	3.148,36
Total		1.364,60	31.749,83

Komposisi fase gas

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	fraksi mol
H2	2,016	642,58	1.295,44	0,9920
N2	28,01	5,16	144,58	0,0080
C3H6	42,08	0,00	0,00	0,0000
C3H8	44,1	0,00	0,00	0,0000
Total		647,74	1.440,02	1,0000

Komposisi keluar fase cair

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	fraksi mol
H ₂	2,016	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	28,01	0,0000	0,0000	0,0000
C ₃ H ₆	42,08	645,47	27161,4509	0,9004
C ₃ H ₈	44,1	71,39	3148,3571	0,0996
Total		716,86	30309,8080	1,0000

1 Densitas fasa cair

Densitas ditentukan dengan menggunakan rumus berikut

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

Dengan hubungan :

ρ_l = Rapat massa fase cair [kmol / m³]

A, B, n, T_c = Konstanta

T = Suhu operasi [K]

Data diperoleh dari Yaws

Komponen	A	B	n	T _c
H ₂	0,0313	0,3473	0,2756	33,16
N ₂	0,3121	0,2848	0,2925	126,1
C ₃ H ₆	0,2331	0,2752	0,3025	364,76
C ₃ H ₈	0,2215	0,2774	0,2870	369,82

2 Kecepatan Uap

Dari "Chemical Process Engineering Design and Economics ", Silla (2003)

kecepatan uap dihitung dengan persamaan:

$$v_{uap} = k \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_v} - 1}$$

Uap tidak boleh mengandung cairan, oleh karena itu dipasang *mist eliminator* .

Dari Tabel 6.9, hal 296. Silla (2003) didapat

k = 0,35 ft/s

= 0,1067 m/s

Rapat massa fase cair

T= 318,40 K

Komponen	Massa (kg)	ρ (kg /m ³)	Volume (m ³)
H ₂	0	646,91	0,0000
N ₂	0	5.687,35	0,0000
C ₃ H ₆	27.161,45	2.923,07	9,2921
C ₃ H ₈	3.148,36	2.726,68	1,1546
Total	30.309,81		10,4467

Lampiran

$$\begin{aligned}\rho_l &= \frac{30.309,81 \text{ kg/jam}}{10,4 \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 2.901,37 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

Fase uap

$$\begin{aligned}\text{BM} &= \frac{1.440,02 \text{ kg/jam}}{647,74 \text{ kmol/jam}} \\ &= 2,2231 \text{ kg/kmol}\end{aligned}$$

Rapat massa fase uap

$$\begin{aligned}\rho_v &= \frac{\text{BM} \times P_t}{R \times T} \\ &= \frac{2,2231 \text{ kg/kmol} \times 18,00 \text{ atm}}{0,082 \text{ m}^3 \text{ atm/kmol K} \times 318,40 \text{ K}} \\ &= 1,5327 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

Kecepatan linear uap

$$\begin{aligned}v_{\text{lin}} &= 0,13 \times \left[\frac{2901,4 \text{ kg/m}^3}{1,5327 \text{ kg/m}^3} - 1 \right]^{0,5} \\ &= 5,8003 \text{ m/s}\end{aligned}$$

Kecepatan volume uap:

$$\begin{aligned}Q_{\text{vol}} &= \frac{1440,02 \text{ kg/jam}}{1,5327 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ s/jam}} \\ &= 0,261 \text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Luas penampang separator

$$\begin{aligned}A &= \frac{0,2610 \text{ m}^3/\text{s}}{5,8003 \text{ m/s}} \\ &= 0,0450 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Dipilih vapor space sebesar 20%, maka

$$\begin{aligned}A &= \frac{0,0450}{20\%} \\ &= 0,225 \text{ m}^2\end{aligned}$$

3 Diameter Minimum

Diameter separator dihitung dengan persamaan berikut

$$\begin{aligned}D_t &= \left[\frac{4 \times A}{\pi} \right]^{0,5} \\ &= \left[\frac{4 \times 0,2250 \text{ m}^2}{3,1416} \right]^{0,5} \\ &= 0,5351 \text{ m} \\ &= 21,067 \text{ in}\end{aligned}$$

Lampiran

Maka dipilih :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 22 \text{ in} = 0,5588 \text{ m} \\ \text{Schedule No.} &= 20 \\ \text{ID} &= 21,25 \text{ in} \\ &= 0,540 \text{ m} \end{aligned}$$

4 Tinggi cairan dalam separator

Dari "Chemical Process Engineering Design and Economics", Silla (2003), hal 298 waktu tinggal berkisar antara 7,5 hingga 10 menit, dipilih

$$t_s = 7,5 \text{ menit}$$

$$\begin{aligned} V_l &= \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal} \\ &= \frac{10,447 \text{ m}^3/\text{jam} \times 7,5 \text{ menit}}{60 \text{ menit/jam}} \\ &= 0,8706 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Luas penampang

$$\begin{aligned} A &= \frac{\pi \times D^2}{4} \\ &= \frac{3,1416 \times 0,312^2}{4} \\ &= 0,4389 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Panjang Separator

Diinginkan cairan hanya mengisi 80% total volume, sehingga

$$\begin{aligned} L &= \frac{0,8706 \text{ m}^3}{0,4389 \text{ m}^2 \times 0,8} \\ &= 2,4795 \text{ m} \end{aligned}$$

Didapat L/D sebesar

$$L/D = 4,5938$$

5 Volume Separator

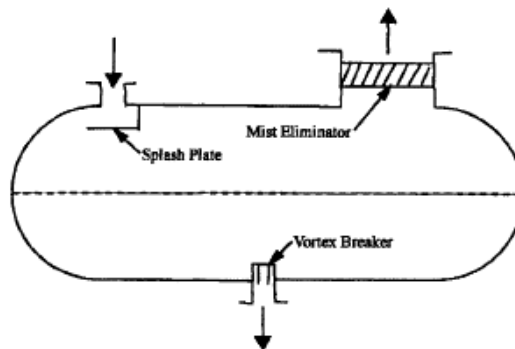
$$\begin{aligned} \text{Volume Separator} &= \text{luas penampang separator} \times \text{panjang separator} \\ &= 0,4389 \text{ m}^2 \times 2,4795 \text{ m} \\ &= 1,0882 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

6 Bahan konstruksi

Dipilih : Baja Karbon

KESIMPULAN SEPARATOR-01

Tugas = Memisahkan fase gas dan fase cair keluaran kondensor parsial (CDP-01)
 Jenis Alat = *Horizontal Drum Separator*
 Sketsa =



Kondisi Operasi
 Suhu = 45,40 C = 318,55 K
 Tekanan = 18,0 atm

Diameter = 0,5588 m
 Panjang = 4,5938 m
 Tinggi Cairan = 2,4795 m
 Volume Separator = 1,0882 m³
 Volume Cairan = 0,8706 m³
 Bahan = Baja Karbon

PRESSURE REDUCER- 01 (PR-01)

Tugas : Menurunkan tekanan hasil bawah RB-01 dari 18,3 atm menjadi 7,897 atm

Tipe : *Globe Valve, fully opened*

Kondisi Umpan :

$$T1 = 53,66 \text{ C}$$

$$= 326,81 \text{ K}$$

$$= 128,6 \text{ F}$$

$$P1 = 18,300 \text{ atm}$$

$$= 268,9 \text{ psi}$$

Komponen	kg/jam	BM	kmol/jam	Fraksi mol
C3H6	121,7	42,08	2,892	0,045
C ₃ H ₈	2.711,8	44,1	61,499	0,955
Total	2.833,5		64,390	1,000

Kapasitas Panas

Dihitung dari "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999)

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (\text{kJoule/kmol})$$

Komponen	A	B	C	D	E
C3H6	31,2980	0,0724	0,0002	0,0000	0,0000
C ₃ H ₈	28,2770	0,1160	2,E-04	-2,E-07	7,E-11

Tetapan Gas Ideal

$$R = 8,3145 \text{ J/mol.K}$$

$$= 0,0821 \text{ atm.L/(mol.K)}$$

1 Nilai k

Untuk menghitung besarnya nilai k menggunakan persamaan berikut :

$$k = \frac{C_p}{C_p - R}$$

Dimana :

$$C_p = \text{Kapasitas panas komponen, J/mol.K}$$

$$R = \text{Tetapan gas ideal, 8,314 J/mol.K}$$

Sehingga didapatkan hasil perhitungan sebagai berikut :

Komponen	fraksi mol	C _p	k
C3H6	0,0449	68,9669	0,0511
C ₃ H ₈	0,9551	79,7781	1,0662
Total	1,0000		1,1173

2 Faktor Kompresibilitas Umpan (z)

Asumsi gas yang digunakan adalah gas ideal, sehingga nilai z sebesar 1

3 Kondisi Gas Keluar pressure reducer

$$\begin{aligned} P_2 &= 7,897 \text{ atm} \\ &= 116,1 \text{ psi} \end{aligned}$$

Suhu Keluar Expander

Dihitung dengan persamaan

$$\begin{aligned} T_2 &= \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} \cdot T_1 \\ T_2 &= \left(\frac{7,897}{18,300}\right)^{0,1050} \times 326,81 \\ &= 296,5152 \text{ K} = 23,37 \text{ C} \\ &= 74,0574 \text{ F} \end{aligned}$$

4 Volume Spesifik dan Kecepatan Volumetrik

Besarnya nilai volume spesifik dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$v_1 = \frac{z_1 R T_1}{P_1}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} v_1 &= \frac{1 \times 0,0821 \text{ atm.L}/(\text{mol.K}) \times 326,81 \text{ K}}{18,3000 \text{ atm}} \\ &= 1,4654 \text{ L/mol} \\ &= 1,4654 \text{ m}^3/\text{kmol} \end{aligned}$$

Dengan besarnya kecepatan volumetrik dihitung menggunakan persamaan

$$\begin{aligned} V &= v_1 \times \text{laju mol umpan} \\ &= 1,4654 \text{ m}^3/\text{kmo} \times 64,39 \text{ kmol/jam} \\ &= 94,4 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 3, \text{E}+04 \text{ ft}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

5 Power

Power dihitung menggunakan persamaan 4-13 "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics", Ulrich (1984) hal. 92

$$w_s = \frac{\varepsilon \cdot m \cdot R \cdot T_1 \cdot k}{k-1} \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} \right]$$

Sehingga didapat

$$\begin{aligned}\varepsilon &= 0,420 \\ m &= 64390,2 \text{ mol/jam} \\ R &= 0,083 \text{ m}^3 \cdot \text{bar/mol.K} \\ W_s &= 5,92 \text{ kW} \\ &= 7,93 \text{ hp}\end{aligned}$$

RINGKASAN PERHITUNGAN PRESSURE REDUCER (PR-01)

Tugas : Menurunkan tekanan hasil bawah RB-01 dari 18,3 atm menjadi 7,9 atm

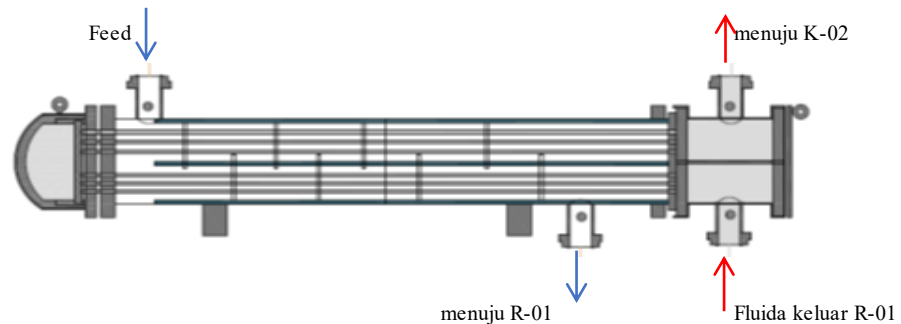
Tipe : *Globe Valve, fully opened*

Kondisi Operasi

$$\begin{aligned}T_1 &= 53,66 \text{ C} \\ T_2 &= 23,37 \text{ C} \\ P_1 &= 18,300 \text{ atm} \\ P_2 &= 7,897 \text{ atm} \\ \text{Daya} &= 7,9 \text{ hp}\end{aligned}$$

PPHE-01

Tugas : Memanaskan umpan Propane dengan keluar Reaktor 01 (R-01)
 Jenis alat : Shell and Tube Heat Exchanger
 Sketsa :



Data : Propane Umpan

Suhu Masuk = -23,83 C = 249,17 K
 Suhu Keluar = 300,00 C = 573,00 K
 T avg = 138,09 C = 411,09 K
 Tekanan = 2,00 atm

Hasil Reaktor

Suhu Masuk = 350,32 C = 623,47 K
 Suhu Keluar = 95,49 C = 368,49 K
 T avg = 222,98 C = 495,98 K
 Tekanan = 2,00 atm

Komposisi umpan

Komponen	kg/jam	kmol/jam	BM	Fraksi massa	Fraksi mol
N ₂	144,58	5,16	28,01	0,005	0,007
C ₃ H ₆	121,68	2,89	42,08	0,004	0,004
C ₃ H ₈	31.483,57	713,98	44,096	0,992	0,989
Total	31.749,83	722,03		1,000	1,000

a **Konduktivitas Thermal Fasa Gas**

$$\log_{10} k_{liq} = A + B [1 - T/C]^{2/7}$$

$$k = A + B T + C T^2$$

Komponen	A	B	C
H ₂	0,03951	0,00045918	-6,493E-08
N ₂	0,00309	0,00007593	-1,101E-08
C ₃ H ₆	-0,01116	7,5155E-05	6,5558E-08
C ₃ H ₈	-0,00869	6,6409E-05	7,876E-08

b Kapasitas Panas

$$C_p \text{ gas} = A + B \cdot T + C \cdot (T^2) + D \cdot (T^3) + E \cdot (T^4) \quad (\text{joule/mol.K})$$

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂	25,3990	0,0202	-4,E-05	3,E-08	-9,E-12
N ₂	29,3420	-0,0035	1,E-05	-4,E-09	3,E-13
C ₃ H ₆	31,2980	0,0724	2,E-04	-2,E-07	6,E-11
C ₃ H ₈	28,2770	0,1160	2,E-04	-2,E-07	7,E-11

c Viskositas fase gas

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\mu_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

dengan hubungan :

μ_{gas} : viskositas gas [kg/m.s]

A, B, C : konstanta

T : suhu operasi [K]

Data konstanta A, B, C

Komponen	A	B	C
H ₂	27,758	0,212	-0,0000328
N ₂	42,606	0,475	-0,0000988
C ₃ H ₆	-7,23	0,3418	-9,452E-05
C ₃ H ₈	-5,462	0,327	-0,0001067

1 Beban Panas

Neraca panas

a Fluida Dingin

$$Q_{\text{in}} + Q_{\text{pemanas}} = Q_{\text{out}}$$

Panas Masuk

$$T_{\text{masuk}} = -23,83 \text{ C} = 249,17 \text{ K}$$

$$T_{\text{reff}} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	Fraksi mol	C _{pi} .dT	fi.C _{pi} .dT
N ₂	5,16	0,01	- 1.418,14	- 7.320,11
C ₃ H ₆	2,89	0,00	- 3.010,01	- 8.703,79
C ₃ H ₈	713,98	0,99	- 3.433,11	- 2.451.167,75
Total	722,03	547,18		- 2.467.191,65

Panas Keluar

$$T_{\text{keluar}} = 300,00 \text{ C} = 573,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{reff}} = 25,00 \text{ C} = 298,00 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	Fraksi mol	C _{pi} .dT	fi.C _{pi} .dT
N ₂	5,162	0,007	8,09E+03	4,17E+04
C ₃ H ₆	2,892	0,004	2,32E+04	6,70E+04
C ₃ H ₈	713,978	0,989	2,73E+04	1,95E+07
Total	722,031	1,000		1,96E+07

$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= - 2.467.191,7 \text{ kJ/jam} \\
 Q_{out} &= 19.565.390,6 \text{ kJ/jam} \\
 Q \text{ yang dibutuhkan} &= 22.032.582,3 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

b Fluida Panas

$$Q_{in} + Q_{pemanas} = Q_{out}$$

Panas Masuk

$$T_{masuk} = 350,32 \text{ C} = 623,47 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	Fraksi mol	Cpi.dT	fi.Cpi.dT	BM	kg/jam
H ₂	642,58	0,4709	9.498,8	6.103.754,8	2,016	1.295,4
N ₂	5,16	0,0038	9.594,7	49.525,6	28,01	144,6
C ₃ H ₆	645,47	0,4730	28.499,6	18.395.686,5	42,08	27.161,5
C ₃ H ₈	71,40	0,0523	33.630,4	2.401.139,7	44,10	3.148,4
Total	1.364,61	1,0000	81.223,5	26.950.106,6		31.749,8

Panas Keluar

$$T_{keluar} = 95,49 \text{ C} = 368,64 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	Fraksi mol	Cpi.dT	fi.Cpi.dT
H ₂	642,580	0,471	2,0,E+03	1,3,E+06
N ₂	5,162	0,004	2,1,E+03	1,1,E+04
C ₃ H ₆	645,472	0,473	4,9,E+03	3,2,E+06
C ₃ H ₈	71,398	0,052	5,7,E+03	4,1,E+05
Total	1364,611	1,000	14754,38	4917524

$$Q_{in} = 26.950.106,57 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{out} = 4.917.524,28 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ yang dilepaskan} = - 22.032.582,29 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{fluida \text{ panas}} - Q_{fluida \text{ dingin}} &= 0 \\
 - 22.032.582,3 - 22.032.582,3 &= 0
 \end{aligned}$$

2 Beda suhu rerata

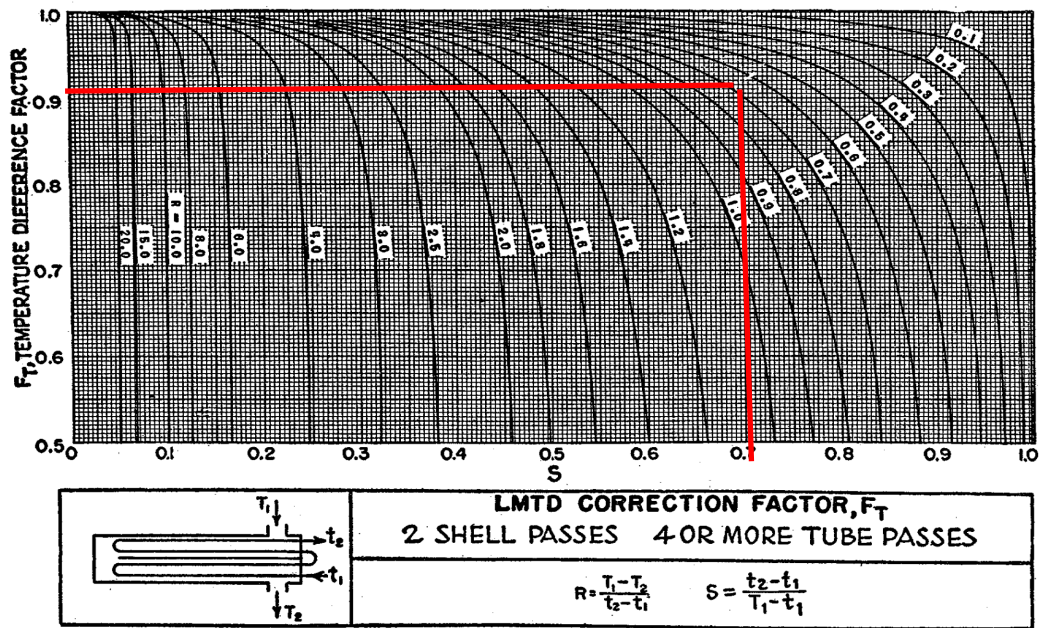
	Fluida Panas	Fluida Dingin	ΔT
Suhu Atas	623,4700	573,1500	50,3200
Suhu Bawah	368,6393	249,1700	119,4693

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

$$= 79,973 \text{ K}$$

$$R = 0,7866$$

$$S = 0,8656$$



APPENDIX OF CALCULATION DATA

829

Fig. 19. LMTD correction factors for 2-4 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association 2d ed., New York, 1949.)

Berdasarkan Fig 19, "Process Heat Transfer", halaman 832 didapat
 $F_t = 0,92$
 $(\Delta t)_{lmtd}$ koreksi di dapat = 73,575

3 Koefisien Perpindahan Kalor

Berdasarkan tabel 8, Kern (1965) didapatkan

Exchangers		
Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Water	Water	250-500§
Aqueous solutions	Aqueous solutions	250-500§
Light organics	Light organics	40-75
Medium organics	Medium organics	20-60
Heavy organics	Heavy organics	10-40
Heavy organics	Light organics	30-60
Light organics	Heavy organics	10-40

Sistem = light organic - light organic
 $U_D = 75 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$
 $1614,9 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}$

4 Alat Penukar Kalor

a. Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \Delta T}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m²]
 Qt : Beban panas [kJ/jam]
 Ud : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m².jam.K]
 Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{22.032.582,29}{1614,900 \times 79,973} = 170,599 \quad \text{m}^2 = 1836,310 \quad \text{ft}^2$$

5 Pemilihan Pipa

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

APPENDIX OF CALCULATION DATA 843

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	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		0.1032	0.238
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.985
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.605	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
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		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	0.518		0.2191	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.859	0.570		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
	18	0.049	0.902	0.639		0.2361	0.545

Dipilih 1 " OD , 14 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

Diameter luar tabung [Od] : 1,0000 in = 0,0254 m
 Diameter dalam tabung [Id] : 0,8340 in = 0,0212 m
 Luas area per tube [At] : 0,5460 in² = 0,0004 m²
 Luas Outside [Ao] : 0,2618 ft²/ft = 0,0798 m

Panjang tabung :

Panjang tabung standart , 6 ft , 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

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

Dipilih panjang tabung L = 24 ft = 7,32 m

a. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a'' L}$$

$$nt = \frac{170,5987 \text{ m}^2}{0,0798 \text{ m}^2/\text{m} \times 7,3152 \text{ m}}$$

$$= 290,26$$

b. Alat penukar kalor standar

Dipilih dari tabel 10-10A, Ludwig, E.E., hal 49

8	21	16	16	14	
10	32	32	26	24	
12	55	52	48	46	44
13¼	68	66	58	54	50
15¼	91	86	80	74	72
17¼	131	118	106	104	94
19¼	163	152	140	136	128
21¼	199	188	170	164	160
23¼	241	232	212	212	202
25	294	282	256	252	242
27	340	334	302	296	286
29	397	376	338	334	316
31	472	454	430	424	400
33	538	522	486	470	454
35	608	592	562	546	532
37	674	664	632	614	598
39	766	736	700	688	672

Dipilih :

$$\text{Diameter selongsong [Ids]} = 27 \text{ in} = 0,6858 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah tabung [nt]} = 302$$

$$\text{Pass tabung [np]} = 4$$

$$\text{Susunan} = 1'' \text{ pada } 1 \frac{1}{4}'' \text{ Triangular Pitch}$$

$$\text{Pitch} = 1 \frac{1}{4} \text{ in} = 0,0318 \text{ m}$$

Diameter ekuivalen [De]

$$d_e = \frac{4 \times (\frac{1}{2}P_T \times 0.86P_T - \frac{1}{2}\pi d_o^2/4)}{\frac{1}{2}\pi d_o} \text{ in.} \quad \text{Persamaan (7.5) Kern, 1950}$$

$$De = 0,7118 \text{ in} = 0,0181 \text{ m}$$

c. Luas perpindahan kalor standar terkoreksi

$$\begin{aligned} A &= nt \times a'' \times L \\ &= 302 \times 0,0798 \text{ m}^2/\text{m} \times 7,3152 \text{ m} \\ &= 176,2860 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

d. Koefisien perpindahan kalor koreksi

$$Ud = \frac{Qt}{A \Delta t}$$

$$\begin{aligned} Ud &= \frac{22.032.582,3 \text{ kJ/jam}}{170,5987 \text{ m}^2 \times 73,58 \text{ K}} \\ &= 1595,7508 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} = 0,4433 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \\ &= 75,00 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F} \end{aligned}$$

(Ud terkoreksi masih di dalam 40-75 BTU/ft².jam.F)

6 Route Fluida

Tekanan fluida dingin lebih besar daripada fluida panas sehingga Fluida dingin masuk ke dalam Tube sedangkan Fluida panas masuk dalam Shell

7 Koefisien Perpindahan Kalor Dalam Tube, Shell, dan Gabungan

a. Shell (Fluida panas)

- i. Menghitung luas aliran
Dihitung dengan persamaan

$$as = \frac{Ids \ B \ C'}{Pitch}$$

as = Luas aliran [m²]
B = Jarak antar baffle [m]
C' = Clearance [m]
Pitch = Pitch [m]

$$B = \frac{Ids}{4} = \frac{0,6858 \text{ m}}{4} = 0,1715 \text{ m}$$

$$C' = \frac{Pitch - OD}{4} = \frac{0,0318 \text{ m} - 0,0254 \text{ m}}{4} = 0,0064 \text{ m}$$

$$as = \frac{0,6858 \text{ m} \times 0,1715 \text{ m} \times 0,0064 \text{ m}}{0,0318 \text{ m}} = 0,0235 \text{ m}^2$$

- ii. Menghitung fluks massa

$$Gs = \frac{\text{kec. massa fluida panas}}{as}$$

$$Gs = \frac{31749,83105 \text{ kg/jam}}{0,0235 \text{ m}^2} = 1350132,690 \text{ kg/jam.m}^2 = 375,037 \text{ kg/s.m}^2$$

- iii. Sifat Fisis Fase Gas

$$Tav = 496,0546 \text{ K}$$

Konduktivitas Thermal

Komponen	BM	kmol/jam	yi	kth	yi.kth
				(J/s.m.K)	
H ₂	2,016	642,580	0,471	0,2513	0,1183
N ₂	28,01	5,162	0,004	0,0380	0,0001
C ₃ H ₆	42,08	645,472	0,473	0,0423	0,0200
C ₃ H ₈	44,096	71,398	0,052	0,0436	0,0023
Total		1364,6114	1,000	0,3752	0,1408

$$kthav = 0,1408 \text{ J/s.m.K} = 0,5067 \text{ kJ/jam.m.K}$$

Viskositas

Komponen	BM	kmol/jam	yi	μ	yi. μ
				(μP)	
H ₂	2,016	642,580	0,471	124,8505	58,7907
N ₂	28,01	5,162	0,004	253,9202	0,9605
C ₃ H ₆	42,08	645,472	0,473	139,0639	65,7783
C ₃ H ₈	44,096	71,398	0,052	130,4922	6,8275
Total		1364,6114	1,000	648,3268	132,3569

$$\begin{aligned}\mu_{\text{avg}} &= 132,3569 \mu\text{P} \\ &= 0,4765 \text{ kg/m.jam}\end{aligned}$$

Kapasitas Panas

Komponen	BM	kmol/jam	yi	c_p	cp.yi
				(kJ/kmol.K)	
H ₂	2,016	642,580	0,471	29,2837	13,7894
N ₂	28,01	5,162	0,004	29,5550	0,1118
C ₃ H ₆	42,08	645,472	0,473	92,6428	43,8208
C ₃ H ₈	44,096	71,398	0,052	109,7941	5,7445
Total		1364,6114	1,000	261,2756	63,4665

$$\begin{aligned}C_p &= 63,4665 \text{ kJ/kmol.K} \\ B_{\text{mcamp}} &= 23,2666 \text{ kg/kmol} \\ C_{\text{pav}} &= 2,7278 \text{ kJ/kg.K}\end{aligned}$$

iv. Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}Re &= \frac{G_s \times Id_s}{\mu_{\text{uav}}} \\ &= \frac{1350132,7 \text{ kg/jam.m}^2}{0,476 \text{ kg/m.jam}} \times 0,6858 \text{ m} \\ &= 1.943.232,3 \text{ turbulen}\end{aligned}$$

v. Bilangan Prandl

$$\begin{aligned}Pr &= \frac{C_p \times \mu_{\text{uav}}}{k_{\text{thav}}} \\ &= \frac{2,7278 \text{ kJ/kg.K} \times 0,4765 \text{ kg/m.jam}}{0,5067 \text{ kJ/jam.m.K}} \\ &= 2,5651\end{aligned}$$

vi. Mencari ho

$$\begin{aligned}h_o &= 0,36 \times \frac{k_{\text{thav}}}{De} \times Re^{0,8} \times Pr^{1/3} \\ h_o &= 0,36 \times \frac{0,50670698 \text{ kJ/jam.m.K}}{0,0181 \text{ m}} \times 1943232^{0,8} \times 2,57E+00^{1/3}\end{aligned}$$

$$h_o = 1.482.742,10 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

b. Tube (Fluida dingin)

i. Luas aliran

$$at = \frac{nt \cdot at'}{np}$$

$$at = \frac{302 \times 0,0004 \text{ m}^2}{4} = 0,0266 \text{ m}^2$$

ii. Fluks massa

$$Gt = \frac{\text{kecepatan massa pendingin}}{at}$$

$$Gt = \frac{31.749,8 \text{ kg/jam}}{0,0266 \text{ m}^2} = 1.193.807,7 \text{ kg/jam.m}^2$$

$$= 331,613 \text{ kg/s.m}^2$$

iii. Sifat Fisis Zat Gas

Viskositas

$$T_{av} = 411,160 \text{ K}$$

Komponen	BM	xi	μ	yi. μ
			(μP)	
N ₂	28,01	0,0071	221,2046	1,5814
C ₃ H ₆	42,08	0,0040	117,3263	0,4699
C ₃ H ₈	44,096	0,9888	110,9494	109,7119
Total		1,0000	449,4803	111,7632

$$\mu_{avg} = 111,7632 \mu\text{P}$$

$$= 0,0402 \text{ kg/m.jam}$$

Konduktivitas Thermal

$$T_{av} = 411,160 \text{ K}$$

Komponen	BM	kmol/jam	yi	k_{th}	yi.k _{th}
				(J/s.m.K)	
N ₂	28,01	5,1618	0,0071	0,0324	0,0007
C ₃ H ₆	42,08	2,8916	0,0040	0,0308	0,0004
C ₃ H ₈	44,096	713,9779	0,9888	0,0319	0,1115
Total		722,0313	1,0000	0,0952	0,1127

$$k_{thav} = 0,113 \text{ J/s.m.K}$$

$$= 0,406 \text{ kJ/jam.m.K}$$

Kapasitas Panas

$$T_{av} = 411,160 \text{ K}$$

Komponen	BM	kmol/jam	y _i	cp	cp.y _i
				(kJ/kmol.K)	
N ₂	28,01	5,1618	0,0071	29,2978	0,2094
C ₃ H ₆	42,08	2,8916	0,004	80,8178	0,3237
C ₃ H ₈	44,096	713,9779	0,9888	94,8881	93,8298
Total		722,0313	1,0000	205,0038	94,3629

$$C_p = 94,3629 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$B_{m\text{camp}} = 43,9729 \text{ kg/kmol}$$

$$C_{p\text{av}} = 2,1459 \text{ kJ/kg.K}$$

Densitas

$$\rho_{\text{camp}} = 2,4534 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,1532 \text{ lb/ft}^3$$

iv. Kecepatan linier

$$v_{\text{lin}} = \frac{Gt}{\rho l}$$

$$= \frac{1.193.807,7 \text{ kg/jam.m}^2}{2,5 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 486.588,5 \text{ m/jam} = 135,163 \text{ m/s}$$

v. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Id Gt}{\mu}$$

$$Re = \frac{0,0212 \text{ m} \times 1.193.807,7 \text{ kg/jam.m}^2}{0,040 \text{ kg/m.jam}}$$

$$= 628.540,07 \text{ turbulen}$$

vi. Koefisien perpindahan kalor

$$h_i = \frac{4.2 (1.35 + 0.02 tav) v_{\text{lin}}^{0.8}}{Id^{0.2}}$$

Dengan hubungan: (Towler, dan Sinnott, 2008, halaman 827)

Id : diameter dalam [m]

h_i : koefisien transfer panas dalam tabung [kJ/m².s.K]

tav : suhu rerata [K]

v_{lin} : kecepatan linear [m/s]

$$h_i = 4,2 \left[\frac{1,35 + 0,02 \times 411,16}{0,0212^{0.2}} \right] 135,2^{0.8}$$

$$h_i = 4403,46 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$$

$$\begin{aligned}
 &= 15.852.452 \text{ kJ/m}^2\cdot\text{jam.K} \\
 h_{io} &= \frac{h_i \times I_d}{O_d} \\
 &= \frac{15.852.451,62 \text{ kJ/m}^2\cdot\text{jam.K} \times 0,0212 \text{ m}}{0,02540 \text{ m}} \\
 &= 3.305.236,16 \text{ kJ/m}^2\cdot\text{jam.K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{3.305.236,16 \text{ kJ/m}^2\cdot\text{jam.K} \times 1.482.742,10 \text{ kJ/m}^2\cdot\text{jam.K}}{3.305.236,16 \text{ kJ/m}^2\cdot\text{jam.K} + 1.482.742,10 \text{ kJ/m}^2\cdot\text{jam.K}} \\
 &= 255.891,55 \text{ kJ/m}^2\cdot\text{jam.K}
 \end{aligned}$$

8 Faktor Pengotor

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c} \\
 &= \frac{1}{1.595,75 \text{ kJ/m}^2\cdot\text{jam.K}} - \frac{1}{255.891,55 \text{ kJ/m}^2\cdot\text{jam.K}} \\
 &= 0,0006 \text{ kJ/m}^2\cdot\text{jam.K} \\
 &= 2,2419 \text{ kJ/m}^2\cdot\text{s.K} \\
 &= 0,0127 \text{ BTU/ft}^2\cdot\text{h.F}
 \end{aligned}$$

Faktor pengotoran minimum $R_d \text{ min} = 0,003 \text{ BTU/ft}^2\cdot\text{h.F}$
 (Chemical Process Engineering Design and Economics, Harry Silla (2003),
 Tabel 4.3, Halaman 179)

Syarat R_d terhitung $> R_d$ minimum : Memenuhi Syarat

9. Penurunan Tekanan

a. Shell (Fluida panas)

i. Faktor Friksi

Dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned}
 f &= 0.0035 + \frac{0.264}{\text{Re}^{0.42}} \\
 f &= 0,0035 + \frac{0,264}{1943232,3^{0.42}}
 \end{aligned}$$

$$f = 0,0041$$

ii. Penurunan Tekanan

Dihitung dengan persamaan:

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_{ds}}{2 \rho_f D_e}$$

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

I_{ds} : diameter dalam *shell* (m)

G_s : Flux massa [$\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$]

D_e : diameter ekuivalen [m]

N : jumlah pass tabung

ρ_f : densitas fluida (kg/m^3)

ΔP_s : Penurunan tekanan dalam shell [$\text{kg}/\text{ms}^2 = \text{Pa}$]

$$\Delta P_s = \frac{0,0041 \left[\frac{4}{2} + \frac{1}{2,453} \right] 375,037^2}{0,0181} = 0,0212$$

$$\Delta P_s = 689,050 \text{ Pa} = 0,100 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 2 \text{ psi}$$

$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, maka alat ini layak untuk digunakan.

b. Tube (Fluida dingin)

i. Faktor friksi

Dihitung dengan persamaan

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}}$$

$$f = 0,0031$$

ii. Penurunan tekanan

Dihitung dengan persamaan

$$\Delta P_t = \frac{4 f G_t^2 L n_p}{2 \rho_{air} I_d}$$

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

G_t : Flux massa [$\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$]

I_d : diameter dalam tabung [m]

n_p : jumlah pass tabung

ΔP_t : Penurunan tekanan [Pa]

$$\Delta P_t = \frac{4 \cdot 0,0031 \cdot 331,6133^2 \cdot 7,32 \cdot 4}{2 \cdot 1.266,79 \cdot 0,0212}$$

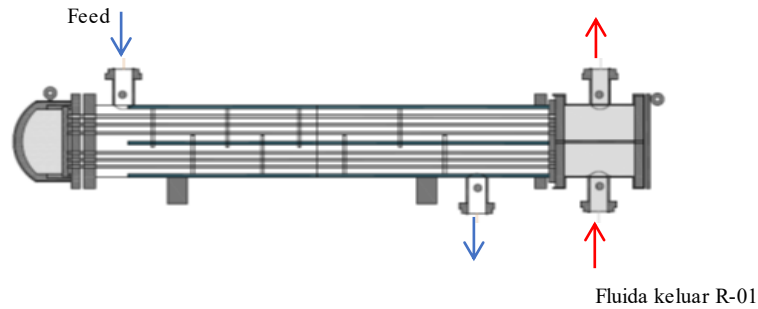
$$\Delta P_t = 753,8788 \text{ Pa} = 0,1093 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{t \text{ max}} = 5 \text{ psi}$$

$\Delta P_t \leq \Delta P_t \text{ maksimum}$, alat penukar kalor yang dipilih dapat dipakai.

RINGKASAN PPHE-01

Tugas : Memanaskan umpan Propane dengan keluar Reaktor 01 (R-01)
 Jenis Alat : *Shell and Tube Heat Exchanger*

**Kondisi Operasi :**

P1	=	2,000 atm	=	1520,00 mmHg
P2	=	1,993 atm	=	1514,83 mmHg
T1	=	-23,83 C	=	249,17 K
T2	=	300,00 C	=	573,00 K

Spesifikasi Alat Penukar Panas

Diameter luar tabung (OD)	:	1,0000 in	=	0,3048 m
BWG	:	14		
Diameter dalam tabung (ID)	:	0,8340 in	=	0,2542 m
Tipe Layout	:	<i>Tringular Pitch</i>		
Diameter shell (Ids)	:	27 in	=	0,6858 m
Jumlah tabung (N_t)	:	302		
Pass tube (n)	:	4		
Pitch	:	1,25 in		
Panjang (L)	:	24 ft	=	7,3152 m

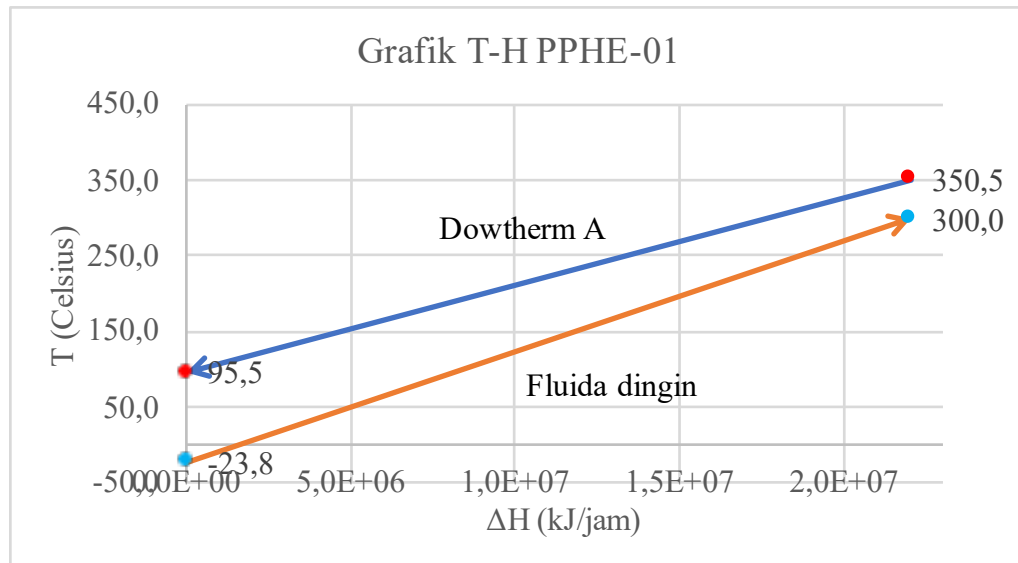
Media Panas :

Jenis	=	Fluida keluar Reaktor 01		
Suhu Masuk	=	350,32 C	=	623,32 K
Suhu Keluar	=	95,49 C	=	368,49 K
Massa Media Panas	=	31.749,83 kg/jam		

Koefisien Perpindahan Panas :

h_o	=	1.482.742,10 kJ/jam.m ² .K		
h_{io}	=	3.305.236,16 kJ/jam.m ² .K		
U_c	=	255.891,55 kJ/jam.m ² .K		
U_d	=	1.595,75 kJ/jam.m ² .K		
R_d terhitung	=	0,0127 BTU/ft ² .h.F		
R_d minimum	=	0,003 BTU/ft ² .h.F		
<i>Pressure drop shell</i>	=	0,0999 psi	=	0,0068 atm
<i>Pressure drop tube</i>	=	0,1093 psi	=	0,0074 atm

PPHE - 01

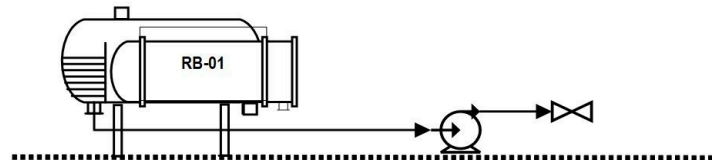


PPHE - 01	Fluida panas	Fluida dingin
T_1 ($^{\circ}\text{C}$)	350,32	-23,83
T_2 ($^{\circ}\text{C}$)	95,49	300,00
Beban Panas (kJ/jam)	22.032.582,3	

Pompa Proses (P-04)

Tugas : Mengalirkan keluaran Reboiler - 01 (RB-01) menuju
Expansion Valve (EV-02)

Jenis : *Centrifugal Pump*



Kondisi Operasi:

$$P = 18,30 \text{ atm}$$

$$T = 53,56 \text{ } ^\circ\text{C} = 326,56 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi alat} &= 5 \text{ m} \\ P_1 &= 18,30 \text{ atm} & P_2 &= 18,30 \text{ atm} \\ v_1 &= v_2 \\ z_1 &= 1 \text{ m} & z_2 &= 0,000 \text{ m} \end{aligned}$$

Titik 1 *suction*

$$\begin{aligned} \text{Tinggi alat} &= 4,90 \text{ m} \\ \text{Tinggi suction head} &= 1 \text{ m} \\ \text{Tekanan permukaan cairan suction head} &= 18,30 \text{ atm} \\ \text{Tekanan hidrostatis cairan suction head} &= 0,049 \text{ atm} \\ \text{Tekanan permukaan cairan suction head} &= 18,35 \text{ atm} \\ &= 1.859.215 \text{ Pa} \end{aligned}$$

Titik 2 *discharge*

$$\begin{aligned} \text{Tinggi discharge head} &= 0,000 \text{ m} \\ \text{Tekanan permukaan cairan discharge head} &= 18,30 \text{ atm} \\ \text{Pressure Drop alat} &= 0 \text{ atm} \\ \text{Total Tekanan} &= 18,3 \text{ atm} \\ &= 1.854.248 \text{ Pa} \end{aligned}$$

Rencana Pemipaan

$$\begin{aligned} a &= 1 \text{ m} \\ b &= 40,000 \text{ m} \\ c &= 20 \text{ m} \\ d &= 0 \text{ m} \\ e &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

Panjang pipa lurus = 61,00 m
 Elevasi Z1 = 1 m
 Elevasi Z2 = 0,000 m

Langkah perhitungan

1. Menentukan titik pemompaan
2. Menentukan kapasitas pompa
3. Menghitung ukuran pipa optimum
4. Menghitung head pompa
5. Menghitung kecepatan speifik
6. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)
7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)
8. Menentukan Motor Standart

Komposisi Umpan

Komponen	kg/jam	BM	%berat	kmol/jam	%mol
C ₃ H ₆	135,732	42,08	0,0431	3,2256	0,0451
C ₃ H ₈	3011,726	44,096	0,9569	68,2993	0,9549
Total	3147,459		1,0000	71,5249	1,0000

1. Densitas

Dari "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung densitas digunakan persamaan dan data berikut:

$$\text{Density} = AB^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Komponen	A	B	n	T _c
C ₃ H ₆	0,23314	0,27517	0,30246	364,76
C ₃ H ₈	0,22151	0,27744	0,287	369,82

Dengan :

Density = Densitas cair jenuh, g/ml
 A, B, dan n = Koefisien dari masing-masing zat
 T = Suhu, K
 T_c = Suhu kritis, K

Sehingga

$$T = 53,56 \quad C = 326,56 \quad K$$

Komponen	Fraksi mol	rho	xi.ρ
C ₃ H ₆	0,0451	1,1158	0,0503
C ₃ H ₈	0,9549	1,0307	0,9842
Total			1,0345
			g/ml
			103,4537 kg/m ³
			6,4141 lb/ft ³

Viskositas Cair

Dari "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung viskositas digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D
N ₂	-15,6104	465,05	0,1626	-6,E-04
C ₃ H ₆	-5,1758	429,82	0,0186	-3,E-05
C ₃ H ₈	-3,1759	297,12	0,0095	-2,E-05

Dengan

μ_{liq} = Viskositas zat cair, cP

A, B, C, D = Koefisien Viskositas masing-masing zat

T = Suhu, K

Sehingga :

Komponen	Fraksi mol	Viskositas	$\xi_i \cdot \mu$
C ₃ H ₆	0,0451	6,94E-02	0,0031
C ₃ H ₈	0,9549	7,05E-02	0,0673
Total			0,0705

cP
0,1704 lb/ft.jam
0,0007 kg/m.s

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik, } F_v &= \frac{F(\text{kg/jam})}{\rho_l (\text{kg/m}^3)} \\ &= \frac{3.147,46 \text{ kg/jam}}{103,45 \text{ kg/m}^3} \\ &= 30,42 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0085 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 17,91 \text{ ft}^3/\text{menit} \\ &= 133,95 \text{ gpm} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Digunakan Pipa *Commercial Steel* dengan diameter optimum :

Diketahui, Diopt : Diameter Pipa Optimum (m)

Ql : Kecepatan Volume Fluida (m³/s)

ρ_l : Densitas Fluida (kg/m³)

$$\begin{aligned} \text{Diopt} &= 0,4 \times Q_l^{0,45} \times \rho_l^{0,13} \\ &= 0,4 \times 0,0085^{0,45} \times 103,4537^{0,13} \\ &= 0,085 \text{ m} \\ &= 3,359 \text{ in} \end{aligned}$$

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	
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
		80†	9.75	74.6		2.45	54.8

Normal Pipe Size, Nps = 4 in
 Schedule Number, Sch = 40
 Outside Diameter, OD = 4,500 in
 Inside Diameter, ID = 4,026 in = 0,1022604 m
 Flow Area per pipe = 12,7 in² = 0,00819 m²

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,00845 \text{ m}^3/\text{s}}{0,008 \text{ m}^2} = 1,03 \text{ m/s}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l} \\
 &= \frac{103,45 \times 1,03 \times 0,1}{0,0007} \\
 &= 15.486,92 \text{ (Turbulence)}
 \end{aligned}$$

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

Kekasaran Pipa = 0,00015 ft
 = 0,00005 m

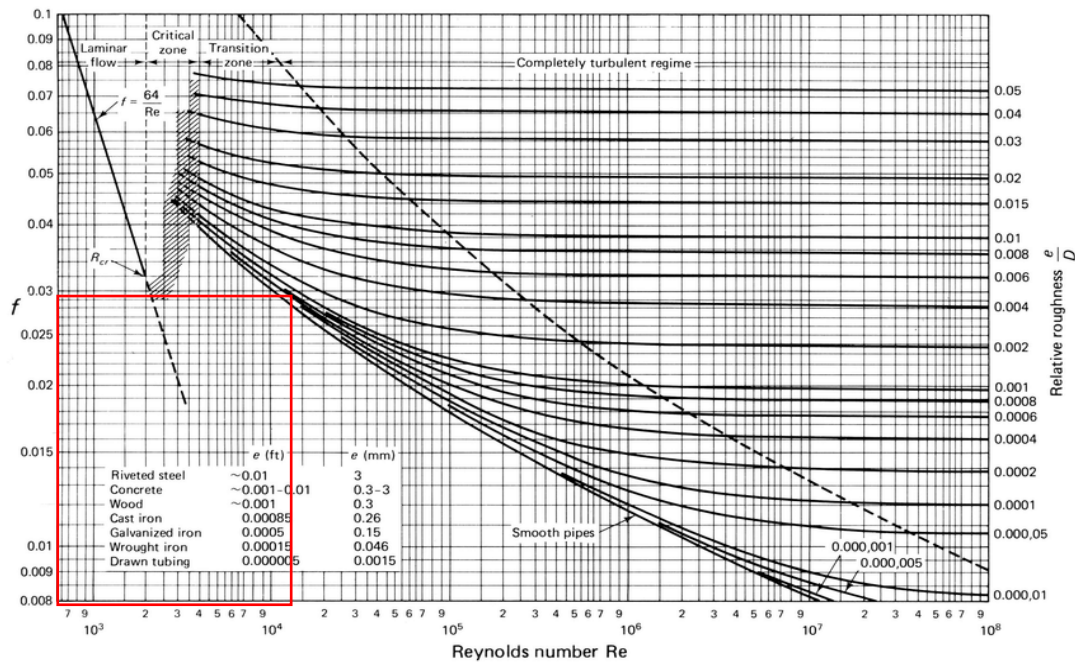
Kekasaran Relatif :

$$\frac{e}{ID} = \frac{0,00005 \text{ m}}{0,1023 \text{ m}} = 0,00045$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana, $\frac{e}{ID} = 0,00045$
 $Re = 15.486,92$



$f = 0,03$ (White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 370)

Memilih Panjang Ekivalen (Le) dan Panjang pipa (L)

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	6	1	6	1,8
<i>Sudden constriction</i>	4	1	4	1,2
<i>Check valve</i>	25	1	25	7,6
<i>Globe valve, open</i>	110	1	110	34
<i>Standart elbow</i>	10	4	40	12,2
Total				56,4

$$\begin{aligned} \Sigma Le &= 56,4 \text{ m} \\ \Sigma Le + L &= 117,39 \text{ m} \\ &= 385,13125 \text{ ft} \end{aligned}$$

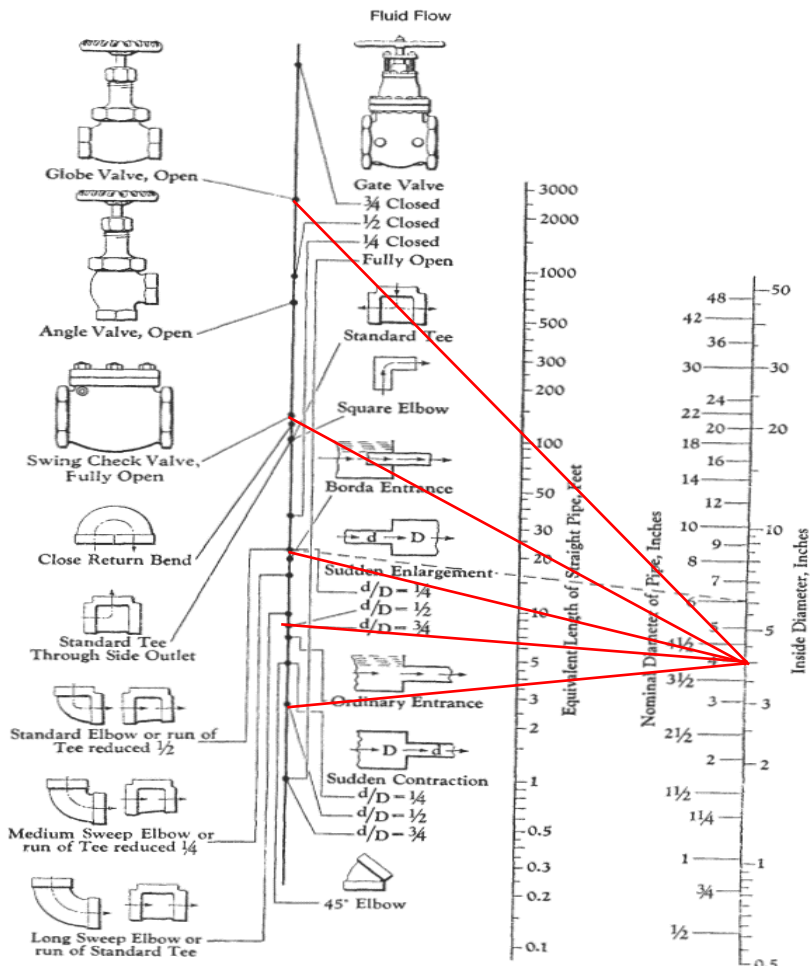


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} - H_f + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

$$\begin{aligned} \text{Rapat berat } (\gamma) &= \rho \times g \\ &= 103,4537 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 1.013,85 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{(18 - 18) \text{ bar}}{1.013,85 \text{ N/m}^3} \times \frac{100.000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot g} \\ &= \frac{(1,03 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \\ &= 0,0543 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 0 - 1 \\ &= -1 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f (L + \Sigma L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,03 (117,4) 1,03^2}{2 \times 9,8 \times 0,10} \\ &= 3,7385 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 2,79 \text{ m} \\ &= 9,22 \text{ ft} \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$ns = \frac{n \sqrt{Ql}}{h_{man}^{0,75}}$$

(Ludwig, E.E,vol.3)

Dengan hubungan :

N_s : kecepatan spesifik

H_{man} : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rpm)

Q : Debit aliran m^3/s

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan putar} &= 3000 \text{ rpm} \\ &= 3000 \text{ rpm} \times \frac{2 \times \pi}{60} \\ &= 314 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Faktor slip} &= 0,05 \\ n &= \text{kec putar} \times (1 - \text{faktor slip}) \\ &= 314 \times (1 - 0,05) \\ &= 298,3 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$N_s = \frac{298,3 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times 0,00845^{0,5} \text{ m}^3/\text{s}}{2,79^{0,75}}$$

$$N_s = 25,4 \text{ rad} = 242,431 \text{ rpm}$$

6. Menghitung *Net positive Suction Head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal. 326 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp})/\gamma - h_{sl}$$

P_a	=	Tekanan Operasi	=	18,3	atm =	18,542	bar
P_{vp}	=	Tekanan Uap Murni	=	7,30	atm =	7,3978	bar
S	=	<i>Suction Head</i>	=	1	m		
γ	=	<i>Rapat berat</i>	=	1.013,85	N/m^3		
f	=	Friction factor	=	0,02			
V	=	Kecepatan aliran	=	1,0	m/s		
g	=	Gravitasi	=	9,8	m/s^2		
ID	=	Diameter dalam	=	0,102	m		
h_{sl}	=	Friction loss daerah hisap					

$$h_{sl} = \frac{f \times (L + L_e) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$\begin{aligned} h_{sl} &= \frac{0,02 \times 117,39 \times 1,0^2}{2 \times 9,8 \times 0,1023} \\ &= 0,2416 \text{ m} = 24,1635 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NPSH_a &= \frac{1,0 + (18,3 - 7,3011)}{1013,8} - 0,2 \\ &= 11,6071 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$)

NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$HPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} N &: \text{Kecepatan putar (rpm)} &= 1.500 \text{ rpm} \\ Q &: \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/menit)} &= 0,507 \text{ m}^3\text{/menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{1.500}{1.200}\right)^1 \times 0,507^{0,667} \\ &= 0,7602 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH_R), maka tidak terjadi kavitasi (peronggaan).

7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

$$\begin{aligned} BHP &= \text{Daya Penggerak Poros (Watt)} \\ Q &= \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/detik)} \\ H &= \text{Head Pompa (m)} \\ \gamma &= \text{rapat berat (N/m}^3\text{)} \end{aligned}$$

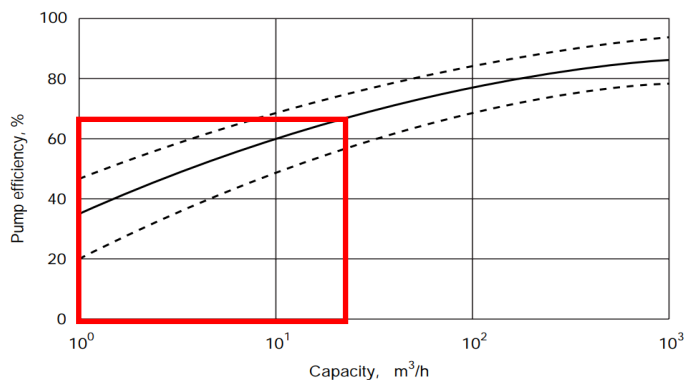


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 62 %

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0,0085 \times 2,7927 \times 1.013,85}{0,62} \\ &= 39 \text{ watt} \\ &= 0,05 \text{ Hp} \end{aligned}$$

8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521 dengan nilai BHP = 0,05 Hp, didapat :

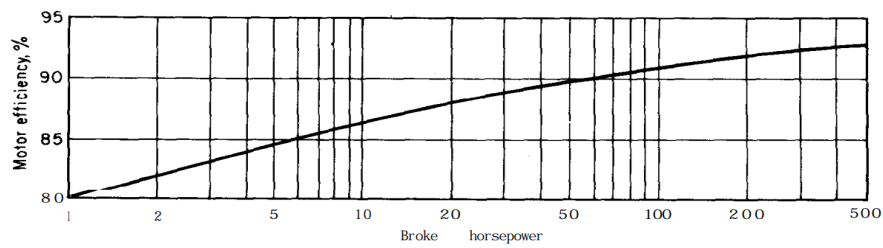


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi 80 %

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \text{BHP/Eff} \\ &= 0,06 \quad \text{Hp} \end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, vol 3, hal. 628 :

*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.

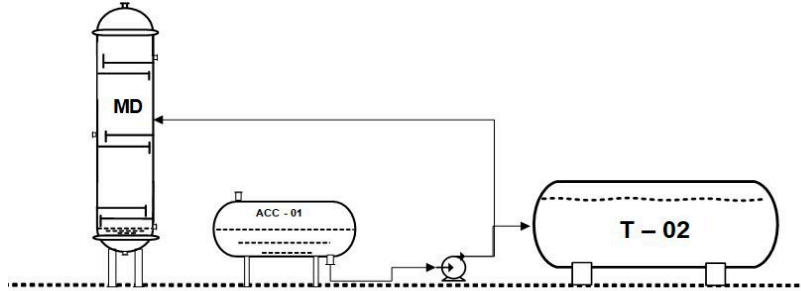
Dipilih daya standar : 0,5 Hp

Ringkasan Perhitungan Pompa 04

Jenis Pompa	=	<i>Centrifugal Pump</i>
Putaran Pompa	=	3000 rpm
Spesifikasi Pipa		
NPS	=	4 in = 0,1016 m
Sch no	=	40
OD	=	4,500 in = 0,1143 m
ID	=	4,026 in = 0,1023 m
Sambungan Pipa	=	<i>Flanged</i>
Bahan Pipa	=	<i>Commercial Steel</i>
Laju Alir	=	30,42 m ³ /jam
Total Head	=	2,793 m
Daya yang dibutuhkan	=	0,065 hp
Daya Motor	=	0,50 hp
(NPSH) _R	=	0,760 m
(NPSH) _A	=	11,607 m

Pompa Proses (P-03)

Tugas : Mengalirkan keluaran akumulator 01 (ACC-01) menuju Tangki Produk (T-02) dan Menara Destilasi (MD - 01)
 Jenis : *Centrifugal Pump*



Kondisi Operasi:

$P = 18,00 \text{ atm}$
 $T = 44,50 \text{ } ^\circ\text{C} = 317,50 \text{ K}$

Tinggi alat = 57 m
 $P_1 = 18,00 \text{ atm}$ $P_2 = 18,00 \text{ atm}$
 $v_1 = v_2$
 $z_1 = 1 \text{ m}$ $z_2 = 28,500 \text{ m}$

Titik 1 *suction*

Tinggi alat = 2,50 m
 Tinggi *suction head* = 1 m
 Tekanan permukaan cairan *suction head* = 18,00 atm
 Tekanan hidrostatis cairan *suction head* = 0,0249 atm
 Tekanan permukaan cairan *suction head* = 18,02 atm
 = 1.826.372 Pa

Titik 2 *discharge*

Tinggi *discharge head* = 28,500 m
 Tekanan permukaan cairan *discharge head* = 18,00 atm
 Pressure Drop alat = 0,2171 atm
 Total Tekanan = 18,217 atm
 = 1.845.848 Pa

Rencana Pemipaan

a = 1 m
 b = 40,000 m
 c = 80 m
 d = 40 m
 e = 1 m

Panjang pipa lurus = 162,00 m
 Elevasi Z1 = 1 m
 Elevasi Z2 = 28,500 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 Standart

Komposisi Umpan

Komponen	kg/jam	BM	%berat	kmol/jam	%mol
C ₃ H ₆	135,732	42,08	0,0431	3,2256	0,0451
C ₃ H ₈	3011,726	44,096	0,9569	68,2993	0,9549
Total	3147,459		1,0000	71,5249	1,0000

1. Densitas

Dari "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung densitas digunakan persamaan dan data berikut:

$$\text{Density} = AB^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Komponen	A	B	n	T _c
C ₃ H ₆	0,23314	0,27517	0,30246	364,76
C ₃ H ₈	0,22151	0,27744	0,287	369,82

Dengan :

Density = Densitas cair jenuh, g/ml
 A, B, dan n = Koefisien dari masing-masing zat
 T = Suhu, K
 T_c = Suhu kritis, K

Sehingga

T = 44,50 C = 317,5 K

Komponen	Fraksi mol	rho	xi.ρ
C ₃ H ₆	0,0451	1,1088	0,0500
C ₃ H ₈	0,9549	1,0248	0,9786
Total			1,0286
			g/ml
			102,8564 kg/m ³
			6,3771 lb/ft ³

Viskositas Cair

Dari "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung viskositas digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D
N ₂	-15,6104	465,05	0,1626	-6,E-04
C ₃ H ₆	-5,1758	429,82	0,0186	-3,E-05
C ₃ H ₈	-3,1759	297,12	0,0095	-2,E-05

Dengan

- μ_{liq} = Viskositas zat cair, cP
 A, B, C, D = Koefisien Viskositas masing-masing zat
 T = Suhu, K

Sehingga :

Komponen	Frakasi mol	Viskositas	$\xi_i \cdot \mu$
C ₃ H ₆	0,0451	7,86E-02	0,0035
C ₃ H ₈	0,9549	7,89E-02	0,0754
Total			0,0789

cP
0,1909 lb/ft.jam
0,0008 kg/m.s

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned}
 \text{Laju Volumetrik, } F_v &= \frac{F(\text{kg/jam})}{\rho_l (\text{kg/m}^3)} \\
 &= \frac{3.147,46 \text{ kg/jam}}{102,86 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 30,60 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0085 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 18,01 \text{ ft}^3/\text{menit} \\
 &= 134,73 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Digunakan Pipa *Commercial Steel* dengan diameter optimum :

- Diketahui, Diopt : Diameter Pipa Optimum (m)
 Ql : Kecepatan Volume Fluida (m³/s)
 ρ_l : Densitas Fluida (kg/m³)

$$\begin{aligned}
 \text{Diopt} &= 0,4 \times Q_l^{0,45} \times \rho_l^{0,13} \\
 &= 0,4 \times 0,0085^{0,45} \times 102,8564^{0,13} \\
 &= 0,085 \text{ m} \\
 &= 3,366 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

844

PROCESS HEAT TRANSFER

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
		80†	9.75	74.6		2.45	54.8

$$\begin{aligned}
 \text{Normal Pipe Size, Nps} &= 4 \text{ in} \\
 \text{Schedule Number, Sch} &= 40 \\
 \text{Outside Diameter, OD} &= 4,500 \text{ in} \\
 \text{Inside Diameter, ID} &= 4,026 \text{ in} = 0,1022604 \text{ m} \\
 \text{Flow Area per pipe} &= 12,7 \text{ in}^2 = 0,00819 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,00850 \text{ m}^3/\text{s}}{0,008 \text{ m}^2} = 1,04 \text{ m/s}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned}
 \text{Re} &= \frac{\rho l \cdot v \cdot \text{ID}}{\mu l} \\
 &= \frac{102,86 \times 1,04 \times 0,1}{0,0008} \\
 &= 13.825,65 \text{ (Turbulence)}
 \end{aligned}$$

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	0.000007	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

Kekasaran Pipa = 0,00015 ft
 = 0,00005 m

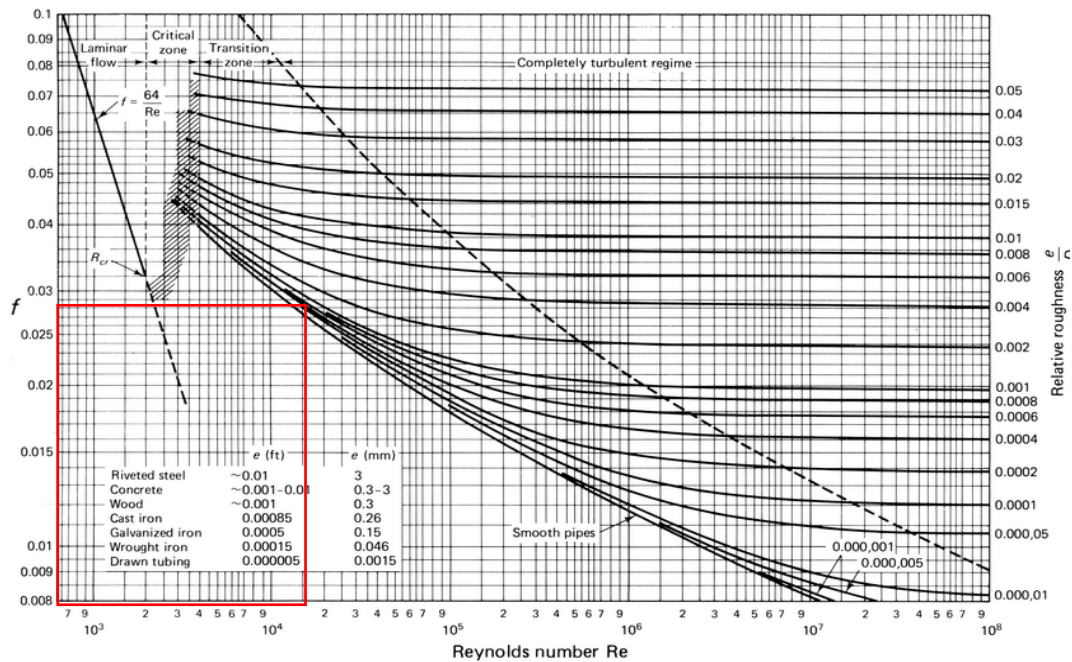
Kekasaran Relatif :

$$\frac{e}{ID} = \frac{0,00005 \text{ m}}{0,1023 \text{ m}} = 0,00045$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana, $\frac{e}{ID} = 0,00045$
 $Re = 13.825,65$



$f = 0,028$ (White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 370)

Memilih Panjang Ekivalen (Le) dan Panjang pipa (L)

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	6	1	6	1,8
<i>Sudden constriction</i>	4	1	4	1,2
<i>Check valve</i>	25	1	25	7,6
<i>Globe valve, open</i>	110	1	110	34
<i>Standart elbow</i>	12	6	72	21,9
Total				66,1

$$\begin{aligned} \Sigma Le &= 66,1 \text{ m} \\ \Sigma Le + L &= 228,14 \text{ m} \\ &= 748,49609 \text{ ft} \end{aligned}$$

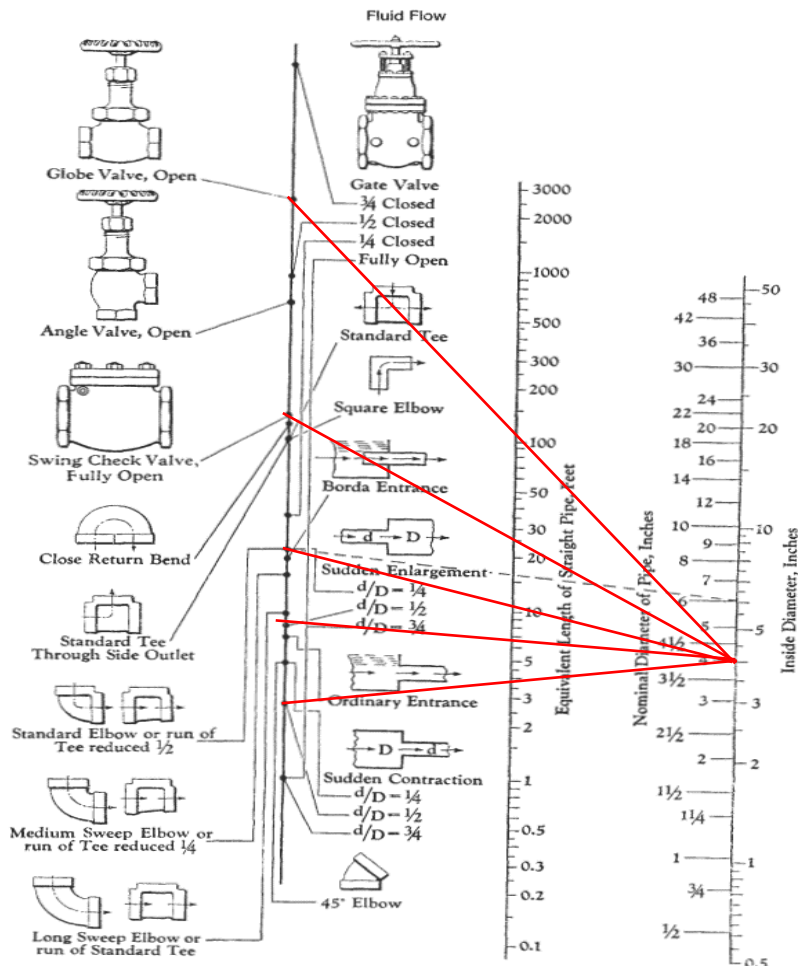


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., *Technical Paper #409*, Engineering Div., 1942, also see [3].

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} - H_f + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

$$\begin{aligned} \text{Rapat berat } (\gamma) &= \rho \times g \\ &= 102,8564 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 1.007,99 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{(18 - 18) \text{ bar}}{1.007,99 \text{ N/m}^3} \times \frac{100.000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}} \\ &= 22 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot g} \\ &= \frac{(1,04 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \\ &= 0,0549 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 28,5 - 1 \\ &= 27,5 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f (L + \Sigma L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,028 (228,1) 1,04^2}{2 \times 9,8 \times 0,10} \\ &= 6,8602 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 55,95 \text{ m} \\ &= 184,64 \text{ ft} \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$ns = \frac{n \sqrt{Q_1}}{h_{man}^{0,75}}$$

(Ludwig, E.E, vol.3)

Dengan hubungan :

N_s : kecepatan spesifik

H_{man} : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rpm)

Q : Debit aliran m^3/s

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan putar} &= 3000 \text{ rpm} \\ &= 3000 \text{ rpm} \times \frac{2 \times \pi}{60} \\ &= 314 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Faktor slip} &= 0,05 \\ n &= \text{kec putar} \times (1 - \text{faktor slip}) \\ &= 314 \times (1 - 0,05) \\ &= 298,3 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$N_s = \frac{298,3 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times 0,00850^{0,5} \text{ m}^3/\text{s}}{55,95^{0,75}}$$

$$N_s = 26,9 \text{ rad} = 256,744 \text{ rpm}$$

6. Menghitung *Net positive Suction Head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal. 326 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp})/\gamma - h_{sl}$$

P_a	=	Tekanan Operasi	=	18	atm =	18,239	bar
P_{vp}	=	Tekanan Uap Murni	=	7,30	atm =	7,3978	bar
S	=	<i>Suction Head</i>	=	1	m		
γ	=	<i>Rapat berat</i>	=	1.007,99	N/m^3		
f	=	Friction factor	=	0,02			
V	=	Kecepatan aliran	=	1,0	m/s		
g	=	Gravitasi	=	9,8	m/s^2		
ID	=	Diameter dalam	=	0,102	m		
h_{sl}	=	Friction loss daerah hisap					

$$h_{sl} = \frac{f \times (L + L_e) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$\begin{aligned} h_{sl} &= \frac{0,02 \times 228,14 \times 1,0^2}{2 \times 9,8 \times 0,1023} \\ &= 0,4723 \text{ m} = 47,2341 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NPSH_a &= \frac{1,0 + (18 - 7,3011)}{1008,0} - 0,5 \\ &= 11,1418 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$)

NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$HPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} N &: \text{Kecepatan putar (rpm)} &= 1.500 \text{ rpm} \\ Q &: \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/menit)} &= 0,510 \text{ m}^3\text{/menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{1.500}{1.200}\right)^1 \times 0,510^{0,667} \\ &= 0,7631 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH_R), maka tidak terjadi kavitasi (peronggaan).

7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

$$\begin{aligned} BHP &= \text{Daya Penggerak Poros (Watt)} \\ Q &= \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/detik)} \\ H &= \text{Head Pompa (m)} \\ \gamma &= \text{rapat berat (N/m}^3\text{)} \end{aligned}$$

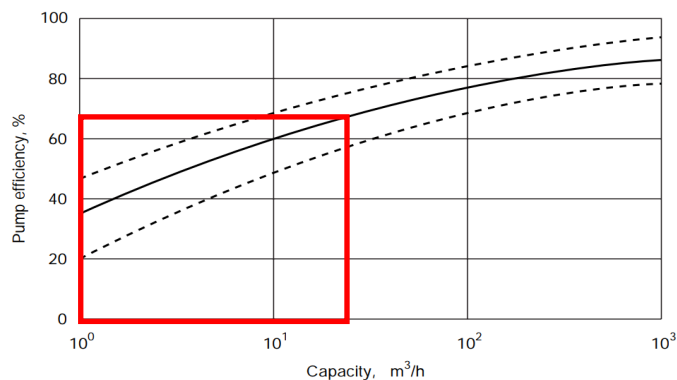


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 62 %

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0,0085 \times 55,9530 \times 1.007,99}{0,62} \\ &= 773 \text{ watt} \\ &= 1,04 \text{ Hp} \end{aligned}$$

8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521 dengan nilai BHP = 1,04 Hp, didapat :

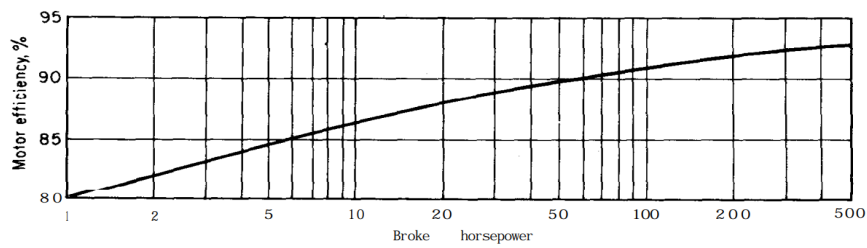


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi 80 %

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \text{BHP/Eff} \\ &= 1,30 \quad \text{Hp} \end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, vol 3, hal. 628 :

*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.

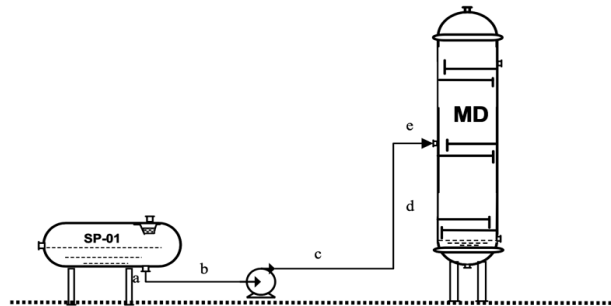
Dipilih daya standar : 1,5 Hp

Ringkasan Perhitungan Pompa 03

Jenis Pompa	=	<i>Centrifugal Pump</i>
Putaran Pompa	=	3000 rpm
Spesifikasi Pipa		
NPS	= 4 in	= 0,1016 m
Sch no	=	40
OD	= 4,500 in	= 0,1143 m
ID	= 4,026 in	= 0,1023 m
Sambungan Pipa	=	<i>Flanged</i>
Bahan Pipa	=	<i>Commercial Steel</i>
Laju Alir	=	30,60 m ³ /jam
Total Head	=	55,953 m
Daya yang dibutuhkan	=	1,296 hp
Daya Motor	=	1,50 hp
(NPSH) _R	=	0,763 m
(NPSH) _A	=	11,142 m

Pompa Proses (P-02)

Tugas : Mengalirkan keluaran separator 1 (SP-01) menuju Menara distilasi (MD - 01)
 Jenis : *Centrifugal Pump*



Kondisi Operasi:

$P = 18,00 \text{ atm}$
 $T = 45,40 \text{ }^\circ\text{C} = 318,40 \text{ K}$

Tinggi alat = 57 m
 $P_1 = 18,00 \text{ atm}$ $P_2 = 18,00 \text{ atm}$
 $v_1 = v_2$
 $z_1 = 1 \text{ m}$ $z_2 = 28,500 \text{ m}$

Titik 1 *suction*

Tinggi alat = 2,50 m
 Tinggi *suction head* = 1 m
 Tekanan permukaan cairan *suction head* = 18,00 atm
 Tekanan hidrostatis cairan *suction head* = 0,0266 atm
 Tekanan permukaan cairan *suction head* = 18,03 atm
 = 1.826.550 Pa

Titik 2 *discharge*

Tinggi *discharge head* = 28,500 m
 Tekanan permukaan cairan *discharge head* = 18,00 atm
 Pressure Drop alat = 0,2171 atm
 Total Tekanan = 18,217 atm
 = 1.845.848 Pa

Rencana Pemipaan

a = 1 m
 b = 30,000 m
 c = 20 m
 d = 10 m
 e = 1 m

Panjang pipa lurus = 62,00 m
 Elevasi Z1 = 1 m
 Elevasi Z2 = 28,500 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 Standart

Komposisi Umpan

Komponen	kg/jam	BM	%berat	kmol/jam	%mol
C ₃ H ₆	27146,465	42,08	0,8961	645,1156	0,9004
C ₃ H ₈	3147,459	44,096	0,1039	71,3774	0,0996
Total	30293,923		1,0000	716,4930	1,0000

1. Densitas

Dari "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung densitas digunakan persamaan dan data berikut:

$$\text{Density} = AB^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Komponen	A	B	n	T _c
C ₃ H ₆	0,23314	0,27517	0,30246	364,76
C ₃ H ₈	0,22151	0,27744	0,287	369,82

Dengan :

Density = Densitas cair jenuh, g/ml
 A, B, dan n = Koefisien dari masing-masing zat
 T = Suhu, K
 T_c = Suhu kritis, K

Sehingga

T = 45,40 C = 318,4 K

Komponen	Fraksi mol	rho	xi.ρ
C ₃ H ₆	0,9004	1,1095	0,9990
C ₃ H ₈	0,0996	1,0254	0,1021
Total			1,1011
			g/ml
			110,1140 kg/m ³
			6,8271 lb/ft ³

Viskositas Cair

Dari "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung viskositas digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D
N ₂	-15,6104	465,05	0,1626	-6,E-04
C ₃ H ₆	-5,1758	429,82	0,0186	-3,E-05
C ₃ H ₈	-3,1759	297,12	0,0095	-2,E-05

Dengan

- μ_{liq} = Viskositas zat cair, cP
 A, B, C, D = Koefisien Viskositas masing-masing zat
 T = Suhu, K

Sehingga :

Komponen	Fraksi mol	Viskositas	$\xi_i \cdot \mu$
C ₃ H ₆	0,9004	7,76E-02	0,0699
C ₃ H ₈	0,0996	7,81E-02	0,0078
Total			0,0777

cP
0,1879 lb/ft.jam
0,0008 kg/m.s

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned}
 \text{Laju Volumetrik, } F_v &= \frac{F(\text{kg/jam})}{\rho_l (\text{kg/m}^3)} \\
 &= \frac{30.293,92 \text{ kg/jam}}{110,11 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 275,11 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0764 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 161,93 \text{ ft}^3/\text{menit} \\
 &= 1.211,29 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Digunakan Pipa *Commercial Steel* dengan diameter optimum :

- Diketahui, Diopt : Diameter Pipa Optimum (m)
 Ql : Kecepatan Volume Fluida (m³/s)
 ρ_l : Densitas Fluida (kg/m³)

$$\begin{aligned}
 \text{Diopt} &= 0,4 \times Ql^{0,45} \times \rho_l^{0,13} \\
 &= 0,4 \times 0,0764^{0,45} \times 110,1140^{0,13} \\
 &= 0,232 \text{ m} \\
 &= 9,122 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

844

PROCESS HEAT TRANSFER

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
		80†	9.75	74.6		2.45	54.8

$$\begin{aligned}
 \text{Normal Pipe Size, Nps} &= 10 \text{ in} \\
 \text{Schedule Number, Sch} &= 40 \\
 \text{Outside Diameter, OD} &= 10,750 \text{ in} \\
 \text{Inside Diameter, ID} &= 10,020 \text{ in} = 0,254508 \text{ m} \\
 \text{Flow Area per pipe} &= 78,8 \text{ in}^2 = 0,05084 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,07642 \text{ m}^3/\text{s}}{0,051 \text{ m}^2} = 1,50 \text{ m/s}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned}
 \text{Re} &= \frac{\rho l \cdot v \cdot \text{ID}}{\mu l} \\
 &= \frac{110,11 \times 1,50 \times 0,3}{0,0008} \\
 &= 54.235,39 \text{ (Turbulence)}
 \end{aligned}$$

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	0.000007	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

Kekasaran Pipa = 0,00015 ft
 = 0,00005 m

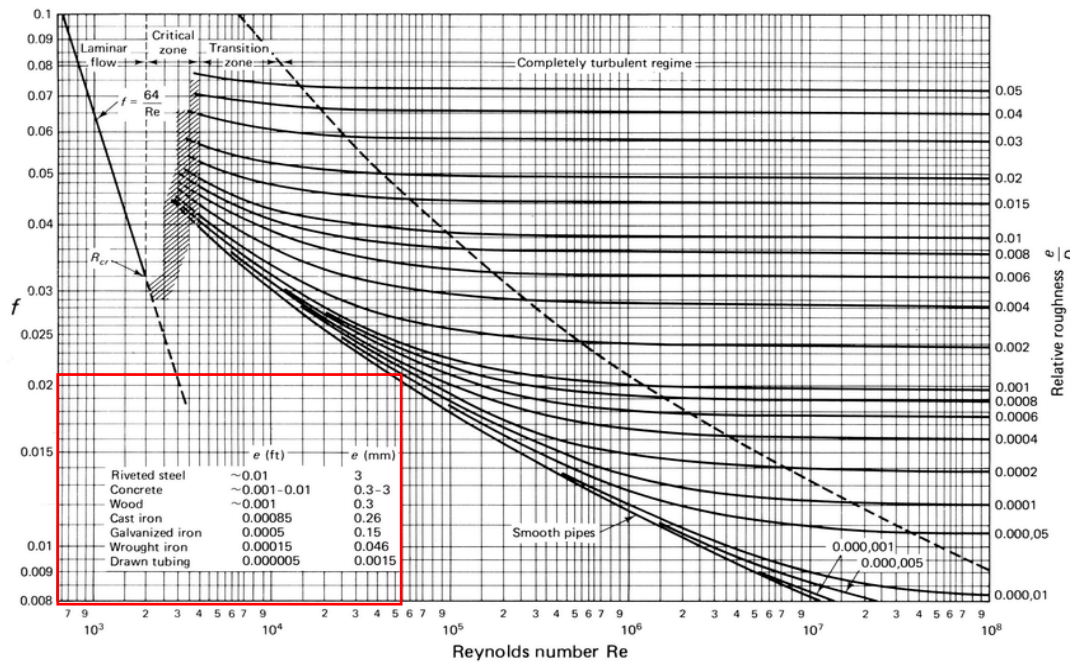
Kekasaran Relatif :

$$\frac{e}{ID} = \frac{0,00005 \text{ m}}{0,2545 \text{ m}} = 0,00018$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana, $\frac{e}{ID} = 0,00018$
 $Re = 54.235,39$



f = 0,021 (White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 370)

Memilih Panjang Ekivalen (Le) dan Panjang pipa (L)

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	16	1	16	4,9
<i>Sudden constriction</i>	10	1	10	3,0
<i>Check valve</i>	70	1	70	21,3
<i>Globe valve, open</i>	300	1	300	91
<i>Standart elbow</i>	25	4	100	30,5
Total				151,2

$$\begin{aligned} \Sigma Le &= 151,2 \text{ m} \\ \Sigma Le + L &= 213,18 \text{ m} \\ &= 699,4121 \text{ ft} \end{aligned}$$

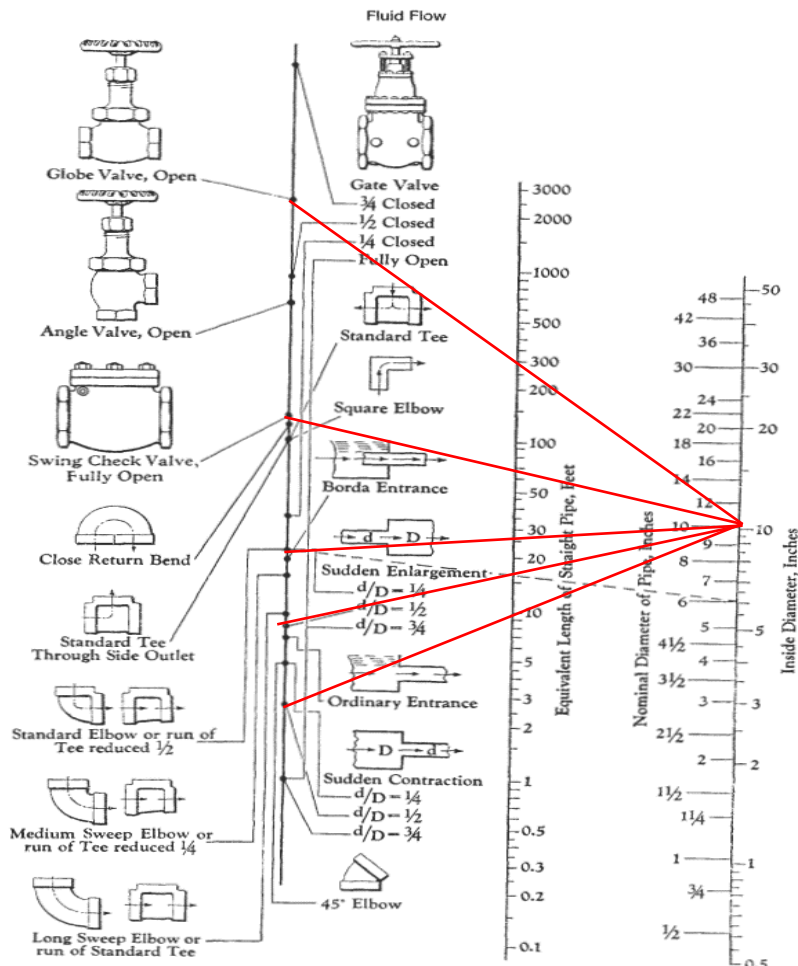


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} - H_f + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

$$\begin{aligned} \text{Rapat berat } (\gamma) &= \rho \times g \\ &= 110,1140 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 1.079,12 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{(18 - 18) \text{ bar}}{1.079,12 \text{ N/m}^3} \times \frac{100.000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}} \\ &= 20 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot g} \\ &= \frac{(1,50 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \\ &= 0,1153 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 28,5 - 1 \\ &= 27,5 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f (L + \Sigma L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,021 (213,2) 1,50^2}{2 \times 9,8 \times 0,25} \\ &= 4,0558 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 51,79 \text{ m} \\ &= 170,90 \text{ ft} \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$ns = \frac{n \sqrt{Q_1}}{h_{man}^{0,75}}$$

(Ludwig, E.E, vol.3)

Dengan hubungan :

N_s : kecepatan spesifik

H_{man} : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rpm)

Q : Debit aliran m^3/s

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan putar} &= 3000 \text{ rpm} \\ &= 3000 \text{ rpm} \times \frac{2 \times \pi}{60} \\ &= 314 \text{ rad/s} \\ \text{Faktor slip} &= 0,05 \\ n &= \text{kec putar} \times (1 - \text{faktor slip}) \\ &= 314 \times (1 - 0,05) \\ &= 298,3 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} N_s &= \frac{298,3 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times 0,07642^{0,5} m^3/s}{51,79^{0,75}} \\ N_s &= 25,6 \text{ rad} = 244,738 \text{ rpm} \end{aligned}$$

6. Menghitung *Net positive Suction Head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal. 326 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp})/\gamma - h_{sl}$$

P_a	=	Tekanan Operasi	=	18	atm =	18,239	bar
P_{vp}	=	Tekanan Uap Murni	=	8,64	atm =	8,7525	bar
S	=	<i>Suction Head</i>	=	1	m		
γ	=	<i>Rapat berat</i>	=	1.079,12	N/m^3		
f	=	Friction factor	=	0,02			
V	=	Kecepatan aliran	=	1,5	m/s		
g	=	Gravitasi	=	9,8	m/s^2		
ID	=	Diameter dalam	=	0,255	m		
h_{sl}	=	Friction loss daerah hisap					

$$h_{sl} = \frac{f \times (L + L_e) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$\begin{aligned} h_{sl} &= \frac{0,02 \times 213,18 \times 1,5^2}{2 \times 9,8 \times 0,2545} \\ &= 0,2570 \text{ m} = 25,6961 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NPSH_a &= \frac{1,0 + (18 - 8,6381)}{1079,1} - 0,3 \\ &= 9,4186 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$)

NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$HPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} N &: \text{Kecepatan putar (rpm)} &= 1.500 \text{ rpm} \\ Q &: \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/menit)} &= 4,585 \text{ m}^3\text{/menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{1.500}{1.200}\right)^1 \times 4,585^{0,667} \\ &= 3,2994 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH_R), maka tidak terjadi kavitasi (peronggaan).

7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

$$\begin{aligned} BHP &= \text{Daya Penggerak Poros (Watt)} \\ Q &= \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/detik)} \\ H &= \text{Head Pompa (m)} \\ \gamma &= \text{rapat berat (N/m}^3\text{)} \end{aligned}$$

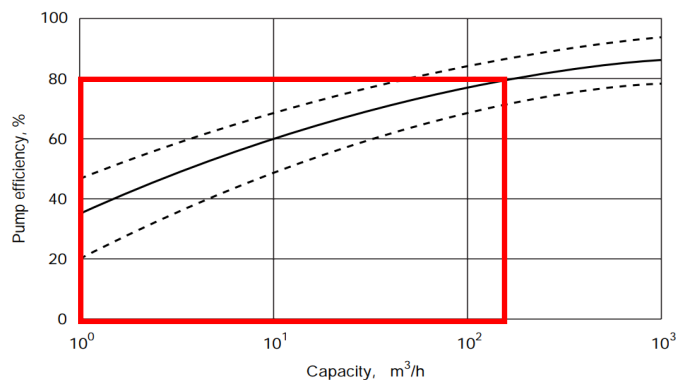


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 80 %

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0,0764 \times 51,7893 \times 1.079,12}{0,8} \\ &= 5.339 \text{ watt} \\ &= 7,16 \text{ Hp} \end{aligned}$$

8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521 dengan nilai BHP = 7,16 Hp, didapat :

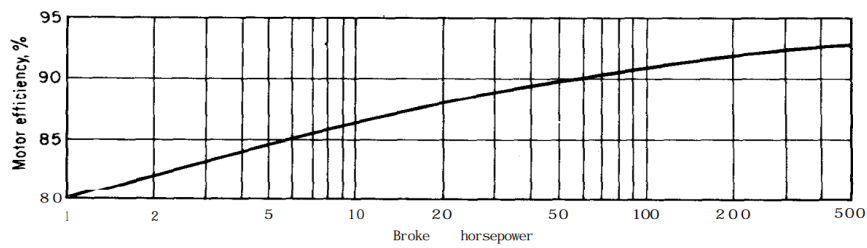


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi 86 %

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \text{BHP/Eff} \\ &= 8,32 \quad \text{Hp} \end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, vol 3, hal. 628 :

*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 daya standar : 10 Hp

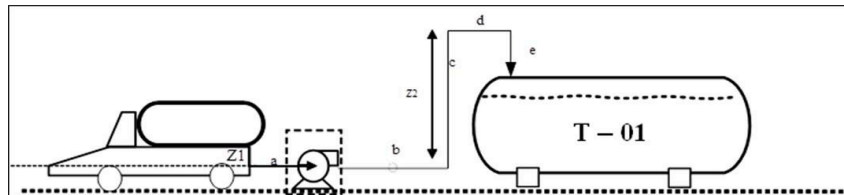
Ringkasan Perhitungan Pompa 02

Jenis Pompa	=	<i>Centrifugal Pump</i>
Putaran Pompa	=	3000 rpm
Spesifikasi Pipa		
NPS	=	10 in = 0,254 m
Sch no	=	40
OD	=	10,750 in = 0,2731 m
ID	=	10,020 in = 0,2545 m
Sambungan Pipa	=	<i>Flanged</i>
Bahan Pipa	=	<i>Commercial Steel</i>
Laju Alir	=	275,11 m ³ /jam
Total Head	=	51,789 m
Daya yang dibutuhkan	=	8,325 hp
Daya Motor	=	10,00 hp
(NPSH) _R	=	3,299 m
(NPSH) _A	=	9,419 m

Tugas : Memopakan propana dari truk menuju tangki penyimpanan propana

Jenis : Centrifugal Pump

Kondisi Operasi:



$$P = 7,897 \text{ atm}$$

$$T = 15,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 288,00 \text{ K}$$

Rencana Pemipaan

$$a = 12 \text{ m}$$

$$b = 25 \text{ m}$$

$$c = 15 \text{ m}$$

$$d = 1 \text{ m}$$

$$e = 1 \text{ m}$$

$$\text{Panjang pipa lurus} = 54,00 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi Z1} = 1 \text{ m (titik nozzle ditangki truk ke ground 1 m)}$$

$$\text{Elevasi Z2} = 15 \text{ m}$$

Langkah perhitungan

1. Menentukan titik pemompaan
2. Menentukan kapasitas pompa
3. Menghitung ukuran pipa optimum
4. Menghitung head pompa
5. Menghitung kecepatan speifik
6. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)
7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)
8. Menentukan Motor Standart

komposisi Umpan

P - 01

Komponen	kg/jam	BM	%berat	kmol/jam	%mol
N ₂	159,041	28,01	0,0050	5,6780	0,008
C ₃ H ₈	31649,116	44,096	0,9950	717,7321	0,992
Total	31808,157		1,0000	723,4101	1,0000

1. Densitas

Dari "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung densitas digunakan persamaan dan data berikut:

$$\text{Density} = AB^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Komponen	A	B	n	T _c
N ₂	0,31205	0,28479	0,2925	126,1
C ₃ H ₈	0,22151	0,27744	0,287	369,82

Dengan :

- Density = Densitas cair jenuh, g/ml
- A, B, dan n = Koefisien dari masing-masing zat
- T = Suhu, K
- T_c = Suhu kritis, K

Sehingga

$$T = 15 \quad C = 288 \quad K$$

Komponen	Fraksi mol	rho	xi.p
N ₂	0,0078	1,8475	0,0145
C ₃ H ₈	0,9922	1,0053	0,9974
Total			1,0119

g/ml
101,1931 kg/m³
6,2740 lb/ft³

Viskositas Cair

Dari "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung viskositas digunakan persamaan dan data berikut:

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

Komponen	A	B	C	D
N ₂	-15,6104	465,0500	0,1626	-0,0006
C ₃ H ₈	-3,1759	297,1200	0,0095	0,0000
N ₂	-15,6104	4,65E+02	0,16259	-6,34E-04

Dengan

- μ_{liq} = Viskositas zat cair, cP
- A, B, C, D = Koefisien Viskositas masing-masing zat
- T = Suhu, K

Isenigan :
Seniiga :

P - 01

Komponen	Fraksi mol	Viskositas	μ
N ₂	0,0078	1,92E-20	0,0000
C ₃ H ₈	0,9922	1,11E-01	0,1106
Total			0,1106

cP
0,2675 lb/ft.jam
0,0011057 kg/m.s

Titik 1 (suction) = Bagian dasar dari truck

Tinggi suction head = 1 m

Tekanan (P1) = 7,897 atm

Titik 2 (Discharge) = Ujung Pipa masuk tangki propana

Tinggi discharge head = 15 m

Tekanan (P2) = 7,897 atm

2. Menentukan Kapasitas Pompa

Kapasitas truk propana = 32000 L
 = 32 m³
 Waktu pengosongan = 2 jam
 Laju Volumetrik, Fv = 16,000 m³/jam
 = 0,004 m³/s
 = 9,417 ft³/menit
 = 70,446 gpm

3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Digunakan Pipa *Commercial Steel* dengan diameter optimum :

Diketahui, Diopt : Diameter Pipa Optimum (m)

Ql : Kecepatan Volume Fluida (m³/s)

ρ_l : Densitas Fluida (kg/m³)

$$\begin{aligned} \text{Diopt} &= 0,4 \times Ql^{0,45} \times \rho_l^{0,13} \\ &= 0,4 \times 0,00444^{0,45} \times 101,931^{0,13} \\ &= 0,064 \text{ m} \\ &= 2,508 \text{ in} \end{aligned}$$

Pers 15. Peters M.S. K.D. Timmerhaus dan RE West 2003 hal 496

844

PROCESS HEAT TRANSFER

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	1.58
		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	4.80
		80†	2.323	4.22		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

- Normal Pipe Size, Nps = 2,5 in
- Schedule Number, Sch = 40
- Outside Diameter, OD = 2,880
- Inside Diameter, ID = 2,469 in = 0,0627 m
- Flow Area per pipe = 4,79 in² = 0,0031 m²

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0044 \text{ m}^3/\text{s}}{0,003 \text{ m}^2} = 1,44 \text{ m/s}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l} \\
 &= \frac{101,2 \times 1,44 \times 0,1}{0,0011} \\
 &= 8.254,69 \text{ (Turbulence)}
 \end{aligned}$$

Bahan Konstruksi :

(White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 371) P - 01

Dipilih : *Commercial Steel*

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
Rubber	Rough	0.007	2.0	±50
	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

$$\begin{aligned} \text{Kekasaran Pipa} &= 0,00015 \quad \text{ft} \\ &= \frac{0,00015}{3,28084} \quad \text{m} \\ &= 5, \text{E-}05 \quad \text{m} \end{aligned}$$

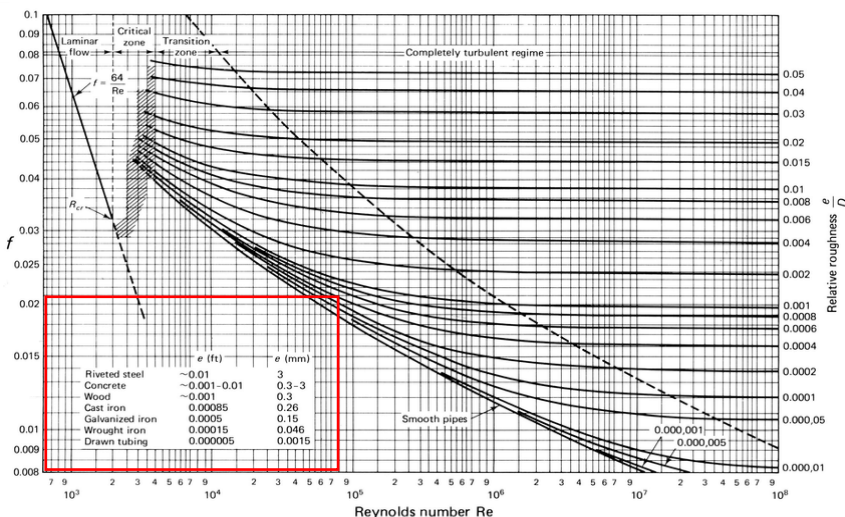
Kekasaran Relatif :

$$\frac{e}{ID} = \frac{5, \text{E-}05 \text{ m}}{0,0627126 \text{ m}} = 0,00073$$

Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana, $\frac{e}{ID} = 0,00073$
 $Re = 8.254,69$



$$f = 0,022 \quad (\text{White, F.M. } \textit{Fluid Mechanics} \text{ hal. 370})$$

Meningkatkan Panjang Ekivalen (Le) dan Panjang pipa (L)

P - 01

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	7	1	7	2,1
<i>Sudden constriction</i>	3	1	3	0,9
<i>Check valve</i>	15	1	15	4,6
<i>Globe valve, open</i>	70	1	70	21
<i>Standart elbow</i>	2	4	8	2,4
Total				31,4

$$\begin{aligned} \Sigma Le &= 31,4 \text{ m} \\ \Sigma Le + L &= 85,39 \text{ m} \\ &= 280,16536 \text{ ft} \end{aligned}$$

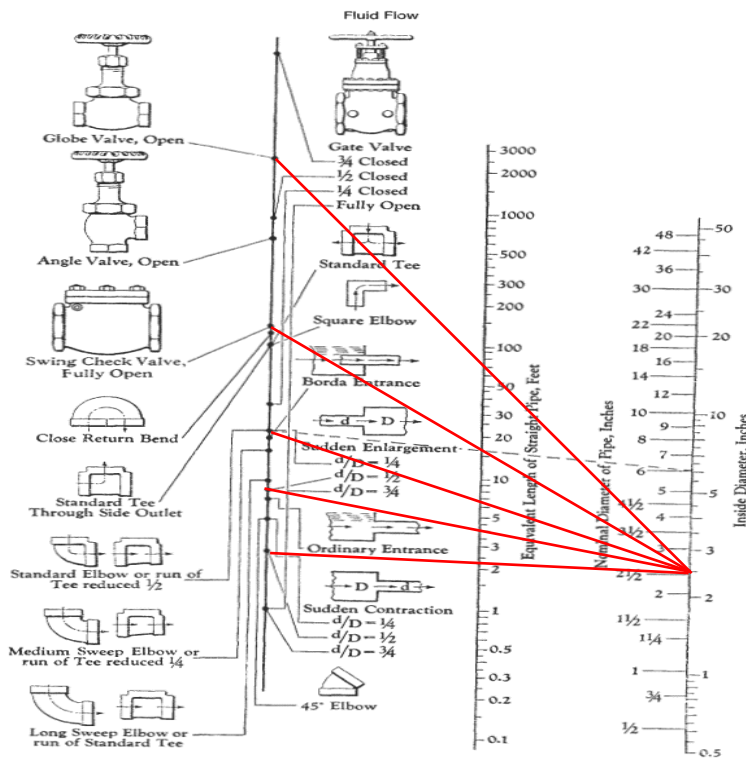


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2g} - H_f + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

$$\text{Rapat berat } (\gamma) = \rho \times g$$

$$\begin{aligned} \text{Lampiran} &= 101,1931 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 & \text{P - 01} \\ &= 991,6926 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{(8 - 8) \text{ bar}}{991,6926 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot g} \\ &= \frac{(1,44 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \\ &= 0,1055 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 15 - 1 \\ &= 14 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f (L + \Sigma L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,022 (85,4) 1,44^2}{2 \times 9,8 \times 0,06} \\ &= 6,3227 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{\text{man}} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 20,43 \text{ m} \\ &= 67,41 \text{ ft} \quad (\text{memakai pompa karena positif}) \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q_1}}{h_{\text{man}}^{0,75}} \quad (\text{Ludwig, E.E, vol.3})$$

Dengan hubungan :

N_s : kecepatan spesifik

H_{man} : head pompa (m)

N : kecepatan putar (rpm)

Q : Debit aliran m^3/s

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

$$\text{Kecepatan putar} = 3000 \text{ rpm}$$

$$\text{Lampiran} = 3000 \text{ rpm} \times \frac{2 \times \pi}{60} \quad \text{P - 01}$$

$$\begin{aligned} &= 314 \text{ rad/s} \\ \text{Faktor slip} &= 0,022 \\ n &= \text{kec putar} \times (1 - \text{faktor slip}) \\ &= 314 \times (1 - 0,022) \\ &= 307,092 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$N_s = \frac{307,1 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times 0,00444^{0,5} \text{ m}^3/\text{s}}{20,43^{0,75}}$$

$$N_s = 26,3 \text{ rad} = 251,21 \text{ rpm}$$

6. Menghitung *Net positive Suction Head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal. 326 :

$$\text{NPSHa} = S + (P_a - P_{vp})/\gamma - H_{sl}$$

$$\begin{aligned} P_a &= \text{Tekanan Operasi} = 7,8973 \text{ atm} = 8,002 \text{ bar} \\ P_{vp} &= \text{Tekanan Uap Murni} = 7,30 \text{ atm} = 7,3978 \text{ bar (t dew)} \\ S &= \text{Suction Head} = 1 \text{ m} \\ \gamma &= \text{Rapat berat} = 991,7 \text{ N/m}^3 \\ f &= \text{Friction factor} = 0,02 \\ V &= \text{Kecepatan aliran} = 1,4 \text{ m/s} \\ g &= \text{Gravitasi} = 9,8 \text{ m/s}^2 \\ ID &= \text{Diameter dalam} = 0,063 \text{ m} \end{aligned}$$

hsl = Friction loss daerah hisap

$$h_{sl} = \frac{f \times (L + L_e) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$\begin{aligned} h_{sl} &= \frac{0,02 \times 31,39 \times 1,4^2}{2 \times 9,8 \times 0,0627} \\ &= 1,06 \text{ m} = 105,66 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSHa} &= \frac{1,00 + (7,90 - 7,30)}{991,69} - 1,1 \\ &= 0,54 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

NPSH yang diperlukan (NPSHR) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$H_{PSHR} = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} N &: \text{Kecepatan putar (rpm)} = 1500 \text{ rpm} \quad 17 \\ Q &: \text{Kapasitas pompa (m}^3/\text{menit)} = 0,267 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

$$NPSH_R = \left(\frac{1500}{1200} \right)^{0,8} \times 0,2667^{0,667} = 0,4953 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH_R), maka tidak terjadi kavitasi (peronggaan).

7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

BHP = Daya Penggerak Poros (Watt)
 Q = Kapasitas pompa (m³/detik)
 H = Head Pompa (m)
 γ = rapat berat (N/m³)

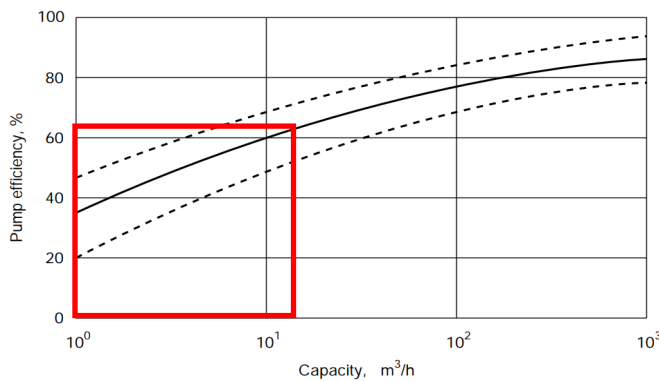


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

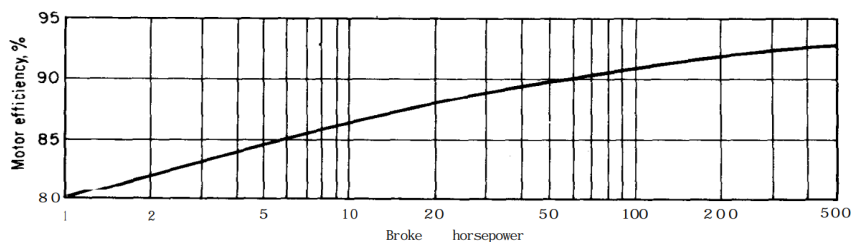
Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 62 %

$$BHP = \frac{0,0044 \times 20,4282 \times 991,7}{0,62} = 145,2222 \text{ watt} = 0,19 \text{ Hp}$$

8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521 dengan nilai BHP = 0,19 Hp, didapat :



$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \text{BHP/Eff} \\ &= 0,24 \quad \text{Hp} \end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., vol 3, hal. 628 :

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $1/2$, $3/4$, 1, $1\ 1/2$, 2, 3, 5, $7\ 1/2$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

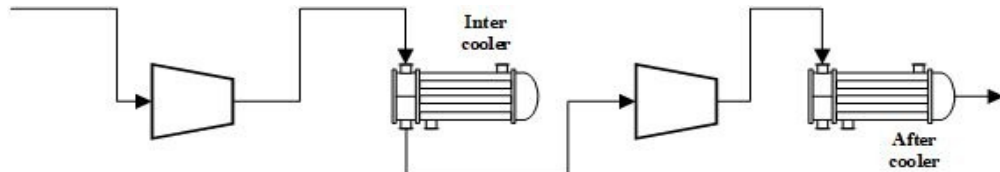
Dipilih daya standar : 0,5 Hp

Ringkasan Perhitungan Pompa 01

Jenis Pompa	=	<i>Centrifugal Pump</i>
Putaran Pompa	=	3000 rpm
Spesifikasi Pipa		
NPS	=	2,5 in = 0,0635 m
Sch no	=	40
OD	=	2,880 in = 0,0732 m
ID	=	2,469 in = 0,0627 m
Sambungan Pipa	=	<i>Flanged</i>
Bahan Pipa	=	<i>Commercial Steel</i>
Laju Alir	=	16,000 m ³ /jam
Total Head	=	20,428 m
Daya yang dibutuhkan	=	0,243 hp
Daya Motor	=	0,50 hp
(NPSH) _R	=	0,495 m
(NPSH) _A	=	0,545 m

KOMPRESOR - 02 (K-02)

Tugas : Menekan keluaran reaktor dari 2 atm menjadi 18 atm
 Jenis Alat : Kompresor sentrifugal 2 stage



Suhu = 60 °C = 333,15 K = 140 F
 Tekanan masuk, P_1 = 1,993 atm = 29,29 psi
 Tekanan keluar, P_2 = 18 atm = 264,53 psi
 Konstanta gas ideal = 8,315 J/mol.K = 0,082 atm.L/mol.K

Komposisi Umpam Masuk

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	yi
H2	2,016	642,58	1.295,44	0,4709
N2	28,01	5,16	144,58	0,0038
C3H6	42,08	645,47	27.161,45	0,4730
C3H8	44,096	71,40	3.148,36	0,0523
Total		1.364,61	31.749,83	1,0000

Kapasitas panas fase gas

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (\text{kJ/kmol.K})$$

Di mana:

C_p = Kapasitas panas, kJ/kmol.K

T = Suhu, K

Komponen	A	B	C	D	E
H2	25,399	0,020	-3,85E-05	3,19E-08	-8,76E-12
N2	29,342	-0,004	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
C3H6	31,298	0,072	1,95E-04	-2,16E-07	6,30E-11
C3H8	28,277	0,116	1,96E-04	-2,33E-07	6,87E-11

1. Menghitung nilai K

Menggunakan persamaan sebagai berikut

$$k = \frac{C_p}{C_p - R}$$

Keterangan:

C_p = Kapasitas panas komponen, J/mol.K

R = Tetapan gas ideal, 8,314 J/mol.K

Sehingga,

Komponen	y_i	C_p	$y_i.C_p$
H ₂	0,4709	28,9137	13,6151
N ₂	0,0038	29,1249	0,1102
C ₃ H ₆	0,4730	69,8517	33,0404
C ₃ H ₈	0,0523	80,9141	4,2335
Total	1,0000	208,8045	50,9992

$$k = \frac{208,8045}{208,8045 - 8,3145}$$

$$= 1,041$$

2. Suhu Gas Keluar Kompresor

$$P_2 = 18 \text{ atm}$$

$$= 264,5 \text{ psi}$$

$$\text{Rasio kompresi} = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{1}{N}}$$

Keterangan:

P_1 = Tekanan pada suction

P_2 = Tekanan pada discharge

N = Jumlah stage

Sehingga,

$$\text{Rasio kompresi} = \left(\frac{264,53}{29,29} \right)^{\frac{1}{1}}$$

$$= 9,03$$

Menurut Ludwig, 2001, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", 3rd ed, rasio kompresi atau stage berkisar 1,05 - 6 sehingga kompresi dengan 1 stage tidak memenuhi

$$\text{Rasio kompresi} = \left(\frac{264,53}{29,29} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$= 3,005$$

Maka kompresor dengan 2 stage memenuhi

$$\text{Tekanan kompresor 1} = \frac{264,53}{3,005} = 88,03 \text{ psi} = 5,99 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan kompresor 2} = 88,026 \times 3,005 = 264,5 \text{ psi} = 18 \text{ atm}$$

Sehingga, suhu keluar kompresor

$$T_2 = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \cdot T_1$$

$$T_{21} = \left(\frac{88,0}{29,29} \right)^{\frac{1,041 - 1}{1,041}} \times 333,15 \text{ K}$$

$$= 348,07 \text{ K}$$

$$= 74,92 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{21} = \left(\frac{264,5}{88,03} \right)^{\frac{1,041 - 1}{1,041}} \times 333,15 \text{ K}$$

$$= 348,07 \text{ K}$$

$$= 74,92 \text{ } ^\circ\text{C}$$

3. Volume Spesifik dan Kecepatan Volumetrik

Besarnya volume spesifik dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$v_1 = \frac{z_1 \cdot R \cdot T_1}{P_1} \quad (\text{asumsi gas yang digunakan yaitu gas ideal, dengan nilai } z = 1)$$

maka,

$$v_1 = \frac{1 \times 0,082 \text{ atm.L/mol.K} \times 333,2 \text{ K}}{1,993182663 \text{ atm}}$$

$$= 13,7226 \text{ L/mol}$$

$$= 13,7226 \text{ m}^3/\text{kmol}$$

Dengan besarnya kecepatan volumetrik

$$V = v_1 \times \text{laju mol umpan}$$

$$= 13,72 \text{ m}^3/\text{kmol} \times 1.364,6 \text{ kmol/jam}$$

$$= 18.726 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 5.290.418 \text{ ft}^3/\text{hari}$$

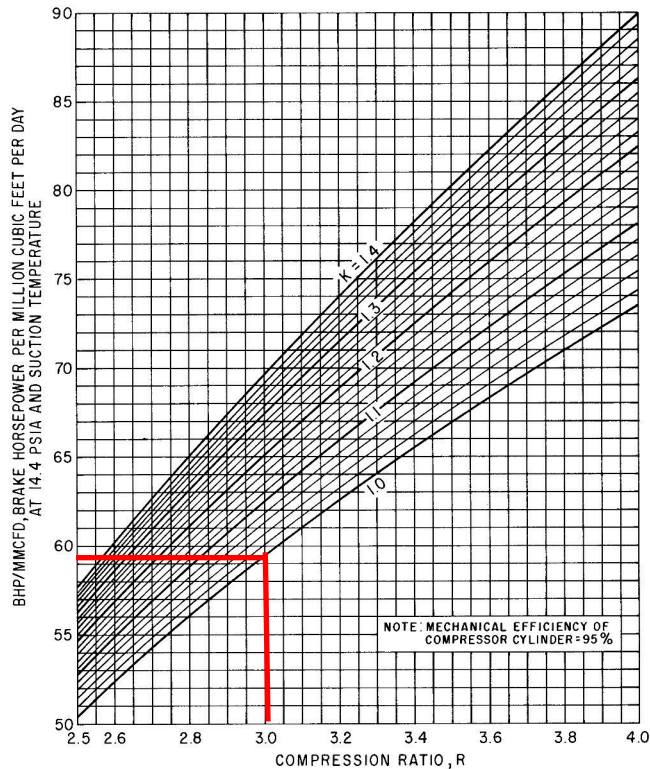
5. Daya Penggerak

$$K = 1,0415$$

$$R = 3,0051$$

Menurut figure 12-21A, Ludwig, 2001, "Applied Process Design for Chemical

and Petrochemical Plants", 3rd ed, didapatkan



$$\text{BHP/MMCFD} = 58$$

Grafik yang digunakan pada tekanan 14,4 psia dengan suhu 90 F
Sehingga kapasitas pada tekanan dan suhu yang sama dapat dihitung menjadi

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 5.290.418 \left(\frac{264,5}{58,00} \right) \left(\frac{460 + 90}{460 + 140,00} \right) \\ &= 22.117.960 \text{ ft}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

maka, *brake horsepower (BHP)*

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= (\text{BHP/MMCFD}) \times \left(\frac{\text{Kapasitas}}{1,00\text{E}+06} \right) \\ \text{BHP} &= 58,00 \times \left(\frac{22.117.960}{1,00\text{E}+06} \right) \\ &= 128,28 \text{ hp} \end{aligned}$$

6. Jenis Kompresor yang digunakan

$$\begin{aligned} \text{Laju alir} &= 18.725,99 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Discharge pressure} &= 18,234 \text{ bar} \end{aligned}$$

Maka dipilih jenis kompresor sentrifugal

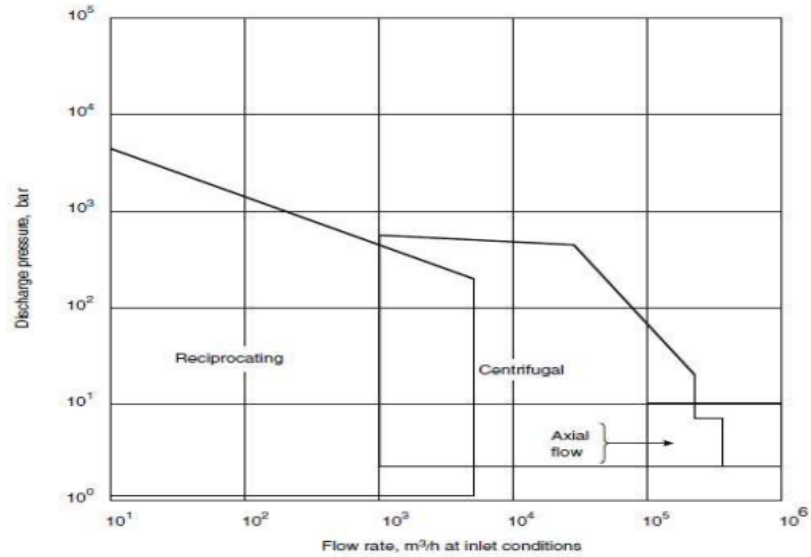


Figure 10.60. Compressor operating ranges

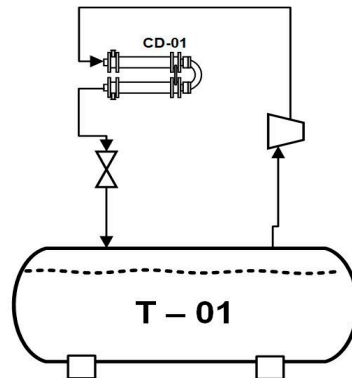
RINGKASAN KOMPRESOR - 02 (K-02)

Tugas : Menekan keluaran reaktor dari 2 atm menjadi 18 atm
 Jenis Alat : Kompresor sentrifugal 2 stage

T1 = 60 °C
 T2 = 74,92 °C
 P1 = 1,993 atm
 P2 = 18 atm
 Daya = 128,28 hp

KOMPRESOR 01 (K-01)

Tugas : menaikkan tekanan keluar reaktor
 Tipe : *Kompresor reciprocating, 1 stage*



Kondisi Umpan :

$$\begin{aligned}
 T1 &= 15,00 \text{ C} \\
 &= 288,15 \text{ K} \\
 &= 59 \text{ F} \\
 P1 &= 7,897 \text{ atm} \\
 &= 116,1 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Menentukan T_{bubble}		T_b (K) 222,53		$nv = 0$	
		(mmHg) 6000,2		7,895 atm	
NO	Name	mole frac in feed	P_v (mmHg)	K	OBJ
1	N2	0,0078	7,E+05	116,6199	0,9075
2	C3H8	0,9922	5,E+02	0,0853	-0,9075
Total		1,0000			0,0000

Menentukan T_{dew}		T_{dew} (K) 291,05		$nv = 1$	
		P (mmHg) 6000,2		7,895 atm	
NO	Name	mole frac in feed	P_v (mmHg)	K	OBJ
1	N2	0,0078	5221274,4	870,1834	0,0078
2	C3H8	0,9922	5953,33	0,9922	-0,0078
Total		1,0000			0,0000

Menentukan n_v		T (K) 288,15		$nv = 0,0932$	
(vapor fraction)		P (mmHg) 6000,2		7,895 atm	
NO	Name	mole frac in feed	P_v (mmHg)	K	OBJ
1	N2	0,0078	4793094,8	798,8225	0,0831

2	C3H8	0,9922	5505,30	0,9175	-0,0825
Total		1,0000			0,0000

Menentukan x dan y		T (K) 288,15	nv = 0,0932			
		P (mmHg) 6000,2	L 0,9068			
NO	Name	mole frac in feed	Pv (mmHg)	K	x	y
1	N2	0,0078	4793094,8	798,8225	0,0001	0,0827
2	C3H8	0,9922	5505,30	0,9175	0,9999	0,9174
Total		1,0000			1,0000	1,0001

Komponen umpan tangki

Komponen	kg/jam	BM	kmol/jam	Fraksi mol
N ₂	144,6	28,01	5,162	0,008
C ₃ H ₈	28.771,7	44,1	652,479	0,992
Total	28.916,3		657,641	1,000

Komponen gas masuk kompresor

Komponen	kmol/jam	BM	kg/jam	Fraksi mol
N ₂	5,5918	28,01	156,627	0,083
C ₃ H ₈	62,0288	44,1	2735,221	0,917
Total	67,6157		2891,848	1,000

Vapor Pressure

NO	Name	mole frac	a	b	c	d	e
1	N2	0,0078	23,8572	-476,68	-8,6689	0,020128	-2,41E-11
2	C3H8	0,9922	21,4469	-1462,7	-5,261	3,282E-11	3,735E-06

Kapasitas Panas

Dihitung dari "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999)

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (\text{kJoule/kmol})$$

Komponen	A	B	C	D	E
N ₂	29,3420	-0,0035	1,E-05	-4,E-09	3,E-13
C ₃ H ₈	28,2770	0,1160	2,E-04	-2,E-07	7,E-11

Tetapan Gas Ideal

$$R = 8,3145 \text{ J/mol.K}$$

$$= 0,0821 \text{ atm.L/(mol.K)}$$

1 Nilai k

Untuk menghitung besarnya nilai k menggunakan persamaan berikut :

$$k = \frac{C_p}{C_p - R}$$

Dimana :

C_p = Kapasitas panas komponen, J/mol.K

R = Tetapan gas ideal, 8,314 J/mol.K

Sehingga didapatkan hasil perhitungan sebagai berikut :

Komponen	fraksi mol	C_p	k
N_2	0,0827	29,0573	0,1158
C_3H_8	0,9174	72,8796	1,0355
Total	1,0001		1,1514

2 Faktor Kompresibilitas Umpan (z)

Asumsi gas yang digunakan adalah gas ideal, sehingga nilai z sebesar 1

3 Kondisi Gas Keluar Kompresor

$$P_2 = 17,000 \text{ atm}$$

$$= 249,8 \text{ psi}$$

$$\text{Rasio Kompresi} = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{1}{N}}$$

Dengan :

P_1 = Tekanan pada suction

P_2 = Tekanan pada discharge

N = Jumlah Stage

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Rasio Kompresi} &= \left(\frac{17,000}{7,897} \right)^{\frac{1}{1}} \\ &= 2,153 \end{aligned}$$

Rasio kompresi biasanya bervariasi antara 1,05 - 7 per stage, sehingga kompresi dengan 1 stage (Ludwig, 2007)

Suhu Keluar Kompresor

Didapat suhu keluar kompresor

$$T_2 = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \cdot T_1$$

$$\begin{aligned}
 T_2 &= \left(\frac{17,00}{7,90} \right)^{\frac{1,1514 - 1}{1,151}} \times 288,15 \text{ K} \\
 &= 322,3 \text{ K} \\
 &= 49,32 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

4 Volume Spesifik dan Kecepatan Volumetrik

Besarnya nilai volume spesifik dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$v_1 = \frac{z_1 RT_1}{P_1}$$

Sehingga

$$\begin{aligned}
 v_1 &= \frac{1 \times 0,0821 \text{ atm.L}/(\text{mol.K}) \times 288,15 \text{ K}}{7,8973 \text{ atm}} \\
 &= 2,9940 \text{ L/mol} \\
 &= 2,9940 \text{ m}^3/\text{kmol}
 \end{aligned}$$

Dengan besarnya kecepatan volumetrik dihitung menggunakan persamaan

$$\begin{aligned}
 V &= v_1 \times \text{laju mol umpan} \\
 &= 2,9940 \text{ m}^3/\text{kmo} \times 67,62 \text{ kmol/jam} \\
 &= 202,4 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 6, \text{E}+04 \text{ ft}^3/\text{hari}
 \end{aligned}$$

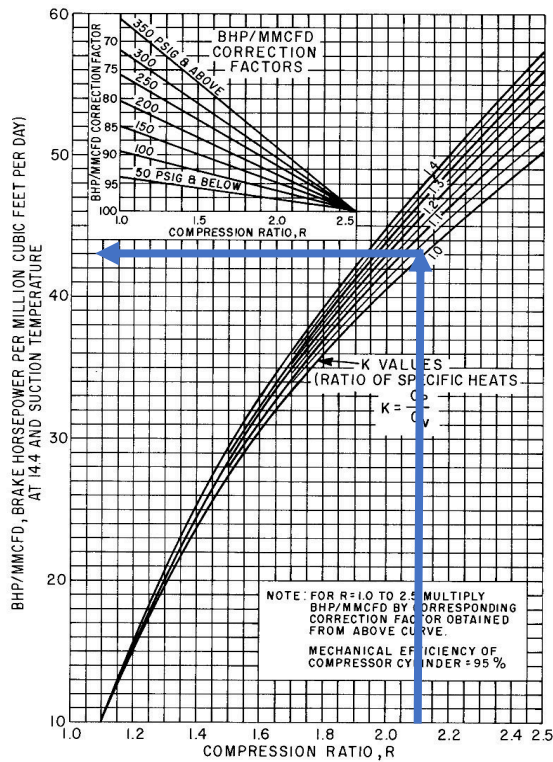
5 Horsepower

$$R = 2,1526$$

$$k = 1,1514$$

Dari figure 12-21, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", Ludwig (2007) didapatkan nilai :

$$\text{bhp/mmcf} = 42,00$$



Grafik digunakan pada tekanan 14,4 psia dengan suhu 90 F. Sehingga kapasitas pada tekanan dan suhu yang sama menjadi :

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 6,E+04 \left(\frac{249,8}{42,00} \right) \left(\frac{460 + 90}{460 + 59} \right) \\ &= 360.531,19 \text{ ft}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Maka *Brake Horsepower* (BHP) yang diperlukan :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= (\text{bhp/MMCFD}) \times \left(\frac{\text{Kapasitas}}{1E+06} \right) \\ &= 42,00 \times \left(\frac{360531,1892}{1,E+06} \right) \\ &= 15,1423 \text{ hp} \end{aligned}$$

Jenis Kompresor yang digunakan

Laju alir = 202,44 m³/jam

Discharge pressure = 17.221 bar

Maka dipilih jenis kompresor reciprocating

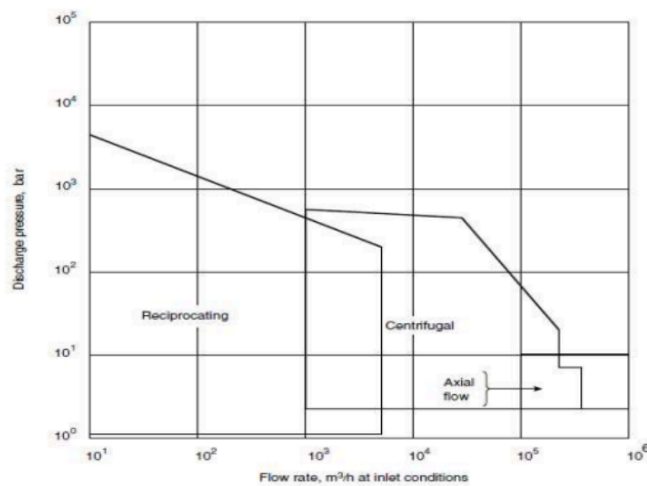


Figure 10.60. Compressor operating ranges

RINGKASAN PERHITUNGAN KOMPRESOR 01 (K-01)

Tugas : menaikkan tekanan keluar reaktor
 Tipe : *Kompresor reciprocating, 1 stage*

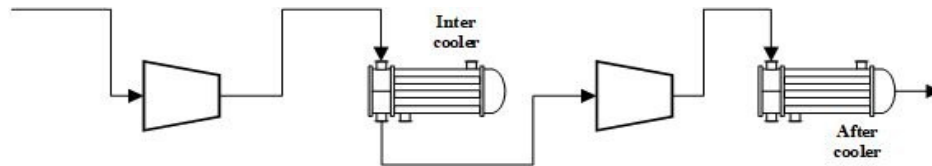
Kondisi Operasi

T1 = 15,00 C
 T2 = 49,32 C
 P1 = 7,897 atm
 P2 = 17,000 atm
 Daya = 15,142 hp

Tugas : Mendinginkan komponen keluar K-02 dengan media pendingin air sebelum masuk ke CDP-01

Jenis alat : Alat penukar kalor selongsong dan tabung (*shell and tube*)

Sketsa :



Data :

Fluida panas

Tekanan, Pt = 5,990 atm
6,069 bar

Suhu masuk, t_1 = 348,07 K = 74,92 °C

Suhu keluar, t_2 = 333,15 K = 60,00 °C

Tabel 1. Komposisi fluida panas

Komponen	BM	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
H2	2,016	642,58	1.295,44	0,4709	0,0408
N2	28,01	5,16	144,58	0,0038	0,0046
C3H6	42,08	645,47	27.161,45	0,4730	0,8555
C3H8	44,096	71,40	3.148,36	0,0523	0,0992
Total		1.364,6	31.749,83	1,0000	1,0000

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3 + E \times T^4$$

dimana:

C_p = kapasitas panas (joule/mol.K)

T = Temperatur (K)

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Tabel 2. Kapasitas panas fase gas

Komponen	A	B	C	D	E
H2	25,399	0,020178	-3,9E-05	3,19E-08	-8,8E-12
N2	29,342	-0,00354	1,01E-05	-4,3E-09	2,59E-13
C3H6	31,298	0,072449	0,000195	-2,2E-07	6,3E-11
C3H8	28,277	0,116	0,000196	-2,3E-07	6,87E-11

Konduktivitas thermal fase gas

Persamaan diperoleh dari Yaws, Chemical properties hand book

$$N_{gas} = A + (B)T + (C)T^2$$

Dimana :

K_{gas} : Konduktivitas thermal fasa gas

$K_{thga}, k_{thgb}, k_{thgc}$: konstanta

Uampiran : suhu operasi

Data konstanta kthga, kthgb, kthgc

Diperoleh dari Yaws, chemical properties hand book

Tabel 3. Data Konduktivitas thermal fase gas

Komponen	A	B	C
H2	0,03951	0,00045918	-6,4933E-08
N2	0,00309	0,00007593	-1,1014E-08
C3H6	-0,01116	0,000075155	6,5558E-08
C3H8	-0,00869	0,000066409	7,876E-08

Viskositas Fasa Gas

Persamaan diperoleh dari sifat gas cair (liquid and gas properties)

KETERANGAN = $A+BT+CT^2$

Tabel 4. Viskositas Fase Gas

Komponen	miuP		
	A	B	C
H ₂	27,758	0,212	-3,280E-05
N ₂	42,606	0,475	-9,880E-05
C ₃ H ₆	-7,230	0,342	-9,452E-05
C ₃ H ₈	-5,462	0,327	-1,067E-04

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pendingin
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan kalor
5. Alat penukar kalor standart
6. Route fluida
7. Koefisien perpindahan kalor hi, hio, ho, dan Uc
8. Faktor pengotoran
9. Pressure drop

1. Beban panas

Dihitung dengan persamaan

$Qt = \sum mi \text{ cp}gi [t2 - t1]$

cp : Kapasitas panas fase gas [kJ/kg.K]

mi : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]

Qt : Beban panas total [kJ/jam]

t1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

untuk t1 = 348,071 K = 74,921 °C = 166,8582 °F

t2 = 333,150 K = 60,000 °C = 140 °F

deltaT = -14,921 K

Komponen	kmol/jam	cpdt	m.cpdt
H2	642,58	25,2438	16.221,17
N2	5,16	29,3509	151,50
C3H6	645,47	29,5634	19.082,34
C3H8	71,40	25,9126	1.850,10
Total	1.364,61	110,0707	37.305,11

$$Q_t = 37.305,11 \text{ kJ/jam}$$

2. Media pendingin

Sebagai media pendingin dipakai AIR

Sifat fisis pendingin :

Kapasitas panas, cp = 452,2446 kJ/kg K

viskositas, μ = 0,2882 (kg/m.s)

Rapat massa, ρ_l = 9,E-04 kg /m³

Suhu masuk, T1 = 303,00 K = 29,85 °C = 85,73 °F

Suhu keluar, T2 = 309,00 K = 35,85 °C = 96,53 °F

Suhu rata-rata = 306,00 K = 32,85 °C = 91,13 °F

ktav = 1,10E+03 kJ/m.s.K

Massa Dowtherm A yang diperlukan

$$\text{Massa} = \frac{Q_t}{C_p \times \Delta T}$$

$$\text{Massa} = \frac{37305,11 \text{ kJ/jam}}{452,245 \text{ kJ/kg}}$$

$$\text{Massa} = 82,4888 \text{ kg /jam} = 0,0229 \text{ kg/detik}$$

3. Beda suhu rerata

Fluida Panas	Fluida Dingin
--------------	---------------

348,071	Suhu atas	309,000	39,071	Δt_1
333,150	Suhu bawah	303,000	30,150	Δt_2

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

$$\begin{aligned} LMTD &= \frac{30,150 \text{ K} - 39,071 \text{ K}}{\ln\left(\frac{30,150 \text{ K}}{39,071 \text{ K}}\right)} \\ &= 34,418 \end{aligned}$$

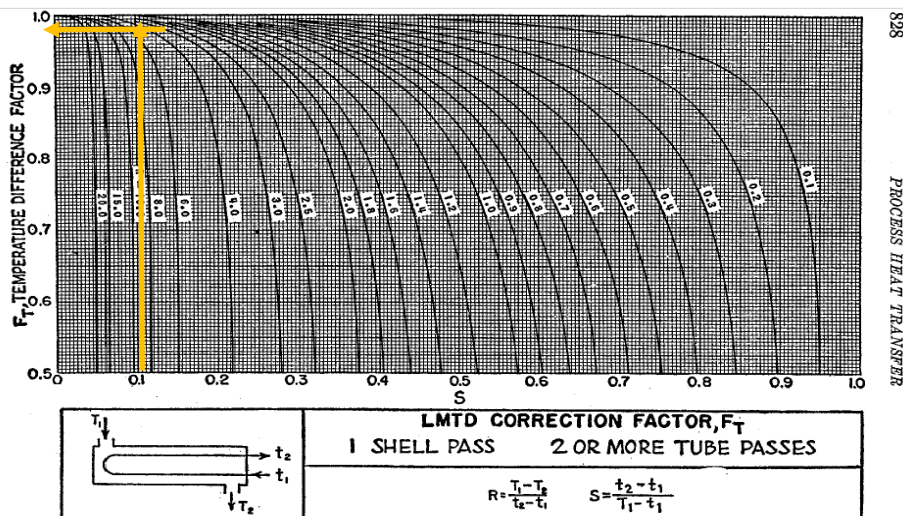
Barisanmu merata

$$\Delta t \text{ LMTD} = 34,418$$

Mencari faktor koreksi Δt LMTD

$$R = 2,487$$

$$S = 0,1331$$



Dari Fig. 18 Kern didapat $f_t = 1$
 Maka, didapat $\Delta t \text{ LMTD} = 1 \times 34,42 = 33,73 \text{ K}$

4. Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan Towler, dan Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles, Practice and economics of Plant and Process Design ,McGraw Hill (2008), halaman 797

Nilai U_d bekisar antara 50- 150 BTU/ft².jam.F.

Dicoba : $U_d = 85 \text{ BTU/ft}^2.\text{jam.F}$
 $0,4826 \text{ kJ/m}^2 \text{ s K}$

Steam	Water	250-750
Steam	Light oils	50-150
Steam	Heavy oils	10-80
Steam	Organic solvents	100-200
Steam	Gases	5-50
Dowtherm	Gases	4-40
Dowtherm	Heavy oils	8-60
Flue gas	Aromatic HC and steam	5-15

5. Alat penukar kalor standart

a .Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Qt}{U_d \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m²]

Qt : Beban panas [kJ/jam]

Ud : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m² s.K]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{37305,11 \text{ kJ/jam} \times [\text{Jam}/3600 \text{ s}]}{85,000 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 33,730 \text{ K}} = 13,0 \text{ m}^2 = 140 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan kalor > 100 ft², maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah shell and tube. (Kern, pp 103)

b. Ukuran tabung

Dipilih 3/4 " OD, 14 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh :

Diameter luar tabung, Od	=	0,750	in =	0,0191	m =	0,0625	ft
Diameter dalam tabung, Id	=	0,584	in =	0,0148	m =	0,0487	ft
Flow area per tube (at')	=	0,268	in ²				
Surface per lin ft (at'')	=	0,1963	ft ² / ft				

Panjang tabung :

Panjang tabung standart : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

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

Dipilih : Panjang tabung, L : 12 ft = 3,658 m

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a'' L}$$

$$nt = \frac{140,057 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 12 \text{ ft}} = 59$$

Ida Apriatna
 Dipilih dari tabel 9, Kern

3/4 in. OD tubes on 1-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	37	30	24	24	
10	61	52	40	36	
12	92	82	76	74	70
13 1/4	109	106	86	82	74
15 1/4	151	138	122	118	110
17 1/4	203	196	178	172	166
19 1/4	262	250	226	216	210
21 1/4	316	302	278	272	260
23 1/4	384	376	352	342	328
25	470	452	422	394	382
27	559	534	488	474	464
29	630	604	556	538	508
31	745	728	678	666	640
33	856	830	774	760	732
35	970	938	882	864	848
37	1074	1044	1012	986	870
39	1206	1176	1128	1100	1078

Dipilih :

Diameter selongsong, Ids = 10,00 in = 0,254 m
 Jumlah tabung, nt = 61
 Pass tabung, np = 2

(Fig 28, Kern, D.Q)

Susunan : 3/4" pada 1" *Triangular Pitch*

Pitch = 1,000 in = 0,0254 m

Luas perpindahan kalor koreksi

A = nt x a" x L

A = 61 × 0,196 ft / ft × 12 ft = 143,692 ft²
 = 13,34939 m²

Jarak antar baffle

Jarak antar baffle berkisar antara IDs / 5 sampai IDs

B = $\frac{0,254}{5}$ m = 0,0508 m
 = 2 in

e. Koefisien perpindahan kalor koreksi

$U_d = \frac{Q_t}{A \Delta t}$

Ud = $\frac{37305,1129 \text{ kJ/jam}}{13,3494 \text{ m}^2 \times 33,7298 \text{ K}}$ = 1781,280 kJ/ m² jam K
 = 0,4948 kJ/m² s K
 = 87,1393 BTU/ft².jam.F

6. Route fluida

IC - 01

Fluida dingin (air) dialirkan dalam selongsong (*shell*), fluida panas dialirkan tabung (*tube*).

7. Koefisien perpindahan kalor h_i , h_o , h_o , dan U_c

a. Tube / tabung : Fluida Panas

$$\begin{aligned} T_1 &= 348,07 \text{ K} \\ T_2 &= 333,15 \text{ K} \\ T_{avg} &= 340,61 \text{ K} \\ P &= 5,99 \text{ atm} = 606,9151 \text{ kPa} \\ R &= 8,314 \text{ kPa.m}^3/\text{kmol.K} \end{aligned}$$

Konduktivitas thermal

Komponen	BM	kmol/jam	y_i	kth	$y_i \cdot kth \cdot BM^{1/3}$	$y_i \cdot BM^{1/3}$
H2	2,016	642,58	0,471	0,1884	0,1121	0,595
N2	28,01	5,16	0,004	0,0277	0,0003	0,011
C3H6	42,08	645,47	0,473	0,0220	0,0363	1,645
C3H8	44,096	71,40	0,052	0,0231	0,0043	0,185
Total	116,20	1.364,6	1,000	0,0451	0,0405	2,436

$$\begin{aligned} kth_{av} &= 0,0166 \text{ J/s.m.K} \\ &= 0,0000 \text{ kJ/s.m.K} \\ &= 0,0599 \text{ kJ/m.jam.K} \end{aligned}$$

Densitas

$$\rho_v = \frac{BM_{mix} \times P}{R \times T} = 24,9042 \text{ kg/m}^3$$

Viskositas

Komponen	BM	kmol/jam	y_i	μ	$\mu \cdot y_i \cdot BM^{0,5}$	$y_i \cdot BM^{0,5}$
H2	2,02	642,580	0,4709	96,1621	64,2936	0,6686
N2	28,01	5,162	0,0038	0,0695	0,0014	0,0200
C3H6	42,08	645,472	0,4730	0,0354	0,1085	3,0684
C3H8	44,10	71,398	0,0523	0,0337	0,0117	0,3474
Total	116,20	1.364,6	1,0000	96,3006	64,4152	4,1044

$$\begin{aligned} \mu_{uav} &= \frac{64,4152}{4,1044} = 15,6941 \text{ cp} \\ &= 0,0016 \text{ kg/m.s} \\ &= 5,6499 \text{ kg/m.jam} \end{aligned}$$

Kapasitas panas

Komponen	BM	kmol/jam	y_i	c_p	$c_p \cdot y_i$
H2	2,02	642,580	0,471	25,554	12,033
N2	28,01	5,162	0,004	29,333	0,111
C3H6	42,08	645,472	0,473	33,033	15,625

Lampiran	C3H8	44,10	71,398	0,052	30,641	1,603
	Total	116,20	1.364,6	1,000	118,561	29,372

IC - 01

cp campuran = 29,37 kJ/kmol.K

1. Luas pipa (at)

$$at = \frac{Nt \times at'}{144 \times n}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} Nt &= \text{Jumlah tube} \\ &= 61 \\ at' &= \text{Flow area per tube} \\ &= 0,268 \text{ in}^2 \\ n &= \text{Jumlah pass tube side} \\ &= 2 \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} at &= 0,0568 \text{ ft}^2 \\ at &= 0,0053 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

2. Kecepatan massa umpan (Gt)

$$Gt = \frac{M}{at} \quad \text{Dimana :}$$

$$\begin{aligned} M &= \text{Mass rate} \\ &= 31.749,83 \text{ kg/jam} \\ at &= \text{Luas pipa} \\ &= 0,0053 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} Gt &= 6.020.594,1463 \text{ kg/m}^2.\text{jam} \\ Gt &= 1.672,3873 \text{ kg/m}^2.\text{s} \end{aligned}$$

3. Kecepatan linier umpan (Vt)

$$Vt = \frac{Gt}{\rho} \quad \text{Dimana :}$$

$$\begin{aligned} Gt &= \text{Kecepatan massa umpan} \\ &= 6.020.594,15 \text{ kg/m}^2.\text{jam} \\ \rho &= \text{Densitas} \\ &= 24,904 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh :

$$Vt = 241.749,73 \text{ kg/jam}$$

4. Bilangan Reynold tube (Re)

$$Re = \frac{ID \text{ tube} \times Gt}{\mu} \quad \text{Dimana :}$$

$$\begin{aligned} Gt &= 6.020.594,1463 \text{ kg/m}^2.\text{jam} \\ ID \text{ tube} &= 0,0191 \text{ m} \\ \mu &= 5,6499 \text{ kg/m.jam} \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} Re &= 20.299,92 \\ L/D &= 629,92 \end{aligned}$$

Pada fig.24 Kern hal 834, diperoleh nilai jH = 50

Nilai hi dan hio

$$hi = jH \frac{k}{D} \left(\frac{Cp \mu}{k} \right)^{1/3} \quad \text{Dimana :}$$

$$\begin{aligned} jH &= 50 \\ k &= 0,0599 \text{ kJ/m.jam.K} \\ D &= 0,0148 \text{ m} \end{aligned}$$

Lampiran

$$C_p = 29,37 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\mu = 5,6499 \text{ kg/m.jam}$$

IC - 01

$$h_i = 2.835,38 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}$$

Dimana :

$$h_{io} = h_i \frac{ID \text{ tube}}{OD \text{ tube}}$$

$$h_i = 2.835,38 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}$$

$$ID \text{ tube} = 0,0148 \text{ m}$$

$$OD \text{ tube} = 0,0191 \text{ m}$$

$$h_{io} = 2.207,82 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}$$

b. Shell /Selongsong : Fluida dingin (air)

1. Clearence (C')

$$C' = pt - OD \text{ tube} \quad \text{Dimana :}$$

$$pt = \text{pitch} = 1,000 \text{ in}$$

$$OD \text{ tube} = 3/4 \text{ in}$$

Sehingga diperoleh :

$$C' = 0,25 \text{ in}$$

2. Jarak baffle (B)

$$B = 50\% \times ID_s$$

$$ID_s = 10 \text{ in}$$

$$B = 50\% \times 10 \text{ in}$$

$$= 5 \text{ in}$$

3. Luas penampang shell (as)

$$as = \frac{ID_s \text{ (in)} \times C' \text{ (in)} \times B \text{ (in)}}{144 \text{ (in}^2\text{/ft}^2) \times pt \text{ (in)}} \quad \text{Dimana :}$$

$$ID_s = 10 \text{ in}$$

$$C' = 0,25 \text{ in}$$

$$B = 5 \text{ in}$$

Sehingga diperoleh :

$$pt = 1,000 \text{ in}$$

$$as = 0,0868 \text{ ft}^2$$

$$= 0,0081 \text{ m}^2$$

4. Kecepatan umpan pada shell side (Gs')

$$Gs' = \frac{\text{Laju massa (lb/hr)}}{as \text{ (ft}^2\text{)}} \quad \text{Dimana :}$$

$$\text{Laju massa} = 82,49 \text{ kg/jam}$$

$$= 181,8567 \text{ lb/jam}$$

$$as = 0,0081 \text{ m}^2$$

Sehingga diperoleh :

$$Gs' = 10.228,63 \text{ kg/jam.m}^2$$

$$= 2,8413 \text{ kg/s.m}^2$$

5. Diameter ekivalen pada shell side

$$De = \frac{4 \cdot \left(pt^2 - \pi \frac{OD_t^2}{4} \right)}{\pi OD_t} \quad \text{Dimana :}$$

$$pt = 1,000 \text{ in}$$

$$\text{Sehingga diperoleh :} \quad OD_t = 3/4 \text{ in}$$

$$De = 0,9477 \text{ in}$$

$$= 0,0790 \text{ ft}$$

Lampiran = 0,0241 m

IC - 01

6. Bilangan Reynold shell (Res)

Dimana :

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

De	=	0,0241	m
Gs'	=	10.228,63	kg/jam.m ²
μ	=	0,2882	(kg/m.s)

Sehingga diperoleh :

Res = 854,2233 (aliran laminar < 2100)
Pada fig.28 Kern hal 838, diperoleh nilai jH = 25

Nilai ho

Dimana :

$$ho = jH \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \mu}{k} \right)^{1/3}$$

jH	=	25
k	=	1,10E+03 kJ/m.s.K
De	=	0,0241 m
Cp	=	452,2446 kJ/kg K
μ	=	0,2882 (kg/m.s)

ho = 559.872,95 kJ/m².s.K

Menentukan koefisien transfer panas keseluruhan (Uc)

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

Dimana :

ho	=	559.872,953	kJ/m ² .jam.K
hio	=	2.207,8195	kJ/m ² .jam.K

Sehingga diperoleh :

Uc = 2.199,15 kJ/m².jam.K
= 0,6109 kJ/m².s.K

8. Faktor pengotoran

Dihitung dengan persamaan :

$$Rd = \frac{1}{Ud} - \frac{1}{Uc}$$

Rd : Faktor pengotoran [m² s.K/kJ]

Uc : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih [kJ/m² s.K]

Ud : Koefisien perpindahan kalor gabungan design [kJ/m² s.K]

$$Rd = \frac{1}{0,4948 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} - \frac{1}{0,6109 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} = 1,632 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum

$$Rd_{\text{minimum}} = 0,003 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu} \times [\text{m}^2 \text{ s.K/kJ} / 0,005671 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu}]$$

$$Rd_{\text{minimum}} = 0,529 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

Isyarat layakan HE :

IC - 01

$R_d > R_d \text{ min}$ (terpenuhi)

$U_c > U_d$

9. Penurunan tekanan

a. Selongsong : Fluida dingin (air)

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_{ds}}{2 \rho_f D_e} \quad \text{Kern, D.Q., halaman 273}$$

Dengan hubungan :

D_e : Diameter ekivalen [m]

f : Faktor friksi

G_s : Flux massa [$\text{kg}/\text{m}^2 \text{ s}$]

I_{ds} : Diameter selongsong [m]

$(N + 1)$: Jumlah baffle

ΔP_s : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_f : Rapat massa embunan [kg/m^3]

Massa molekul gabungan

$$M_r = \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Kecepatan mol}}$$

$$M_r = \frac{82,49 \text{ kg/jam}}{0,4969 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = 166,00 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho = R_g T_{av}$$

$$\rho = \frac{166,0000 \text{ kg /kmol}}{0,08314 \text{ m}^3 \text{ bar/kmol.K}} \times \frac{6,0692 \text{ bar}}{306,00 \text{ K}}$$

$$\rho = 39,6009 \text{ kg /m}^3$$

Jumlah baffle

$$(N + 1) = L/B \quad 72,000 \text{ m}$$

$$(N + 1) = 71,000 \text{ m}$$

Faktor friksi

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{\text{Re}^{0.42}} \quad \text{(Kern, D.Q., halaman 53)}$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(854,22)^{0,42}}$$

$$f = 0,0190$$

Penurunan Tekanan

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_d s}{2 \rho_f D_e}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0190 \times 72,000 \times (2,8413 \text{ kg/m}^2 \text{ s})^2 \times 0,2540 \text{ m}}{2 \times 39,6009 \text{ kg/m}^3 \times 0,0241 \text{ m}}$$

$$\Delta P_s = 0,9810 \text{ kg.m.ms}^{-2}/\text{m}^2$$

$$\Delta P_s = 0,9810 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 34464,2857 \text{ Pa}$$

$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

b. Tabung : Fluida dingin

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4 f G_t^2 L n_p}{2 \rho_{air} I_d} \quad (\text{Kern, D.Q.})$$

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

G_t : Flux massa gas keluar cd-01 [$\text{kg/m}^2 \text{ s}$]

I_d : Diameter dalam tabung [m]

L : Panjang tabung [m]

n_p : Jumlah pass

ΔP_t : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_{steam} : Rapat massa [kg/m^3]

Faktor friksi

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{\text{Re}^{0,32}} \quad (\text{Kern, D.Q., halaman 53})$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(20299,9205)^{0,32}}$$

$$f = 0,0066$$

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho l d}$$

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0066 \times (1672,39 \text{ kg/m}^2 \text{ s})^2 \times 3,66 \text{ m} \times 2}{2 \times 24,90424 \text{ kg/m}^3 \times 0,0148 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 0,6120 \text{ kg m ms}^{-2} / \text{m}^2$$

$$\Delta P_t = 0,6120 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_t = 0,00001 \text{ atm}$$

$$\Delta P_{T \text{ max}} = 68928,5714 \text{ Pa}$$

$\Delta P_t < \Delta P_{T \text{ max}}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

RINGKASAN INTERCOOLER IC-01)

Alat : Cooler
 Kode : IC-01
 Tugas : Mendinginkan komponen keluar K-02 dengan media pendingin air sebelum masuk ke CDP-01
 Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt) = 0,750 in
 Diameter dalam (Idt) = 0,584 in
 Jumlah tube = 61 buah
 Passes = 2
 Panjang tube = 12 ft
 Pitch (Pt) = 1,000 in
 Clearance (C') = 0,250 in
 Diameter dalam shell (ids) = 10 in
 Jarak baffle (B) = 2 in
 Jumlah baffle (N+1) = 71 buah
 Diameter ekuivalen (De) = 0,948 in
 Susunan tube = *triangular pitch*

2. Fluida dingin (AIR)

Suhu masuk = 303,000 K = 29,850 °C
 Suhu keluar = 309,000 K = 35,850 °C
 Massa fluida panas = 82,489 Kg/jam
 Pressure drop shell = 0,9810 Pa

3. Fluida panas

Suhu masuk = 348,071 K = 74,92 °C
 Suhu keluar = 333,150 K = 60,00 °C
 Massa fluida panas = 31.750 Kg/jam
 Pressure drop tube = 0,00001 atm
 Tekanan masuk = 5,9898 atm
 Tekanan keluar = 5,9898 atm

4. Koefisien perpindahan panas

Uc = 0,6109 Kj/s.m².K
 Ud = 0,4948 Kj/s.m².K
 Rd hitung = 1,6319 s.m².K/Kj

HEATER (HE-01)

Tugas : Memanaskan komponen keluar PPHE -01 dengan media pemanas dowtherm A sebelum masuk ke R-01

Jenis alat : *Double pipe exchanger*

Sketsa :



Data :

Fluida panas

Tekanan, Pt = 2,000 atm
2,027 bar

Suhu masuk, t1 = 573,15 K = 300,00 °C

Suhu keluar, t2 = 643,15 K = 370,00 °C

Tabel 1. Komposisi fluida panas

Komponen	BM	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
H2	2,016	-	-	0,0000	0,0000
N2	28,01	5,16	144,58	0,0071	0,0046
C3H6	42,08	2,89	121,68	0,0040	0,0038
C3H8	44,096	713,98	31.483,57	0,9888	0,9916
Total		722	31.749,83	1,0000	1,0000

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3 + E \times T^4$$

dimana:

C_p = kapasitas panas (joule/mol.K)

T = Temperatur (K)

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Tabel 2. Kapasitas panas fase gas

Komponen	A	B	C	D	E
H2	25,399	0,02018	-3,85E-05	3,2E-08	-9E-12
N2	29,342	-0,0035	1,01E-05	-4E-09	3E-13
C3H6	31,298	0,07245	2,E-04	-2E-07	6E-11
C3H8	28,277	0,116	2,E-04	-2E-07	7E-11

Lampiran

Konduktivitas thermal fase gas

Persamaan diperoleh dari Yaws, Chemical properties hand book

$$N_{\text{gas}} = A + (B)T + (C)T^2$$

Dimana :

K_{gas} : Konduktivitas thermal fasa gasK_{thga}, k_{thgb}, k_{thgc} : konstanta

T : suhu operasi

Data konstanta k_{thga}, k_{thgb}, k_{thgc}

Diperoleh dari Yaws, chemical properties hand book

Tabel 3. Data Konduktivitas thermal fase gas

Komponen	A	B	C
H ₂	4,E-02	5,E-04	-6,E-08
N ₂	3,E-03	8,E-05	-1,E-08
C ₃ H ₆	-1,E-02	8,E-05	7,E-08
C ₃ H ₈	-9,E-03	7,E-05	8,E-08

Viskositas Fasa Gas

Persamaan diperoleh dari sifat gas cair (liquid and gas properties)

$$\text{KETERANGAN} = A + BT + CT^2$$

Tabel 4. Viskositas Fase Gas

Komponen	miuP		
	A	B	C
H ₂	27,758	0,212	-3,280E-05
N ₂	42,606	0,475	-9,880E-05
C ₃ H ₆	-7,230	0,342	-9,452E-05
C ₃ H ₈	-5,462	0,327	-1,067E-04

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pemanas
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan kalor
5. Alat penukar kalor standart
6. Route fluida
7. Koefisien perpindahan kalor hi, hio, ho, dan Uc
8. Faktor pengotoran
9. Pressure drop

1. Beban panas

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{pgi} [t_2 - t_1]$$

c_p : Kapasitas panas fase gas [kJ/kg.K]

m_i : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]

Q_t : Beban panas total [kJ/jam]

t_1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t_2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

$$\text{untuk } t_1 = 573,150 \text{ K} = 300,0 \text{ } ^\circ\text{C} = 572 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 643,150 \text{ K} = 370,0 \text{ } ^\circ\text{C} = 698 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{deltaT} = 70,00 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	cpdt	m.cpdt
H2	-	25,86	-
N2	5,16	29,42	151,84
C3H6	2,89	40,06	115,85
C3H8	713,98	39,79	28.411,28
Total	722,03	135,13	28.678,97

$$Q_t = 28.678,97 \text{ kJ/jam}$$

2. Media pemanas

Sebagai media pemanas dipakai Dowtherm A

Data steam diperoleh dari J.M.Smith, "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", 2001.

Jenis = Dowtherm A

P = 0,10133 Mpa = 1,000 atm

Suhu Masuk (t_1) = 390,0 C = 663,0 K

Suhu Keluar (t_2) = 380,0 C = 653,0 K

Data-data dowtherm

	a	b	c	d	e	f
Kapasitas panas (J/kg.K)	-2,E+03	4,0E+01	-1,0E-01	3,9E-04	-4,4E-07	2,0E-10
Density (kg/m ³)	1,E+03	-3,33E+00	1,25E-02	-2,97E-05	3,44E-08	-1,62E-11

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

$$LMTD = \frac{79,850 \text{ K} - 19,850 \text{ K}}{\ln\left(\frac{79,850 \text{ K}}{19,850 \text{ K}}\right)}$$

$$= 43,105 \text{ K}$$

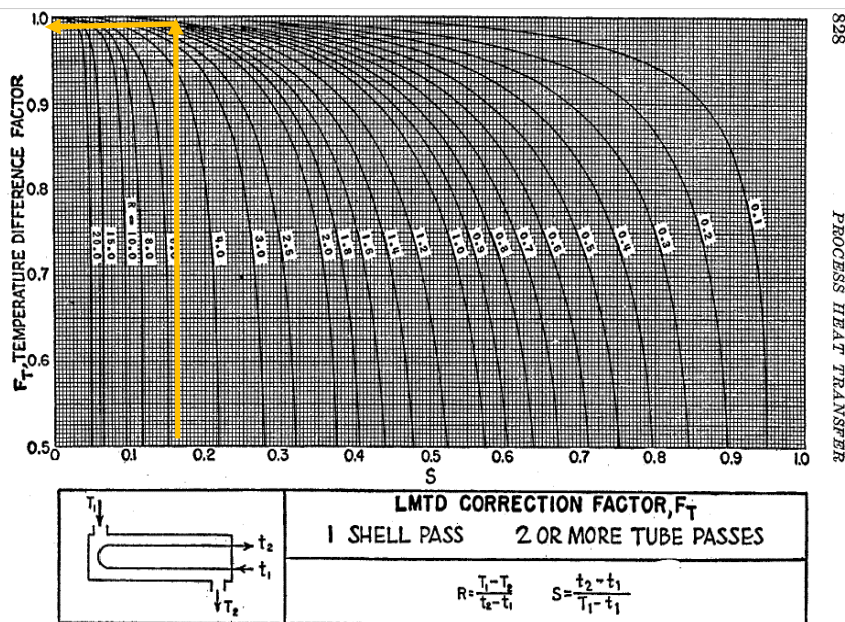
Beda suhu rerata

$$\Delta t_{LMTD} = 43,105$$

Mencari faktor koreksi Δt_{LMTD}

$$R = 0,143$$

$$S = 0,7791$$



Dari Fig. 18 Kern didapat $f = 0,96$

$$\text{Maka, didapat } \Delta t_{LMTD} = 0,96 \times 43,11$$

$$= 41,38 \text{ K}$$

4. Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan Towler, dan Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles, Practice and economics of Plant and Process Design ,McGraw Hill (2008), halaman 797

Nilai U_d bekisar antara 4- 40 BTU/ft².jam.F.

$$\text{Dicoba : } U_d = 13 \text{ BTU/ft}^2.\text{jam.F}$$

$$265,74 \text{ kJ/m}^2 \text{ jam K}$$

Steam	Water	250-750
Steam	Light oils	50-150
Steam	Heavy oils	10-80
Steam	Organic solvents	100-200
Steam	Gases	5-50
Dowtherm	Gases	4-40
Dowtherm	Heavy oils	8-60
Flue gas	Aromatic HC and steam	5-15

5 .Alat penukar kalor standart

a .Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Qt}{Ud \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m²]

Qt : Beban panas [kJ/jam]

Ud : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m² s.K]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{28.679 \text{ kJ/jam}}{265,743 \text{ kJ/m}^2 \text{ jam.K} \times 41,381 \text{ K}} = 2,608 \text{ m}^2 = 28,1 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan kalor < 100 ft², maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah *Double pipe exchanger* (Kern, pp 103).

b. Ukuran pipa

Dari "Process Heat Transfer", Kern (1965), diperoleh

TABLE 6.2. FLOW AREAS AND EQUIVALENT DIAMETERS IN DOUBLE PIPE EXCHANGERS

Exchanger, IPS	Flow area, in. ²		Annulus, in.	
	Annulus	Pipe	d_e	d'_e
2 × 1¼	1.19	1.50	0.915	0.40
2½ × 1¼	2.63	1.50	2.02	0.81
3 × 2	2.93	3.35	1.57	0.69
4 × 3	3.14	7.38	1.14	0.53

Dipilih ukuran pipa

Inner Pipe

Diameter luar (OD)	=	2,38	in	=	0,0605 m
Diameter dalam (ID)	=	2,067	in	=	0,0525 m
Flow area per pipe	=	3,35	in ²	=	0,0022 m
Luas Outside (Ao)	=	0,622	ft ² /ft	=	0,1896 m ² /m

Annulus

Diameter luar (OD)	=	3,5	in	=	0,0889 m
Diameter dalam (ID)	=	3,068	in	=	0,0779 m
Flow area per pipe	=	2,93	in ²	=	0,0019 m
Luas Outside (Ao)	=	0,917	ft ² /ft	=	0,2795 m ² /m

Panjang pipa total (L)

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa total (L)} &= \frac{A}{A_o \text{ inner pipe}} \\
 &= \frac{2,6080}{0,1896} \\
 &= 13,756 \text{ m} \\
 &= 45,132 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Panjang tabung (lt)

Panjang tabung standart , 6 ft , 8 ft,10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

Towler dan Sinnott, Chemical Engineering Design Principles,Mc Graw Hill

New York, 2008, halaman 805

Menghitung banyaknya hairpin

$$lt = 12 \text{ ft}$$

$$= 3,6576 \text{ m}$$

$$N_h = \frac{L}{2 \text{ lt}}$$

$$= \frac{13,76}{2 \times 3,6576}$$

$$= 1,8805$$

$$= 2$$

d Koefisien Perpindahan Kalor Standar

$$U_d = \frac{Q_t}{2 \times lt \times A_o \times N_h \times \Delta T}$$

$$= \frac{28678,970}{2 \times 3,7 \times 0,28 \times 2 \times 41,4}$$

$$= 259,4817 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K}$$

$$= 13,6937 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam.F}$$

(Ud terkoreksi masih di dalam 75-150 BTU/ft².jam.F)

7. Koefisien perpindahan kalor dalam annulus, pipe, dan gabungan

a. Annulus (Fluida Dingin)

i Menghitung Luas Aliran

Dihitung dengan persamaan

$$aa = \frac{\pi \times (D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

$$aa = \text{Luas aliran [m}^2\text{]}$$

$$D_1 = \text{Diameter luar inner pipe [m]}$$

$$D_2 = \text{Diameter dalam annulus [m]}$$

$$aa = \frac{3,1416 (0,0061^2 - 0,0037^2)}{4}$$

$$= 0,002 \text{ m}^2$$

$$= 0,0204 \text{ ft}^2$$

ii Diameter Ekivalen

Dihitung dengan persamaan

$$De = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$$

$$= \frac{0,0061^2 - 0,004^2}{0,0605}$$

$$= 0,04 \text{ m}$$

$$= 0,13124 \text{ ft}$$

iii Menghitung Fluks Massa

$$Ga = \frac{\text{Kecepatan Massa Fluida Dingin}}{aa}$$

$$= \frac{883,17 \text{ kg/jam}}{0,0019 \text{ m}^2}$$

$$= 465.008,21 \text{ kg/jam.m}^2$$

$$= 129,1689 \text{ kg/s.m}^2$$

$$= 95.241,19 \text{ lb/jam.ft}^2$$

v Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{G_s \times D_e}{\mu_{uav}} \\
 &= \frac{465.008,21 \text{ kg/jam.m}^2 \times 0,0400 \text{ m}}{159,1619 \frac{\text{kg}}{\text{jam.m}}} \\
 &= 116,870
 \end{aligned}$$

e. Bilangan Prandl

$$\begin{aligned}
 Pr &= \frac{C_p \times \mu_{uav}}{k_{thav}} \\
 &= \frac{32,4728 \text{ kJ/kg.K} \times 1591,62 \text{ kg/m.jam}}{3,2E-02 \text{ kJ/jam.m.K}} \\
 &= 1,59E+03
 \end{aligned}$$

f. Mencari h_o

$$h_o = 0,36 \times \frac{k_{thav}}{D_e} \times Re^{0,8} \times Pr^{1/3}$$

$$\begin{aligned}
 h_o &= 0,4 \frac{1,2E+02 \text{ kJ/jam.m.K}}{0,0400 \text{ m}} \times 116,9^{0,8} \times 1,59E+03^{1/3} \\
 h_o &= 553,97 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}
 \end{aligned}$$

• pipe (Fluida Panas)

a. Luas aliran

$$\begin{aligned}
 a_p &= \frac{\pi \times D^2}{4} \\
 &= \frac{3,141593 \times 0,003 \text{ m}^2}{4} \\
 &= 0,0022 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

b. Fluks massa

$$\begin{aligned}
 G_t &= \frac{\text{kecepatan massa}}{a_t} \\
 G_t &= \frac{31.749,83 \text{ kg/jam}}{0,00 \text{ m}^2} = 14.665.711,95 \text{ kg/jam.m}^2 \\
 &= 4.073,81 \text{ kg/s.m}^2
 \end{aligned}$$

c. Sifat fisis fase gas

$$\begin{aligned}
 T1 &= 573,15 \text{ K} \\
 T2 &= 643,15 \text{ K} \\
 T_{av} &= 608,15 \text{ K} \\
 P &= 2,00 \text{ atm} = 202,65 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

Tabel 15. Konduktivitas termal

Komponen	BM	kmol/jam	yi	kth	yi.kth.BM ^{1/3}	yi.BM ^{1/3}
C3H6	42,08	2,89	0,004	0,0588	0,0008	0,0140
C3H8	44,10	713,98	0,996	0,0608	0,2140	3,5187
Total	86,18	716,87	1	0,120	0,215	3,533

$$\begin{aligned}
 k_{thav} &= 0,06082 \text{ J/s.m.K} \\
 &= 0,2189 \text{ kJ/jam.m.K}
 \end{aligned}$$

Tabel 16. Densitas

Komponen	BM	kmol/jam	yi
C3H6	42,08	2,89	1
C3H8	44,10	713,978	246,91
Total	86,18	716,87	247,91

$$\begin{aligned}
 BM_{mix} &= 333,09 \text{ kg/kmol} \\
 R &= 8,314 \text{ kPa.m}^3/\text{kmol.K}
 \end{aligned}$$

$$\rho_v = \frac{BM_{mix} \times P}{R \times T} = 13,3502 \text{ kg/m}^3$$

Tabel 17. Viskositas

Komponen	BM	kmol/jam	yi	miu	miu.yi.BM ^{0,5}	yi.BM ^{0,5}
C3H6	42,08	2,89	0,004	1,66E+02	4,34E+00	0,0262
C3H8	44,10	713,978	0,996	1,54E+02	1,02E+03	6,6137
Total	86,18	716,87	1,0000	3,20E+02	1,02E+03	6,64E+00

$$\begin{aligned}
 \mu_{uav} &= \frac{1,02E+03}{6,6399} = 1,540E+02 \text{ cp} = 1,540E-01 \text{ kg/m.s} \\
 &= 5,544E+02 \text{ kg/m.jam}
 \end{aligned}$$

Tabel 18. Kapasitas panas

Komponen	BM	kmol/jam	yi	cp	cp.yi
N2	42,08	2,89	0,004	107,48	4,34E-01
C3H8	44,10	713,978	0,996	128,35	1,28E+02
Total		716,87	1,00	2,358E+02	1,283E+02

$$\begin{aligned}
 C_p &= 128,2684 \text{ kJ/kmol.K} \\
 k_{th} \text{ campuran} &= 0,2189 \text{ kJ/jam.m.K} \\
 \rho \text{ campuran} &= 13,350 \text{ kg/m}^3 \\
 c_p \text{ campuran} &= 128,268 \text{ kJ/kg.K} \\
 \mu \text{ campuran} &= 554,352 \text{ kg/m.jam}
 \end{aligned}$$

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned}
 v_{lin} &= \frac{G_t}{\rho l} \\
 &= \frac{14.665.711,95 \text{ kg/jam.m}^2}{13,35 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 1.098.540,89 \text{ m/jam} = 305,15 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

d. Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{Id G_t}{\mu} \\
 Re &= \frac{0,05 \text{ m} \times 14.665.711,95 \text{ kg/jam.m}^2}{554,35 \text{ kg/m.jam}} \\
 &= 13.889,66 \text{ turbulen}
 \end{aligned}$$

e. Koefisien perpindahan kalor

$$hi = \frac{4.2 (1.35 + 0.02 tav) v_{lin}^{0.8}}{Id^{0.2}}$$

Dengan hubungan: (Towler, dan Sinnott, 2008, halaman 827)

Id : diameter dalam [m]

hi : koefisien transfer panas dalam tabung [kJ/m².s.K]

tav : suhu rerata [K]

vlin : kecepatan linear [m/s]

$$hi = 4,2 \frac{\left[1,35 + 0,02 \times 608,15 \right] 305,2^{0,8}}{0,0525^{0,2}}$$

$$\begin{aligned}
 h_i &= 9.944,37 \text{ kJ/m}^2.\text{s.K} \\
 &= 35.799.726,60 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \\
 h_{io} &= \frac{h_i \times Id}{Od} \\
 &= \frac{35.799.726,60 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \times 0,0525 \text{ m}}{0,0605 \text{ m}} \\
 &= 31.091.611,30 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{31.091.611 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \times 553,969 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}}{31.091.611 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} + 553,969 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}} \\
 &= 553,96 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}
 \end{aligned}$$

8 Faktor Pengotor

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c} \\
 &= \frac{1}{265,74 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}} - \frac{1}{553,96 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}} \\
 &= 2,E-03 \text{ m}^2.\text{jam.K/kJ} = 7,048 \text{ m}^2.\text{s.K/kJ} \\
 &= 0,040 \text{ ft}^2.\text{jam.}^\circ\text{F/BTU}
 \end{aligned}$$

$$R_{dmin} = 0,003 \text{ ft}^2.\text{h}^\circ\text{F/BTU} = 0,528 \text{ m}^2.\text{s.K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum

R_d min

R_d terhitung > R_d minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat.

a. Faktor Friksi

Dihitung dengan persamaan:

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{95241,2^{0,42}}$$

$$f = 0,0056$$

b. Penurunan Tekanan

Dihitung dengan persamaan:

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_d s}{2 \rho_f D_e}$$

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

I_d : diameter dalam *annulus* (m)G_s : Flux massa [kg/m².s]D_e : diameter ekuivalen [m]

N : jumlah pass tabung

ρ_f : densitas fluida (kg/m³)ΔP_s : Penurunan tekanan dalam annulus [kg/ms²=Pa]

$$\Delta P_s = \frac{0,0056 \left[\frac{1}{2} + 1 \right] 129,2^2}{2 \cdot 13,35 \cdot 0,0400} = 0,0779$$

$$\Delta P_s = 13,732 \text{ Pa} = 2, \text{E-}03 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 2 \text{ psi}$$

ΔP_s < ΔP_s max, maka alat ini layak untuk digunakan.**9. Penurunan tekanan**

- pipe (Fluida panas)

a. Faktor friksi

Dihitung dengan persamaan

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}}$$

$$f = 0,0046$$

b. Penurunan tekanan

Dihitung dengan persamaan

$$\Delta P_t = \frac{4 f G_t^2 L n p}{2 \rho_{air} I_d}$$

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

G_t : Flux massa [kg/m².s]

Id : diameter dalam tabung [m]

np : jumlah pass tabung

ΔP_t : Penurunan tekanan [Pa]

$$\Delta P_t = \frac{4 \cdot 0,0046 \cdot 4.073,81^2 \cdot 3,66 \cdot 2}{2 \cdot 13,3502 \cdot 0,0525}$$

$$\Delta P_t = 3.179,56 \text{ Pa} = 0,4613 \text{ psi}$$

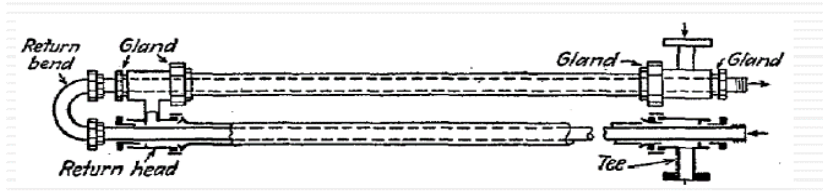
$$\Delta P_{tmax} = 5 \text{ psi}$$

$\Delta P_t \leq \Delta P_t$ maksimum, alat penukar kalor yang dipilih dapat dipakai.

RINGKASAN HEATER (HE-01)

Tugas : Memanaskan komponen keluar PPHE -01 dengan media pemanas dowtherm A sebelum masuk ke R-01

Jenis Alat : *Double pipe exchanger*



Kondisi operasi :

P1	=	2,000	atm	=	1520	mmHg
P2	=	2,000	atm	=	1519,89697	mmHg
T1	=	300,00	C	=	573,00	K
T2	=	370,00	C	=	643,00	K

Ukuran Alat :

Od Annulus	=	0,0889	m	=	3,5	in
Id Annulus	=	0,0779	m	=	3,068	in
Od Innerpipe	=	0,0605	m	=	2,38	in
Id Innerpipe	=	0,0525	m	=	2,067	in
Jumlah <i>Hairpin</i>	=	2	buah			
Panjang Pipa	=	3,658	m	=	12	ft
Luas Perpindahan kalor standar	=	2,6080	m ²			
Beban Panas	=	28678,970	kJ/jam			
	=	0,01	MW			

Media Pendingin :

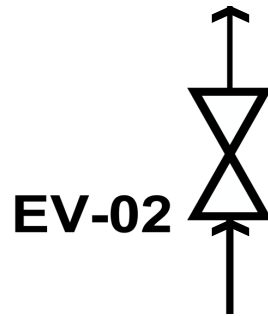
Jenis	=	Dowtherm A			
Suhu Masuk	=	390,00	C	=	663,00 K
Suhu Keluar	=	380,00	C	=	653,00 K
Massa Media pendingin	=	883,168	kg/jam		

Koefisien Perpindahan Panas :

ho	=	553,97	kJ/jam.m ² .K
hio	=	3,E+07	kJ/jam.m ² .K
Uc	=	553,96	kJ/jam.m ² .K

Tugas : Menurunkan tekanan gas umpan reaktor dari 7,897 atm menjadi 2 atm

Tipe : *Globe Valve, fully opened*



Kondisi Umpan :

$$\begin{aligned} T1 &= 15,85 \text{ C} \\ &= 289,00 \text{ K} \\ &= 60,53 \text{ F} \\ P1 &= 7,897 \text{ atm} \\ &= 116,1 \text{ psi} \end{aligned}$$

Komponen	kg/jam	BM	kmol/jam	Fraksi mol
N ₂	144,6	28,01	5,162	0,007
C ₃ H ₆	121,7	42,08	2,892	0,004
C ₃ H ₈	31.483,6	44,1	713,978	0,989
Total	31.749,8		722,031	1,000

Kapasitas Panas

Dihitung dari "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999)

$$Cp = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (\text{kJoule/kmol})$$

Komponen	A	B	C	D	E
N ₂	29,3420	-0,0035	1,E-05	-4,E-09	3,E-13
C ₃ H ₆	31,2980	0,0724	2,E-04	-2,E-07	6,E-11
C ₃ H ₈	28,2770	0,1160	2,E-04	-2,E-07	7,E-11

Tetapan Gas Ideal

$$\begin{aligned} R &= 8,3145 \text{ J/mol.K} \\ &= 0,0821 \text{ atm.L/(mol.K)} \end{aligned}$$

1 Nilai k

Untuk menghitung besarnya nilai k menggunakan persamaan berikut :

Lampiran

$$k = \frac{C_p}{C_p - R}$$

EV - 02

Dimana :

C_p = Kapasitas panas komponen, J/mol.K

R = Tetapan gas ideal, 8,314 J/mol.K

Sehingga didapatkan hasil perhitungan sebagai berikut :

Komponen	fraksi mol	C_p	k
N_2	0,0071	29,0584	0,0100
C_3H_6	0,0040	63,7368	0,0046
C_3H_8	0,9888	73,0311	1,1159
Total	1,0000		1,1305

2 Faktor Kompresibilitas Umpan (z)

Asumsi gas yang digunakan adalah gas ideal, sehingga nilai z sebesar 1

3 Kondisi Gas Keluar Expander

$$P_2 = 2,000 \text{ atm}$$

$$= 29,39 \text{ psi}$$

Suhu Keluar Expander

Dihitung dengan persamaan

$$T_2 = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \cdot T_1$$

$$T_2 = \left(\frac{2,000}{7,897} \right)^{0,1154} \times 289,00$$

$$= 249,3203 \text{ K} = -23,830 \text{ C}$$

$$= -10,8935 \text{ F}$$

4 Volume Spesifik dan Kecepatan Volumetrik

Besarnya nilai volume spesifik dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$v_1 = \frac{z_1 R T_1}{P_1}$$

Sehingga

$$v_1 = \frac{1 \times 0,0821 \text{ atm.L}/(\text{mol.K}) \times 289,00 \text{ K}}{7,8973 \text{ atm}}$$

$$= 3,0029 \text{ L/mol}$$

$$\text{Lampiran} = 3,0029 \text{ m}^3/\text{kmol}$$

EV - 02

Dengan besarnya kecepatan volumetrik dihitung menggunakan persamaan

$$\begin{aligned} V &= v_1 \times \text{laju mol umpan} \\ &= 3,0029 \text{ m}^3/\text{kmo} \times 722,03 \text{ kmol/jam} \\ &= 2.168,2 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 6,E+05 \text{ ft}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

5 Power Expander

Power expander dihitung menggunakan persamaan 4-13 "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics", Ulrich (1984) hal. 92

$$w_s = \frac{\varepsilon \cdot m \cdot R \cdot T_1 \cdot k}{k - 1} \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]$$

Sehingga didapat

$$\begin{aligned} \varepsilon &= 0,420 \\ m &= 722031,3 \text{ mol/jam} \\ R &= 0,083 \text{ m}^3 \cdot \text{bar/mol} \cdot \text{K} \\ W_s &= 92,61 \text{ kW} \\ &= 124,19 \text{ hp} \end{aligned}$$

RINGKASAN PERHITUNGAN EXPANSION VALVE 02 (EV-02)

Tugas : Menurunkan tekanan gas umpan reaktor dari 7,897 atm menjad 2,0 atm

Tipe : *Globe Valve, fully opened*

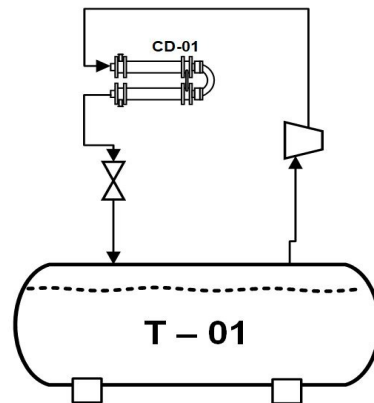
Kondisi Operasi

$$\begin{aligned} T1 &= 15,85 \text{ C} \\ T2 &= -23,83 \text{ C} \\ P1 &= 7,897 \text{ atm} \\ P2 &= 2,000 \text{ atm} \\ \text{Daya} &= 124,2 \text{ hp} \end{aligned}$$

EXPANSION VALVE- 01 (EV-01)

Tugas : Menurunkan tekanan gas umpan reaktor dari 17 atm menjadi 7,897 atm

Tipe : *Globe Valve, fully opened*



Kondisi Umpan :

$$\begin{aligned} T1 &= 46,34 \text{ C} \\ &= 319,49 \text{ K} \\ &= 115,4 \text{ F} \\ P1 &= 17,000 \text{ atm} \\ &= 249,8 \text{ psi} \end{aligned}$$

Komponen	kg/jam	BM	kmol/jam	Fraksi mol
N ₂	156,6	28,01	5,592	0,083
C ₃ H ₈	2.735,2	44,1	62,029	0,917
Total	2.891,8		67,621	1,000

Kapasitas Panas

Dihitung dari "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999)

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (\text{kJoule/kmol})$$

Komponen	A	B	C	D	E
N ₂	29,3420	-0,0035	1,E-05	-4,E-09	3,E-13
C ₃ H ₈	28,2770	0,1160	2,E-04	-2,E-07	7,E-11

Tetapan Gas Ideal

$$\begin{aligned} R &= 8,3145 \text{ J/mol.K} \\ &= 0,0821 \text{ atm.L/(mol.K)} \end{aligned}$$

1 Nilai k

Untuk menghitung besarnya nilai k menggunakan persamaan berikut :

$$k = \frac{C_p}{C_p - R}$$

Dimana :

C_p = Kapasitas panas komponen, J/mol.K

R = Tetapan gas ideal, 8,314 J/mol.K

Sehingga didapatkan hasil perhitungan sebagai berikut :

Komponen	fraksi mol	C_p	k
N_2	0,0827	29,1018	0,1158
C_3H_8	0,9173	78,4681	1,0260
Total	1,0000		1,1418

2 Faktor Kompresibilitas Umpan (z)

Asumsi gas yang digunakan adalah gas ideal, sehingga nilai z sebesar 1

3 Kondisi Gas Keluar Expander

$$P_2 = 7,897 \text{ atm}$$

$$= 116,1 \text{ psi}$$

Suhu Keluar Expander

Dihitung dengan persamaan

$$T_2 = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \cdot T_1$$

$$\begin{aligned} T_2 &= \left(\frac{7,897}{17,000} \right)^{0,1242} \times 319,49 \\ &= 288,0763 \text{ K} = 14,926 \text{ C} \\ &= 58,8674 \text{ F} \end{aligned}$$

4 Volume Spesifik dan Kecepatan Volumetrik

Besarnya nilai volume spesifik dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$v_1 = \frac{z_1 R T_1}{P_1}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} v_1 &= \frac{1 \times 0,0821 \text{ atm.L}/(\text{mol.K}) \times 319,49 \text{ K}}{17,0000 \text{ atm}} \\ &= 1,5422 \text{ L/mol} \\ &= 1,5422 \text{ m}^3/\text{kmol} \end{aligned}$$

Dengan besarnya kecepatan volumetrik dihitung menggunakan persamaan

$$\begin{aligned} V &= v_1 \times \text{laju mol umpan} \\ &= 1,5422 \text{ m}^3/\text{kmo} \times 67,62 \text{ kmol/jam} \\ &= 104,3 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 3, \text{E}+04 \text{ ft}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

5 Power Expander

Power expander dihitung menggunakan persamaan 4-13 "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics", Ulrich (1984) hal. 92

$$w_s = \frac{\varepsilon \cdot m \cdot R \cdot T_1 \cdot k}{k - 1} \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]$$

Sehingga didapat

$$\begin{aligned} \varepsilon &= 0,420 \\ m &= 67620,6 \text{ mol/jam} \\ R &= 0,083 \text{ m}^3 \cdot \text{bar/mol} \cdot \text{K} \\ W_s &= 55,21 \text{ kW} \\ &= 74,04 \text{ hp} \end{aligned}$$

RINGKASAN PERHITUNGAN EXPANSION VALVE 01 (EV-01)

Tugas : Menurunkan tekanan gas umpan reaktor dari 17 atm menjadi 7,897 atm

Tipe : *Globe Valve, fully opened*

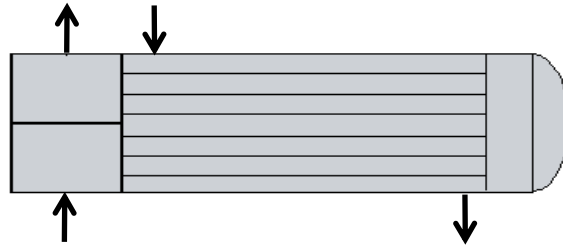
Kondisi Operasi

$$\begin{aligned} T1 &= 46,34 \text{ C} \\ T2 &= 14,93 \text{ C} \\ P1 &= 17,000 \text{ atm} \\ P2 &= 7,897 \text{ atm} \\ \text{Daya} &= 74,0 \text{ hp} \end{aligned}$$

Tugas : Mendinginkan komponen keluar R-01 dengan media pendingin dowtherm A sebelum masuk ke CDP-01

Jenis alat : Alat penukar kalor selongsong dan tabung (*shell and tube*)

Sketsa :



Data :

Fluida panas

Tekanan, $P_t = 12,000 \text{ atm}$
 $12,159 \text{ bar}$

Suhu masuk, $t = 635,00 \text{ K} = 361,85 \text{ }^\circ\text{C}$

Suhu keluar, $t_2 = 343,15 \text{ K} = 70,00 \text{ }^\circ\text{C}$

Tabel 1. Komposisi fluida panas

Komponen	BM	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mo	Fraksi massa
H ₂	2,016	642,23	1.294,73	0,4709	0,0408
N ₂	28,01	5,16	144,50	0,0038	0,0046
C ₃ H ₆	42,08	645,12	27.146,46	0,4730	0,8555
C ₃ H ₈	44,096	71,36	3.146,62	0,0523	0,0992
Total		1.364	31.732,31	1,0000	1,0000

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3 + E \times T^4$$

dimana:

C_p = kapasitas panas (joule/mol.K)

T = Temperatur (K)

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Tabel 2. Kapasitas panas fase gas

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂	25,399	0,02018	-4E-05	3,2E-08	-9E-12
N ₂	29,342	-0,0035	1E-05	-4E-09	2,6E-13
C ₃ H ₆	31,298	0,07245	0,00019	-2E-07	6,3E-11
C ₃ H ₈	28,277	0,116	0,0002	-2E-07	6,9E-11

Konduktivitas thermal fase gas

Persamaan diperoleh dari Yaws, Chemical properties hand book

$$N_{\text{gas}} = A + (B)T + (C)T^2$$

Dimana :

K_{gas} : Konduktivitas thermal fasa gas

$K_{\text{thga}}, k_{\text{thgb}}, k_{\text{thgc}}$: konstanta

T : suhu operasi

Data konstanta $k_{\text{thga}}, k_{\text{thgb}}, k_{\text{thgc}}$

Diperoleh dari Yaws, chemical properties hand book

Tabel 3. Data Konduktivitas thermal fase gas

Komponen	A	B	C
H ₂	0,03951	0,00045918	-6,4933E-08
N ₂	0,00309	0,00007593	-1,1014E-08
C ₃ H ₆	-0,01116	0,000075155	6,5558E-08
C ₃ H ₈	-0,00869	0,000066409	7,876E-08

Viskositas Fasa Gas

Persamaan diperoleh dari sifat gas cair (liquid and gas properties)

$$\text{KETERANGAN} = A + BT + CT^2$$

Tabel 4. Viskositas Fase Gas

Komponen	miuP		
	A	B	C
H ₂	27,758	0,212	-3,280E-05
N ₂	42,606	0,475	-9,880E-05
C ₃ H ₆	-7,230	0,342	-9,452E-05
C ₃ H ₈	-5,462	0,327	-1,067E-04

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pendingin
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan kalor
5. Alat penukar kalor standart
6. Route fluida
7. Koefisien perpindahan kalor h_i, h_o, h_c , dan U_c
8. Faktor pengotoran
9. Pressure drop

1. Beban panas

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{p,i} [t_2 - t_1]$$

c_p : Kapasitas panas fase gas [kJ/kg.K]

m_i : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]

Q_t : Beban panas total [kJ/jam]

t_1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t_2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

$$\text{untuk } t_1 = 635,000 \text{ K} = 361,850 \text{ } ^\circ\text{C} = 683,33 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 343,150 \text{ K} = 70,000 \text{ } ^\circ\text{C} = 158 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{deltaT} = \underline{-291,850 \text{ K}}$$

Komponen	kmol/jam	cpdt	m.cpdt
H2	642,23	23,0465	14.801,06
N2	5,16	29,2371	150,83
C3H6	645,12	- 4,4810	- 2.890,74
C3H8	71,36	- 19,3756	- 1.382,61
Total	1.363,86	28,4270	10.678,54

$$Q_t = 10.678,54 \text{ kJ/jam}$$

2. Media pendingin

Sebagai media pendingin dipakai Dowtherm A

Sifat fisis pendingin :

Kapasitas panas, c_p 27,0246 kJ/kg K

viskositas, μ = 0,3878 (kg/m.s)

Rapat massa, ρ_l = 3,E-05 kg /m³

Suhu masuk, T_1 = 303,00 K = 29,85 °C = 85,73 °F

Suhu keluar, T_2 = 333,00 K = 59,85 °C = 139,73 °F

Suhu rata-rata = 318,00 K = 44,85 °C = 112,73 °F

ktav = 7,5E-06 kJ/m.s.K

Massa Dowtherm A yang diperlukan

$$\text{Massa} = \frac{Q_t}{C_p \times \Delta T}$$

$$\text{Massa} = \frac{10.678,54 \text{ kJ/jam}}{27,025 \text{ kJ/kg}}$$

Massa = 395,1410 kg /jam = 0,1098 kg/detik

3. Beda suhu rerata

Fluida Panas Fluida Dingin

635,000	Suhu atas	333,000	302,000	$\Delta t1$
343,150	Suhu bawah	303,000	40,150	$\Delta t2$

$$LMTD = \frac{\Delta t2 - \Delta t1}{\ln\left(\frac{\Delta t2}{\Delta t1}\right)}$$

$$LMTD = \frac{40,150 \text{ K} - 302,000 \text{ K}}{\ln\left(\frac{40,150 \text{ K}}{302,000 \text{ K}}\right)}$$

$$= 129,770$$

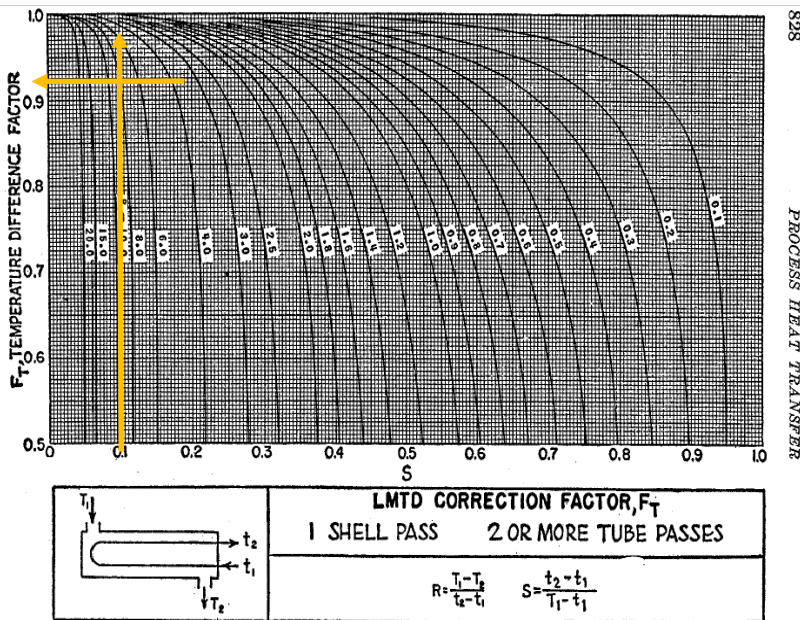
Beda suhu rerata

$\Delta t \text{ LMTE} = 129,770$

Mencari faktor koreksi $\Delta t \text{ LMTD}$

R = 9,728

S = 0,0904



Dari Fig. 18 Kern didapat $\epsilon = 0,9$

Maka, didapat $\Delta TLMTD = 0,9 \times 129,77$

Lampiran = 119,39 K

Cooler-01

4. Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan Towler, dan Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles, Practice and economics of Plant and Process Design ,McGraw Hill (2008), halaman 797

Nilai Ud bekisar antara 4- 40 BTU/ft².jam.F.

Dicoba : Ud = 5 BTU/ft².jam.F
0,0284 kJ /m² s K

Steam	Water	250-750
Steam	Light oils	50-150
Steam	Heavy oils	10-80
Steam	Organic solvents	100-200
Steam	Gases	5-50
Dowtherm	Gases	4-40
Dowtherm	Heavy oils	8-60
Flue gas	Aromatic HC and steam	5-15

5 .Alat penukar kalor standart

a .Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Qt}{Ud \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m²]

Qt : Beban panas [kJ/jam]

Ud : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m² s.K]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{10.679 \text{ kJ/jam} \times [\text{Jam}/3600 \text{ s}]}{5,000 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 119,388 \text{ K}} = 17,889 \text{ m}^2 = 192,553 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan kalor > 100 ft² , maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah shell and tube.
(Kern, pp 103)

b. Ukuran tabung

Dipilih 3/4 " OD, 14 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh :

Diameter luar tabung, Oc = 0,750 in = 0,0191 m = 0,0625 ft

Diameter dalam tabung, $l = 0,584 \text{ in} = 0,0148 \text{ m} = 0,0487 \text{ ft}$
 Flow area per tube (a') = $0,268 \text{ in}^2$
 Surface per lin ft (a'') = $0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$

Panjang tabung :

Panjang tabung standart : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

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

Dipilih : Panjang tabung, $12 \text{ ft} = 3,658 \text{ m}$

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a'' L}$$

$$nt = \frac{192,553 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 12 \text{ ft}} = 82$$

d. Alat penukar kalor standart

Dipilih dari tabel 9, Kern

¾ in. OD tubes on 1-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	37	30	24	24	
10	61	52	40	36	
12	92	82	76	74	70
13¼	109	106	86	82	74
15¼	151	138	122	118	110
17¼	203	196	178	172	166
19¼	262	250	226	216	210
21¼	316	302	278	272	260
23¼	384	376	352	342	328
25	470	452	422	394	382
27	559	534	488	474	464
29	630	604	556	538	508
31	745	728	678	666	640
33	856	830	774	760	732
35	970	938	882	864	848
37	1074	1044	1012	986	870
39	1206	1176	1128	1100	1078

Dipilih :

Diameter selongsong, $Id = 12,00 \text{ in} = 0,305 \text{ m}$

Jumlah tabung, $nt = 92$

Pass tabung, $np = 1$

Susunan : 3/4" pada 1" *Triangular Pitch*

$$\text{Pitch} = 1,000 \text{ in} = 0,0254 \text{ m}$$

Luas perpindahan kalor koreksi

$$A = n t \times a'' \times L$$

$$A = 92 \times 0,196 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 12 \text{ ft} = 216,715 \text{ ft}^2$$

$$= 20,1335 \text{ m}^2$$

Jarak antar baffle

Jarak antar baffle berkisar antara IDs / 5 sampai IDs

$$B = \frac{0,305 \text{ m}}{5} = 0,06096 \text{ m}$$

$$= 2,4 \text{ in}$$

e. Koefisien perpindahan kalor koreksi

$$U_d = \frac{Q_t}{A \Delta t}$$

$$U_d = \frac{10678,5393 \text{ kJ/jam}}{20,1335 \text{ m}^2 \times 119,388 \text{ K}} = \begin{matrix} 88,8508 \text{ kJ/ m}^2 \text{ jam K} \\ 0,0247 \text{ kJ/m}^2 \text{ s K} \\ 4,3465 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam.F} \end{matrix}$$

6. Route fluida

Fluida dingin (dowtherm A) dialirkan dalam selongsong (*shell*), fluida panas dialirkan tabung (*tube*).

7. Koefisien perpindahan kalor hi, hio, ho, dan Uc

a. Tube / tabung : Fluida Panas

$$T_1 = 635,00 \text{ K}$$

$$T_2 = 343,15 \text{ K}$$

$$T_{avg} = 489,08 \text{ K}$$

$$P = 12,00 \text{ atm} = 1215,9 \text{ kPa}$$

$$R = 8,314 \text{ kPa.m}^3/\text{kmol.K}$$

Konduktivitas thermal

Komponen	BM	kmol/jam	yi	kth	yi.kth.B M ^{1/3}	yi.BM ^{1/3}
H2	2,016	642,23	0,471	0,2486	0,1479	0,595

Lampiran

N2	28,01	5,16	0,004	0,0376	0,0004	0,011
C3H6	42,08	645,12	0,473	0,0413	0,0679	1,645
C3H8	44,096	71,36	0,052	0,0426	0,0079	0,185
Total	116,20	1363,86	1,000	0,0839	0,0758	2,436

Cooler-01

$$\begin{aligned}
 k_{thav} &= 0,0311 \text{ J/s.m.K} \\
 &= 0,0000 \text{ kJ/s.m.K} \\
 &= 0,1120 \text{ kJ/m.jam.K}
 \end{aligned}$$

Densitas

$$\rho_v = \frac{BM_{mix} \times P}{R \times T} = 34,7477 \text{ } \rho\text{g/m}^3$$

Viskositas

Komponen	BM	kmol/jam	yi	miu	miu.yi.BM ^{0,5}	yi.BM ^{0,5}
H2	2,02	642,226	0,4709	123,596	82,6360	0,6686
N2	28,01	5,159	0,0038	0,0905	0,0018	0,0200
C3H6	42,08	645,116	0,4730	0,0494	0,1517	3,0684
C3H8	44,10	71,358	0,0523	0,0464	0,0161	0,3474
Total	116,20	1363,86	1,0000	123,783	82,8056	4,1044

$$\begin{aligned}
 \text{miu}_{avg} &= \frac{82,8056}{4,1044} = 20,1748 \text{ cp} \\
 &= 0,0020 \text{ kg/m.s} \\
 &= 7,2629 \text{ kg/m.jam}
 \end{aligned}$$

Kapasitas panas

Komponen	BM	kmol/jam	yi	cp	cp.yi
H2	2,02	642,226	0,471	27,751	13,068
N2	28,01	5,159	0,004	29,447	0,111
C3H6	42,08	645,116	0,473	67,077	31,728
C3H8	44,10	71,358	0,052	75,930	3,973
Total	116,20	1363,86	1,000	200,205	48,880

$$\text{cp campuran} = 48,88 \text{ kJ/kmol.K}$$

1. Luas pipa (at)

Dimana :

$$\text{Lampiran } at = \frac{Nt \times at'}{144 \times n}$$

$$\begin{aligned} Nt &= \text{Jumlah tube} \\ &= 92 \\ at' &= \text{Flow area per tube} \\ &= 0,268 \text{ in}^2 \\ n &= \text{Jumlah pass tube side} \\ &= 1 \end{aligned}$$

Cooler-01

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} at &= 0,1712 \text{ ft}^2 \\ at &= 0,0159 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

2. Kecepatan massa umpan (Gt)

$$Gt = \frac{M}{at} \text{ Dimana :}$$

$$\begin{aligned} M &= \text{Mass rate} \\ &= 31.732,31 \text{ kg/jam} \\ at &= \text{Luas pipa} \\ &= 0,0159 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} Gt &= 1.994.856,5776 \text{ kg/m}^2.\text{jam} \\ Gt &= 554,1268 \text{ kg/m}^2.\text{s} \end{aligned}$$

3. Kecepatan linier umpan (Vt)

$$Vt = \frac{Gt}{\rho} \text{ Dimana :}$$

$$\begin{aligned} Gt &= \text{Kecepatan massa umpan} \\ &= 1.994.856,58 \text{ kg/m}^2.\text{jam} \\ \rho &= \text{Densitas} \\ &= 34,748 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh :

$$Vt = 57409,7558 \text{ kg/jam}$$

4. Bilangan Reynold tube (Re)

$$Re = \frac{ID \text{ tube} \times Gt}{\mu} \text{ Dimana :}$$

$$\begin{aligned} Gt &= 1.994.856,5776 \text{ kg/m}^2.\text{jam} \\ ID \text{ tube} &= 0,0191 \text{ m} \\ \mu &= 7,2629 \text{ kg/m.jam} \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} Re &= 5.232,33 \\ L/D &= 192,00 \end{aligned}$$

Pada fig.24 Kern hal 834, diperoleh nilai = 19

Nilai hi dan hio

$$... k (Cp \mu)^{1/3} \text{ Dimana :}$$

Lampiran $\frac{h_i}{D} \left(\frac{1}{k} \right)$

Cooler-01

$$\begin{aligned}
 jH &= 19 \\
 k &= 0,1120 \quad \text{kJ/m.jam.K} \\
 D &= 0,0148 \quad \text{m} \\
 C_p &= 48,88 \quad \text{kJ/kmol.K} \\
 \mu &= 7,2629 \quad \text{kg/m.jam}
 \end{aligned}$$

$$h_i = 2107,160994 \quad \text{kJ/m}^2.\text{jam.K}$$

Dimana :

$$h_{io} = h_i \frac{ID \text{ tube}}{OD \text{ tube}} \quad h_i = 2.107,16 \quad \text{kJ/m}^2.\text{jam.K}$$

$$ID \text{ tube} = 0,0148 \quad \text{m}$$

$$OD \text{ tube} = 0,0191 \quad \text{m}$$

$$h_{io} = 1.640,78 \quad \text{kJ/m}^2.\text{jam.K}$$

b. Shell /Selongsong : Fluida dingin (dowtherm A)

1. Clearence (C')

$$C' = pt - OD \text{ tube} \quad \text{Dimana :}$$

$$pt = \text{pitch} = 1,000 \quad \text{in}$$

$$OD \text{ tube} = 3/4 \quad \text{in}$$

Sehingga diperoleh :

$$C' = 0,25 \quad \text{in}$$

2. Jarak baffle (B)

$$B = 50\% \times ID_s$$

$$ID_s = 12 \quad \text{in}$$

$$B = 50\% \times 12 \quad \text{in}$$

$$= 6 \quad \text{in}$$

3. Luas penampang shell (as)

$$as = \frac{ID_s \text{ (in)} \times C' \text{ (in)} \times B \text{ (in)}}{144 \text{ (in}^2/\text{ft}^2) \times pt \text{ (in)}} \quad \text{Dimana :}$$

$$ID_s = 12 \quad \text{in}$$

$$C' = 0,25 \quad \text{in}$$

$$B = 6 \quad \text{in}$$

Sehingga diperoleh :

$$pt = 1,000 \quad \text{in}$$

$$as = 0,1250 \quad \text{ft}^2$$

$$= 0,0116 \quad \text{m}^2$$

$$Gs' = \frac{\text{Laju massa (lb/hr)}}{as \text{ (ft}^2\text{)}} \quad \text{Dimana :}$$

Laju mas	=	395,14	kg/jam
	=	871,1368	lb/jam
as	=	0,0116	m ²

Sehingga diperoleh :

$$Gs' = 34.026,10 \text{ kg/jam.m}^2$$

$$= 9,4517 \text{ kg/s.m}^2$$

5. Diameter ekivalen pada shell side

$$De = \frac{4 \cdot \left(p_t^2 - \pi \frac{OD_t^2}{4} \right)}{\pi OD_t} \quad \text{Dimana :}$$

pt	=	1,000	in
ODt	=	3/4	in

Sehingga diperoleh :

De	=	0,9477	in
	=	0,0790	ft
	=	0,0241	m

6. Bilangan Reynold shell (Res)

Dimana :

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

De	=	0,0241	m
Gs'	=	34.026,10	kg/jam.m ²
μ	=	0,3878	(kg/m.s)

Sehingga diperoleh :

$$Res = 2.112,0578 \quad (\text{aliran laminar} < 2100)$$

Pada fig.28 Kern hal 838, diperoleh nila = 29

Nilai ho

Dimana :

$$ho = jH \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \mu}{k} \right)^{1/3}$$

jH	=	29
k	=	7,5E-06 kJ/m.s.K
De	=	0,0241 m
Cp	=	27,0246 kJ/kg K
μ	=	0,3878 (kg/m.s)

$$ho = 1,0108 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$$

Menentukan koefisien transfer panas keseluruhan (Uc)

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho} \quad \text{Dimana :}$$

ho	=	3.638,9165	kJ/m ² .jam.K
----	---	------------	--------------------------

Lampiran $h_{io} = 1.640,7760 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K}$

Cooler-01

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} U_c &= 1.130,87 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K} \\ &= 0,3141 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K} \end{aligned}$$

8. Faktor pengotoran

Dihitung dengan persamaan :

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

R_d : Faktor pengotoran [$\text{m}^2 \text{ s.K/kJ}$]

U_c : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih [$\text{kJ/m}^2 \text{ s.K}$]

U_d : Koefisien perpindahan kalor gabungan design [$\text{kJ/m}^2 \text{ s.K}$]

$$R_d = \frac{1}{0,0247 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} - \frac{1}{0,3141 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} = 39,832 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum

$$R_{d\text{minimum}} = 0,003 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu} > [\text{m}^2 \text{ s.K/kJ} / 0,00567 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu}]$$

$$R_{d\text{minimum}} = 0,529 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

Syarat kelayakan HE :

$$R_d > R_{d \text{ min}} \quad (\text{terpenuhi})$$

$$U_c > U_d \quad (\text{terpenuhi})$$

9. Penurunan tekanan

a. Selongsong : Fluida dingin (Dowtherm A)

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_d s}{2 \rho f D_e} \quad (\text{Kern, D.Q., halaman 273})$$

Dengan hubungan :

D_e : Diameter ekivalen [m]

f : Faktor friksi

G_s : Flux massa [$\text{kg/m}^2 \text{ s}$]

Lampiran : Diameter selongsong [m]

Cooler-01

(N +1) : Jumlah baffle

ΔP_s : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_f : Rapat massa embunan [kg/m^3]

Massa molekul gabungan

$$M_r = \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Kecepatan mol}}$$

$$M_r = \frac{395,14 \text{ kg/jam}}{2,3804 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = 166,00 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho = R_g T_{av}$$

$$\rho = \frac{166,000 \text{ kg /kmol} \times 12,1590 \text{ bar}}{0,08314 \text{ m}^3 \text{ bar/kmol.K} \times 318,00 \text{ K}}$$

$$\rho = 76,3429 \text{ kg /m}^3$$

Jumlah baffle

$$(N + 1) = L/B \quad 60,000 \text{ m}$$

$$(N + 1) = 59,000 \text{ m}$$

Faktor friksi

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{\text{Re}^{0.42}} \quad (\text{Kern, D.Q., halaman 53})$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(2112,06)^{0.42}}$$

$$f = 0,0141$$

Penurunan Tekanan

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_d s}{2 \rho_f D_e}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0141 \times 60,000 \times (9,4517 \text{ kg/m}^2 \text{ s})^2 \times 0,3048 \text{ m}}{2 \times 76,3429 \text{ kg/m}^3 \times 0,0241 \text{ m}}$$

$$\Delta P_s = 4,1780 \text{ kg.m.ms}^{-2}/\text{m}^2$$

$$\Delta P_s = 4,1780 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 34.464,29 \text{ Pa}$$

$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

b. Tabung : Fluida dingin

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4 f G_t^2 L n_p}{2 \rho_{air} I_d}$$

(Kern, D.Q.)

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

G_t : Flux massa gas keluar cd-01 [kg/m² s]

I_d : Diameter dalam tabung [m]

L : Panjang tabung [m]

n_p : Jumlah pass

ΔP_t : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_{steam} : Rapat massa [kg/m³]

Faktor friksi

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}} \text{ m, D.Q., halaman 53}$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(5232,3305)^{0.32}}$$

$$f = 0,0095$$

Penurunan tekanan

$$\Delta Pt = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho l d}$$

$$\Delta Pt = \frac{4 \times 0,0095 \times (554,127 \text{ kg/m}^2 \text{ s})^2 \times 3,7 \text{ m} \times 1}{2 \times 34,7477 \text{ kg/m}^3 \times 0,0148 \text{ m}}$$

$$\Delta Pt = 0,0688 \text{ kg m ms}^{-2} / \text{m}^2$$

$$\Delta Pt = 0,0688 \text{ Pa}$$

$$\Delta Pt = 0,00000 \text{ atm}$$

$$\Delta Pt \text{ max} = 68928,5714 \text{ Pa}$$

$\Delta Pt < \Delta Pt \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

Alat : Cooler
 Kode : CL-01
 Tugas : Mendinginkan komponen keluar R-01 dengan media pendingin
 dowtherm A sebelum masuk ke CDP-01
 Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt) = 0,750 in
 Diameter dalam (Idt) = 0,584 in
 Jumlah tube = 92 buah
 Passes = 1
 Panjang tube = 12 ft
 Pitch (Pt) = 1,000 in
 Clearance (C') = 0,250 in
 Diameter dalam shell (ids) = 12 in
 Jarak baffle (B) = 2 in
 Jumlah baffle (N+1) = 59 buah
 Diameter ekuivalen (De) = 0,948 in
 Susunan tube = *triangular pitch*

2. Fluida dingin (Dowtherm A)

Suhu masuk = 303,000 K = 29,850 °C
 Suhu keluar = 333,000 K = 59,850 °C
 Massa fluida panas = 395,141 Kg/jam
 Pressure drop shell = 4,1780 Pa

3. Fluida panas

Suhu masuk = 635,000 K = 361,850 °C
 Suhu keluar = 343,150 K = 70,000 °C
 Massa fluida panas = 31.732 Kg/jam
 Pressure drop tube = 7,E-07 atm
 Tekanan masuk = 12,0000 atm
 Tekanan keluar = 12,0000 atm

Lampiran
4. Koefisien perpindahan panas

Cooler-01

$$U_c = 0,3141 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K}$$

$$U_d = 0,0247 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K}$$

$$R_d \text{ hitung} = 39,8315 \text{ s.m}^2.\text{K/Kj}$$

Tugas : Mendinginkan komponen keluar PPHE-01 dengan media pendingin air sebelum masuk ke K-02

Jenis alat : Alat penukar kalor selongsong dan tabung (*shell and tube*)

Sketsa :



Data :

Fluida panas

Tekanan, Pt = 1,993 atm

2,020 bar

Suhu masuk, t1 = 368,49 K = 95,49 °C

Suhu keluar, t2 = 333,15 K = 60,00 °C

Tabel 1. Komposisi fluida panas

Komponen	BM	kmol /jam	kg/jam	Fraaksi mol	Fraksi massa
H2	2,016	642,58	1.295,44	0,4709	0,0408
N2	28,01	5,16	144,58	0,0038	0,0046
C3H6	42,08	645,47	27.161,45	0,4730	0,8555
C3H8	44,096	71,40	3.148,36	0,0523	0,0992
Total		1.364,6	31.749,83	1,0000	1,0000

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3 + E \times T^4$$

dimana:

C_p = kapasitas panas (joule/mol.K)

T = Temperatur (K)

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Tabel 2. Kapasitas panas fase gas

Komponen	A	B	C	D	E
H2	25,399	0,020178	-3,9E-05	3,19E-08	-8,76E-12
N2	29,342	-0,00354	1,01E-05	-4,3E-09	2,594E-13
C3H6	31,298	0,072449	0,000195	-2,2E-07	6,297E-11
C3H8	28,277	0,116	0,000196	-2,3E-07	6,867E-11

Konduktivitas thermal fase gas

Persamaan diperoleh dari Yaws, Chemical properties hand book

$$K_{gas} = A + (B)T + (C)T^2$$

Dimana :

K_{gas} : Konduktivitas thermal fasa gas

$K_{thga}, K_{thgb}, K_{thgc}$: konstanta

Uampiran : suhu operasi

CL - 01

Data konstanta kthga, kthgb, kthgc

Diperoleh dari Yaws, chemical properties hand book

Tabel 3. Data Konduktivitas thermal fase gas

Komponen	A	B	C
H2	0,03951	0,00045918	-6,4933E-08
N2	0,00309	0,00007593	-1,1014E-08
C3H6	-0,01116	0,000075155	6,5558E-08
C3H8	-0,00869	0,000066409	7,876E-08

Viskositas Fasa Gas

Persamaan diperoleh dari sifat gas cair (liquid and gas properties)

$$\text{KETERANGAN} = A + BT + CT^2$$

Tabel 4. Viskositas Fase Gas

Komponen	miuP		
	A	B	C
H ₂	27,758	0,212	-3,280E-05
N ₂	42,606	0,475	-9,880E-05
C ₃ H ₆	-7,230	0,342	-9,452E-05
C ₃ H ₈	-5,462	0,327	-1,067E-04

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pendingin
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan kalor
5. Alat penukar kalor standart
6. Route fluida
7. Koefisien perpindahan kalor hi, hio, ho, dan Uc
8. Faktor pengotoran
9. Pressure drop

1. Beban panas

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{pgi} [t_2 - t_1]$$

cp : Kapasitas panas fase gas [kJ/kg.K]

mi : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]

Qt : Beban panas total [kJ/jam]

t1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

$$\text{untuk } t_1 = 368,489 \text{ K} = 95,339 \text{ } ^\circ\text{C} = 203,6107 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 333,150 \text{ K} = 60,000 \text{ } ^\circ\text{C} = 140 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{deltaT} = \underline{\underline{-35,339 \text{ K}}}$$

Komponen	kmol/jam	cpdt	m.cpdt
H2	642,58	25,0385	16.089,22
N2	5,16	29,3605	151,55
C3H6	645,47	27,1656	17.534,66
C3H8	71,40	22,6560	1.617,59
Total	1.364,61	104,2207	35.393,02

$$Q_t = 35.393,02 \text{ kJ/jam}$$

2. Media pendingin

Sebagai media pendingin dipakai AIR

Sifat fisis pendingin :

$$\text{Kapasitas panas, } c_p = 452,2446 \text{ kJ/kg K}$$

$$\text{viskositas, } \mu = 0,2882 \text{ (kg/m.s)}$$

$$\text{Rapat massa, } \rho_l = 9, \text{E-}04 \text{ kg /m}^3$$

$$\text{Suhu masuk, } T_1 = 303,00 \text{ K} = 29,85 \text{ } ^\circ\text{C} = 85,73 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar, } T_2 = 309,00 \text{ K} = 35,85 \text{ } ^\circ\text{C} = 96,53 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu rata-rata} = 306,00 \text{ K} = 32,85 \text{ } ^\circ\text{C} = 91,13 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$k_{tav} = 1,10 \text{E}+03 \text{ kJ/m.s.K}$$

Massa Dowtherm A yang diperlukan

$$\text{Massa} = \frac{Q_t}{C_p \times \Delta T}$$

$$\text{Massa} = \frac{35393,02 \text{ kJ/jam}}{452,245 \text{ kJ/kg}}$$

$$\text{Massa} = 78,2608 \text{ kg /jam} = 0,0217 \text{ kg/detik}$$

3. Beda suhu rerata

Fluida Panas Fluida Dingin

368,489	Suhu atas	309,000	59,489	Δt_1
333,150	Suhu bawah	303,000	30,150	Δt_2

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

$$\begin{aligned} LMTD &= \frac{30,150 \text{ K} - 59,489 \text{ K}}{\ln\left(\frac{30,150 \text{ K}}{59,489 \text{ K}}\right)} \\ &= 43,171 \end{aligned}$$

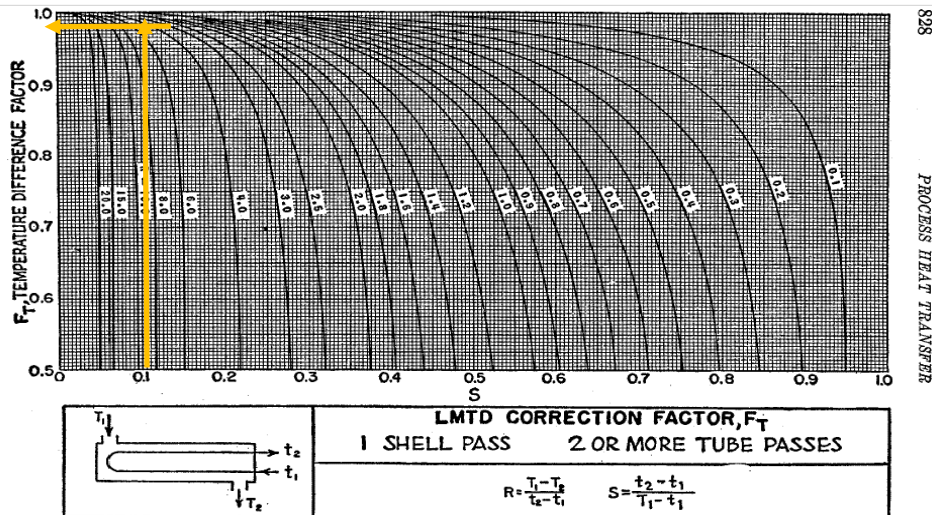
Diprediksi

$$\Delta t_{LMTD} = 43,171$$

Mencari faktor koreksi Δt_{LMTD}

$$R = 5,890$$

$$S = 0,0916$$



Dari Fig. 18 Kern didapat $f_t = 1$
 Maka, didapat $\Delta t_{LMTD} = 1 \times 43,17 = 42,31 \text{ K}$

4. Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan Towler, dan Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles, Practice and economics of Plant and Process Design ,McGraw Hill (2008), halaman 797

Nilai U_d bekisar antara 50- 150 BTU/ft².jam.F.

Dicoba : $U_d = 72 \text{ BTU/ft}^2.\text{jam.F}$
 $0,4088 \text{ kJ/m}^2 \text{ s K}$

Steam	Water	250-750
Steam	Light oils	50-150
Steam	Heavy oils	10-80
Steam	Organic solvents	100-200
Steam	Gases	5-50
Dowtherm	Gases	4-40
Dowtherm	Heavy oils	8-60
Flue gas	Aromatic HC and steam	5-15

5 .Alat penukar kalor standart

a .Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Qt}{U_d \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m²]

Qt : Beban panas [kJ/jam]

Ud : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m² s.K]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{35393,02 \text{ kJ/jam} \times [\text{Jam}/3600 \text{ s}]}{72,000 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 42,307 \text{ K}} = 11,6 \text{ m}^2 = 125 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan kalor > 100 ft², maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah shell and tube. (Kern, pp 103)

b. Ukuran tabung

Dipilih 3/4 " OD, 14 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh :

$$\text{Diameter luar tabung, } O_d = 0,750 \text{ in} = 0,0191 \text{ m} = 0,0625 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter dalam tabung, } I_d = 0,584 \text{ in} = 0,0148 \text{ m} = 0,0487 \text{ ft}$$

$$\text{Flow area per tube (at')} = 0,268 \text{ in}^2$$

$$\text{Surface per lin ft (at'')} = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Panjang tabung :

Panjang tabung standart : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

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

$$\text{Dipilih : Panjang tabung, } L = 12 \text{ ft} = 3,658 \text{ m}$$

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a'' L}$$

$$nt = \frac{125,066 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 12 \text{ ft}} = 53$$

Luas ditap penukar kalor standart
 Dipilih dari tabel 9, Kern

3/4 in. OD tubes on 1-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	37	30	24	24	
10	61	52	40	36	
12	92	82	76	74	70
13 1/4	109	106	86	82	74
15 1/4	151	138	122	118	110
17 1/4	203	196	178	172	166
19 1/4	262	250	226	216	210
21 1/4	316	302	278	272	260
23 1/4	384	376	352	342	328
25	470	452	422	394	382
27	559	534	488	474	464
29	630	604	556	538	508
31	745	728	678	666	640
33	856	830	774	760	732
35	970	938	882	864	848
37	1074	1044	1012	986	870
39	1206	1176	1128	1100	1078

Dipilih :

Diameter selongsong, I_{ds} = 10,00 in = 0,254 m
 Jumlah tabung, n_t = 61
 Pass tabung, n_p = 2

(Fig 28, Kern, D.Q)

Susunan : 3/4" pada 1" *Triangular Pitch*

Pitch = 1,000 in = 0,0254 m

Luas perpindahan kalor koreksi

$A = n_t \times a'' \times L$

$A = 61 \times 0,196 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 12 \text{ ft} = 143,692 \text{ ft}^2$
 $= 13,34939 \text{ m}^2$

Jarak antar baffle

Jarak antar baffle berkisar antara $I_{Ds} / 5$ sampai I_{Ds}

$B = \frac{0,254 \text{ m}}{5} = 0,0508 \text{ m}$
 $= 2 \text{ in}$

e. Koefisien perpindahan kalor koreksi

$U_d = \frac{Q_t}{A \Delta t}$

$U_d = \frac{35393,0198 \text{ kJ/jam}}{11,6190 \text{ m}^2 \times 42,3073 \text{ K}} = 1548,000 \text{ kJ/ m}^2 \text{ jam K}$
 $= 0,4300 \text{ kJ/m}^2 \text{ s K}$
 $= 75,7273 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam.F}$

16. Route fluida

CL - 01

Fluida dingin (air) dialirkan dalam selongsong (*shell*), fluida panas dialirkan tabung (*tube*).

7. Koefisien perpindahan kalor h_i , h_o , h_o , dan U_c

a. Tube / tabung : Fluida Panas

$$T_1 = 368,49 \text{ K}$$

$$T_2 = 333,15 \text{ K}$$

$$T_{avg} = 350,82 \text{ K}$$

$$P = 1,99 \text{ atm} = 201,961 \text{ kPa}$$

$$R = 8,314 \text{ kPa.m}^3/\text{kmol.K}$$

Konduktivitas thermal

Komponen	BM	kmol/jam	y_i	kth	$y_i.kth.B$ $M^{1/3}$	$y_i.BM^{1/3}$
H ₂	2,016	642,58	0,471	0,1926	0,1146	0,595
N ₂	28,01	5,16	0,004	0,0284	0,0003	0,011
C ₃ H ₆	42,08	645,47	0,473	0,0233	0,0383	1,645
C ₃ H ₈	44,096	71,40	0,052	0,0243	0,0045	0,185
Total	116,20	1364,611	1,000	0,0476	0,0428	2,436

$$k_{thav} = 0,0176 \text{ J/s.m.K}$$

$$= 0,0000 \text{ kJ/s.m.K}$$

$$= 0,0632 \text{ kJ/m.jam.K}$$

Densitas

$$\rho_v = \frac{BM_{mix} \times P}{R \times T} = 8,0461 \text{ kg/m}^3$$

Viskositas

Komponen	BM	kmol/jam	y_i	miu	$miu.y_i.BM^{0,5}$	$y_i.BM^{0,5}$
H ₂	2,02	642,580	0,4709	98,0949	65,5858	0,6686
N ₂	28,01	5,162	0,0038	0,0710	0,0014	0,0200
C ₃ H ₆	42,08	645,472	0,4730	0,0364	0,1116	3,0684
C ₃ H ₈	44,10	71,398	0,0523	0,0346	0,0120	0,3474
Total	116,20	1.364,6	1,0000	98,2369	65,7109	4,1044

$$miu_{avg} = \frac{65,7109}{4,1044} = 16,0098 \text{ cp}$$

$$= 0,0016 \text{ kg/m.s}$$

$$= 5,7635 \text{ kg/m.jam}$$

Kapasitas panas

Komponen	BM	kmol/jam	y_i	cp	cp.yi
H ₂	2,02	642,580	0,471	25,760	12,130
N ₂	28,01	5,162	0,004	29,323	0,111
C ₃ H ₆	42,08	645,472	0,473	35,430	16,759
C ₃ H ₈	44,10	71,398	0,052	33,898	1,774
Total	116,20	1.364,6	1,000	124,411	30,773

1. Luas pipa (at)

$$at = \frac{Nt \times at'}{144 \times n}$$

Dimana :

Nt	=	Jumlah tube
	=	61
at'	=	Flow area per tube
	=	0,268 in ²
n	=	Jumlah pass tube side
	=	2

Sehingga diperoleh :

at = 0,0568 ft²

at = 0,0053 m²

2. Kecepatan massa umpan (Gt)

$$Gt = \frac{M}{at}$$

Dimana :

M	=	Mass rate
	=	31.749,83 kg/jam
at	=	Luas pipa
	=	0,0053 m ²

Sehingga diperoleh :

Gt = 6.020.594,1 kg/m².jam

Gt = 1.672,4 kg/m².s

3. Kecepatan linier umpan (Vt)

$$Vt = \frac{Gt}{\rho}$$

Dimana :

Gt	=	Kecepatan massa umpan
	=	6.020.594,1 kg/m ² .jam
ρ	=	Densitas
	=	8,046 kg/m ³

Sehingga diperoleh :

Vt = 748259,5463 kg/jam

4. Bilangan Reynold tube (Re)

$$Re = \frac{ID \text{ tube} \times Gt}{\mu}$$

Dimana :

Gt	=	6.020.594,146 kg/m ² .jam
ID tube	=	0,0191 m
μ	=	5,7635 kg/m.jam

Sehingga diperoleh :

Re = 19.899,64

L/D = 629,92

Pada fig.24 Kern hal 834, diperoleh nilai jH = 35

Nilai hi dan hio

$$hi = jH \frac{k}{D} \left(\frac{Cp \mu}{k} \right)^{1/3}$$

Dimana :

jH	=	35
k	=	0,0632 kJ/m.jam.K
D	=	0,0148 m
Cp	=	30,77 kJ/kmol.K
μ	=	5,7635 kg/m.jam

Lampiran = 2.103,75 kJ/m².jam.K

CL - 01

Dimana :

$$h_{io} = h_i \frac{ID \text{ tube}}{OD \text{ tube}} \quad h_i = 2.103,75 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}$$

ID tube = 0,0148 m

OD tube = 0,0191 m

$h_{io} = 1.638,12 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}$

b. Shell /Selongsong : Fluida dingin (air)

1. Clearence (C')

$C' = pt - OD \text{ tube}$ Dimana :

pt = pitch = 1,000 in

OD tube = 3/4 in

Sehingga diperoleh :

$C' = 0,25 \text{ in}$

2. Jarak baffle (B)

$B = 50\% \times ID_s$

ID_s = 10 in

B = 50% x 10 in

= 5 in

3. Luas penampang shell (as)

$as = \frac{ID_s \text{ (in)} \times C' \text{ (in)} \times B \text{ (in)}}{144 \text{ (in}^2\text{/ft}^2) \times pt \text{ (in)}}$

Dimana :

ID_s = 10 in

C' = 0,25 in

B = 5 in

pt = 1,000 in

Sehingga diperoleh :

as = 0,0868 ft²

= 0,0081 m²

4. Kecepatan umpan pada shell side (Gs')

$Gs' = \frac{\text{Laju massa (lb/hr)}}{as \text{ (ft}^2\text{)}}$ Dimana :

Laju massa = 78,26 kg/jam

= 172,5355 lb/jam

as = 0,0081 m²

Sehingga diperoleh :

Gs' = 9.704,357 kg/jam.m²

= 2,6957 kg/s.m²

5. Diameter ekivalen pada shell side

$De = \frac{4 \cdot (pt^2 - \pi \frac{OD_t^2}{4})}{\pi OD_t}$

Dimana :

pt = 1,000 in

OD_t = 3/4 in

Sehingga diperoleh :

De = 0,9477 in

= 0,0790 ft

= 0,0241 m

6. Bilangan Reynold shell (Res)

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

$$\begin{aligned} De &= 0,0241 \text{ m} \\ Gs' &= 9.704,36 \text{ kg/jam.m}^2 \\ \mu &= 0,2882 \text{ (kg/m.s)} \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} Res &= 810,4396 \quad (\text{aliran laminar} < 2100) \\ \text{Pada fig.28 Kern hal 838, diperoleh nilai } jH &= 25 \end{aligned}$$

Nilai h_o

Dimana :

$$h_o = jH \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\begin{aligned} jH &= 25 \\ k &= 1,10E+03 \text{ kJ/m.s.K} \\ De &= 0,0241 \text{ m} \\ Cp &= 452,2446 \text{ kJ/kg K} \\ \mu &= 0,2882 \text{ (kg/m.s)} \end{aligned}$$

$$h_o = 559.872,95 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$$

Menentukan koefisien transfer panas keseluruhan (U_c)

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

Dimana :

$$\begin{aligned} h_o &= 559.872,95 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K} \\ h_{io} &= 1.638,117 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K} \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} U_c &= 1633,34 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K} \\ &= 0,4537 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K} \end{aligned}$$

8. Faktor pengotoran

Dihitung dengan persamaan :

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

R_d : Faktor pengotoran [$\text{m}^2 \text{ s.K/kJ}$]

U_c : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih [$\text{kJ/m}^2 \text{ s.K}$]

U_d : Koefisien perpindahan kalor gabungan design [$\text{kJ/m}^2 \text{ s.K}$]

$$R_d = \frac{1}{0,4300 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} - \frac{1}{0,4537 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} = 1,779 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum

$$R_{d\text{minimum}} = 0,003 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu} \times \left[\text{m}^2 \text{ s.K/kJ} / 0,005671 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu} \right]$$

$$R_{d\text{minimum}} = 0,529 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

Syarat kelayakan HE :

$$R_d > R_{d\text{min}} \quad (\text{terpenuhi})$$

$$U_c > U_d$$

9. Penurunan tekanan

a. Selongsong : Fluida dingin (air)

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_{ds}}{2 \rho_f D_e} \quad (\text{Kern, D.Q., halaman 273})$$

Dengan hubungan :

De : Diameter ekivalen [m]

f : Faktor friksi

Gs : Flux massa [$\text{kg/m}^2 \text{ s}$]

Ids : Diameter selongsong [m]

(N + 1) : Jumlah baffle

ΔP_s : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_f : Rapat massa embunan [kg/m^3]

Massa molekul gabungan

$$M_r = \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Kecepatan mol}}$$

$$M_r = \frac{78,26 \text{ kg/jam}}{0,4715 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = 166,00 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho = R_g T_{av}$$

$$\rho = \frac{166,0000 \text{ kg /kmol}}{0,08314 \text{ m}^3 \text{ bar/kmol.K}} \times \frac{2,0196 \text{ bar}}{306,00 \text{ K}}$$

$$\rho = 13,1778 \text{ kg /m}^3$$

Jumlah baffle

$$(N + 1) = L/B = 72,000 \text{ m}$$

$$(N + 1) = 71,000 \text{ m}$$

Faktor friksi

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{\text{Re}^{0,42}} \quad (\text{Kern, D.Q., halaman 53})$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(810,44)^{0,42}}$$

$$f = 0,0193$$

Penurunan Tekanan

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_d s}{2 \rho_f D_e}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0193 \times 72,000 \times (2,6957 \text{ kg/m}^2 \text{ s})^2 \times 0,2540 \text{ m}}{2 \times 13,1778 \text{ kg/m}^3 \times 0,0241 \text{ m}}$$

$$\Delta P_s = 2,7018 \text{ kg.m.ms}^{-2}/\text{m}^2$$

$$\Delta P_s = 2,7018 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 34.464,3 \text{ Pa}$$

$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

b. Tabung : Fluida dingin

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4 f G_t^2 L n_p}{2 \rho_{air} I_d} \quad (\text{Kern, D.Q.})$$

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

G_t : Flux massa gas keluar cd-01 [$\text{kg/m}^2 \text{ s}$]

I_d : Diameter dalam tabung [m]

L : Panjang tabung [m]

n_p : Jumlah pass

ΔP_t : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_{steam} : Rapat massa [kg/m^3]

Faktor friksi

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}} \quad (\text{Kern, D.Q., halaman 53})$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(19899,6355)^{0.32}}$$

$$f = 0,0067$$

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho l d}$$

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0067 \times (1.672,4 \text{ kg / m}^2 \text{ s})^2 \times 3,66 \text{ m} \times 2}{2 \times 8,04613 \text{ kg/m}^3 \times 0,0148 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 1,9038 \text{ kg m ms}^{-2} / \text{m}^2$$

$$\Delta P_t = 1,9038 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_t = 2, \text{E-}05 \text{ atm}$$

$$\Delta P_{T \text{ max}} = 68.928,57 \text{ Pa}$$

$\Delta P_t < \Delta P_{T \text{ max}}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

RINGKASAN COOLER (CL-01)

Alat : Cooler
 Kode : CL-01
 Tugas : Mendinginkan komponen keluar PPHE-01 dengan media pendingin air sebelum masuk ke K-02
 Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt) = 0,750 in = 0,02 m
 Diameter dalam (Idt) = 0,584 in
 Jumlah tube = 61 buah
 Passes = 2
 Panjang tube = 12 ft = 3,66 m
 Pitch (Pt) = 1,000 in
 Clearance (C') = 0,250 in
 Diameter dalam shell (ids) = 10 in
 Jarak baffle (B) = 2 in
 Jumlah baffle (N+1) = 71 buah
 Diameter ekuivalen (De) = 0,948 in
 Susunan tube = *triangular pitch*

2. Fluida dingin (AIR)

Suhu masuk = 303,0 K = 29,850 °C
 Suhu keluar = 309,0 K = 35,850 °C
 Massa fluida panas = 78,261 Kg/jam
 Pressure drop shell = 2,7018 Pa

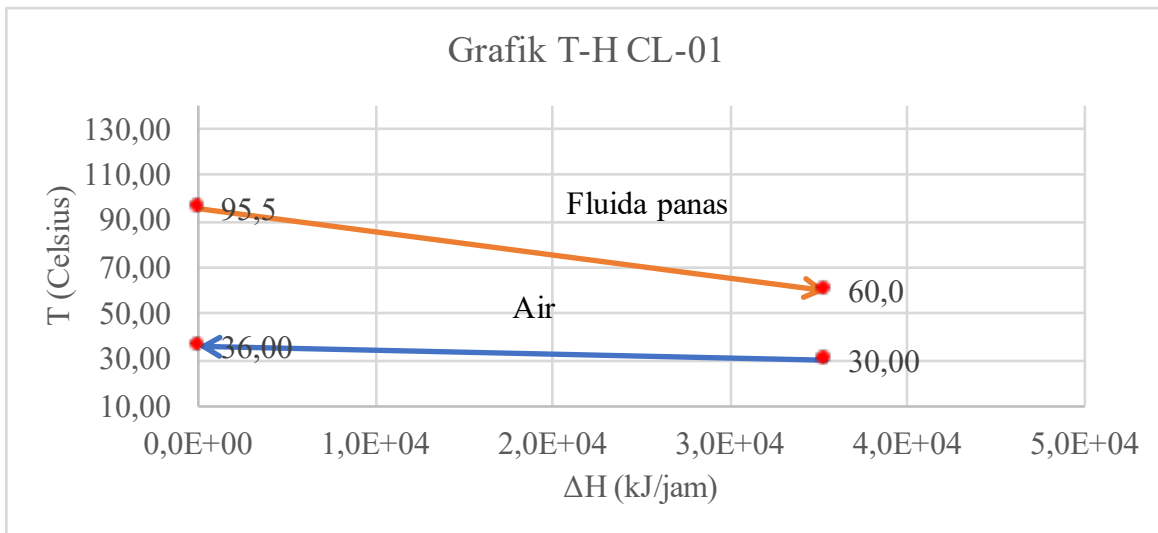
3. Fluida panas

Suhu masuk = 368,489 K = 95,339 °C
 Suhu keluar = 333,150 K = 60,000 °C
 Massa fluida panas = 31.750 Kg/jam
 Pressure drop tube = 0,00002 atm
 Tekanan masuk = 1,9932 atm
 Tekanan keluar = 1,9932 atm

4. Koefisien perpindahan panas

Uc = 0,4537 Kj/s.m².K
 Ud = 0,4300 Kj/s.m².K
 Rd hitung = 1,7793 s.m².K/Kj

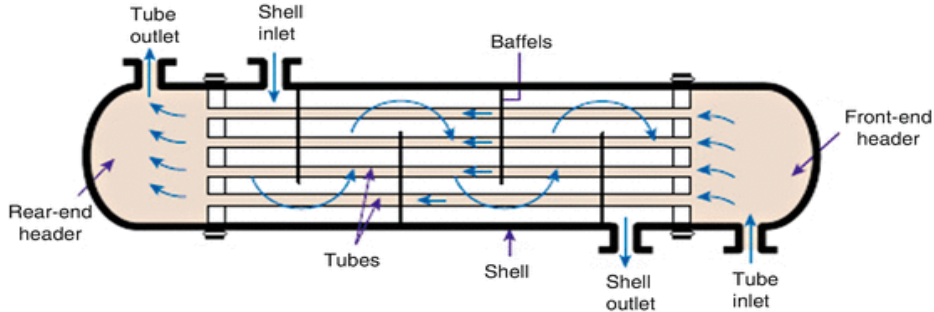
CL - 01



CL-01	Air	Fluida panas
T ₁ (°C)	30,0	95,5
T ₂ (°C)	36	60,0
Beban Panas (kJ/jam)		35.393,0

KONDENSOR PARSIAL - 01 (CDP-01)

Tugas : Mengembunkan sebagian besar hasil keluaran reaktor
 Jenis alat : Shell and Tube



Data :

fluida panas

tekanan , Pt : 12 atm = 1215,9 kPa = 9120,025 mmHg
 suhu masuk, T1 : 343,15 K = 70 °C

Neraca masuk CDP

Komp	BM	Kg/Jam	Kmol/jam	y	x
H2	2,016	1.294,73	642,23	0,4709	0,0408
N2	28,01	144,50	5,16	0,0038	0,0046
C3H6	42,08	27.146,46	645,12	0,4730	0,8555
C3H8	44,10	3.146,62	71,36	0,0523	0,0992
Total		31.732,31	1.363,86	1,0000	1,0000

Kapasitas Panas Fase Gas

$$C_p = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3 + E \times T^4$$

dimana:

Cp = kapasitas panas (joule/mol.K)

T = Temperatur (K)

Data kapasitas panas pada fase gas masing-masing komponen:

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$				
	A	B	C	D	E
Hidrogen	25,399	0,020178	-0,000038549	3,188E-08	-8,7585E-12
Nitrogen	29,342	-0,00354	0,000010076	-4,3116E-09	2,5935E-13
Propilen	31,298	0,072449	0,00019481	-2,1582E-07	6,2974E-11
Propana	28,277	0,116	0,00019597	-2,3271E-07	6,8669E-11

Kapasitas Panas Fase Cair

Persamaan :

$$cpl = cpla + cplb t + cplc t^2 + cpld t^3$$

cpl : kapasitas panas fase cair [kJ /kmol K]

cpla , cplb , cplc, cpld , cple : konstanta

t : suhu operasi [K]

Komp	A	B	C	D
H2	50,607	-6,1136	0,3093	-0,004148
N2	76,452	-0,35226	-0,002669	5,006E-05
C3H6	54,718	0,34512	-0,001632	3,876E-06
C3H8	59,642	0,32831	-0,001538	3,654E-06

Konduktivitas Thermal Fase Gas

Persamaan diperoleh dari Yaws, Chemical properties hand book

$$N_{gas} = A + (B)T + (C)T^2$$

Dimana :

K_{gas} : Konduktivitas thermal fasa gas

$K_{thga}, k_{thgb}, k_{thgc}$: konstanta

T : suhu operasi

Data konstanta $k_{thga}, k_{thgb}, k_{thgc}$

Diperoleh dari Yaws, chemical properties hand book

Komponen	A	B	C
H2	3,95E-02	0,00045918	-6,4933E-08
N2	3,09E-03	0,00007593	-1,1014E-08
C3H6	-1,12E-02	0,000075155	6,5558E-08
C3H8	-8,69E-03	0,000066409	7,876E-08

Konduktivitas Thermal Fase Cair

mengikuti persamaan :

organic compound

$$\log_{10} K_{liq} = A + B \left[1 - \frac{T}{C} \right]^{2/7}$$

inorganic compound

$$k = A + B T + C T^2$$

Dengan hubungan :

k_{thl} : konduktivitas thermal fase cair [J/msK]

$k_{thla}, k_{thlb}, k_{thlc}, k_{thld}$: konstanta

t : Suhu operasi [K]

Komp	A	B	C	
H2	-0,1433	0,023627	-0,0005148	inorganic
N2	0,213	-0,0004205	-1,1014E-08	inorganic
C3H6	-1,4376	0,7718	364,76	organic
C3H8	-1,2127	0,6611	369,82	organic

Viskositas Fase Gas

Persamaan diperoleh dari sifat gas cair (liquid and gas properties)

$$\text{KETERANGAN} = A + BT + CT^2$$

Komponen	miuP		
	A	B	C
H ₂	27,758	0,21200	-3,280,E-05
N ₂	42,606	0,47500	-9,880,E-05
C ₃ H ₆	-7,23	0,34180	-9,452,E-05
C ₃ H ₈	-5,462	0,32700	-1,067,E-04

Viskositas Fase Cair

Persamaan yang digunakan :

$$\log_{10} \mu_{\text{liq}} = A + B/T + C.T + D.T^2$$

Dengan hubungan :

myua , myub , myuc , myud , myue : konstanta empiris

t : suhu operasi [K]

μ : viskositas fase fase cair [cP]

Komponen	A	B	C	D
H2	-7,0154	40,791	2,37E-01	-0,004083
N2	-15,6104	465,05	1,63E-01	-0,000634
C3H6	-5,1758	429,82	1,86E-02	-3,17E-05
C3H8	-3,1759	297,12	9,55E-03	-1,88E-05

Densitas Fase Cair

$$\text{density} = A B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dengan hubungan :

ρl : rapat massa fase cair [g/ml]

A, B , n , TC : konstanta konstanta

t : suhu operasi [K]

Komp	A	B	C	D
H2	0,03125	0,3473	0,2756	33,16
N2	0,31205	0,28479	0,2925	126,1

C3H6	0,23314	0,27517	0,30246	364,76
C3H8	0,22151	0,27744	0,287	369,82

Panas Laten Penguapan

$$HVAP = A \left(1 - \frac{T}{T_c} \right)^n$$

Dengan Hubungan :

A, Tc , n = Konstanta

hvap = Panas Laten Penguapan (Kjoule/mol)

Tc = Suhu Kritis (K)

T = Suhu Operasi

Komp	A	Tc	n
H2	0,659	33,18	0,38
N2	9,43	126,1	0,533
C3H6	26,098	364,76	0,358
C3H8	26,89	369,82	0,365

Vapor Pressure

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Dengan hubungan :

Puap : tekanan uap [mmHg]

A , B , C, D, E : konstanta

t : suhu operasi [K]

Persamaan dan data konstanta diperoleh dari YAWS

Komp	A	B	C	D	E
H2	3,4132	-41,316	1,0947	-6,6896E-10	0,00014589
N2	23,8572	-476,68	-8,6689	0,020128	-2,4139E-11
C3H6	24,539	-1507,2	-6,48	-4,284E-11	5,4982E-06
C3H8	21,4469	-1462,7	-5,261	3,282E-11	3,7349E-06

Langkah Perhitungan

1. Menentukan suhu keluar fluida panas
2. Beban panas
3. Media pendingin
4. Beda suhu rerata
- 5 Koefisien perpindahan kalor
6. Alat penukar kalor standar

7. Penurunan tekanan

Menentukan tekanan condensable

$$P_t = 12 \text{ atm}$$

Komponen	BM	kmol/jam	Y _i	P _i =Y _i .P _t
H ₂	2,02	642,23	0,4709	5,6507
N ₂	28,01	5,16	0,0038	0,0454
C ₃ H ₆	42,08	645,12	0,4730	5,6761
C ₃ H ₈	44,10	71,36	0,0523	0,6279
Total		1.363,86	1,0000	12,0000

$$P_{\text{cond}} = P_{\text{C}_3\text{H}_8} + P_{\text{C}_3\text{H}_6}$$

$$P_{\text{cond}} = 6,304 \text{ atm} = 4.791,01 \text{ mmHg}$$

Agar bahan yang kondensabel dapat terembunkan semua,

suhu keluar kondensor = suhu didih campuran bahan kondensabel

1. Menentukan Suhu Keluar Fluida Panas

a. Bubble Point

suhu uap dihitung dengan cara trial suhu sampai diperoleh $\sum K_i \cdot z_i = 1$

dengan hubungan :

$$K_i : \text{Konstanta kesetimbangan} = P_{\text{uap},i} / P_{\text{cond}}$$

$$P_{\text{uap},i} : \text{Tekanan uap masing masing komponen (atm)}$$

$$T_{\text{bubble}} = 300,89 \text{ K} = 27,888 \text{ C}$$

Komponen	kmol/jam	z _i	P _{uap}	K _i (P ₀ /P _{cd})	y _i = z _i .K _i
C ₃ H ₆	645,116	0,9004	12,2102	1,0175	0,9162
C ₃ H ₈	71,358	0,0996	10,0938	0,8412	0,0838
Total	716,474	1,0000	25,1627	2,8586	1,0000

b. Dew Point

Suhu embun dihitung dengan cara trial sampai diperoleh $\sum K_i / z_i = 1$

Dengan hubungan :

$$K_i : \text{Konstanta kesetimbangan} = P_{\text{uap},i} / P_{\text{cond}}$$

$$P_{\text{uap},i} : \text{Tekanan uap masing masing komponen (atm)}$$

$$T_{\text{dew}} = 301,01293 \text{ K} = 28,0129 \text{ C}$$

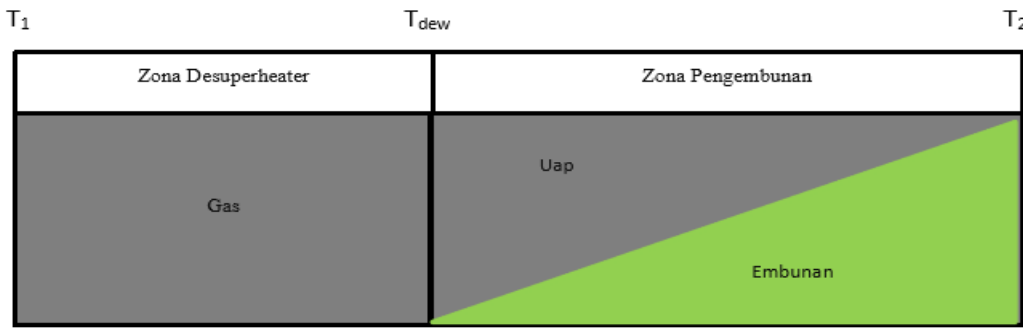
Komponen	kmol/jam	z _i	P _{uap}	K _i (P ₀ /P _{cd})	y _i = z _i /K _i
C ₃ H ₆	645,116	0,9004	12,2475	1,0206	0,8822
C ₃ H ₈	71,358	0,0996	10,1252	0,8438	0,1180
Total	716,474	23,3727	25,2373	2,8646	1,0002

Selanjutnya kondensor parsial dapat dibagi menjadi 2 zona :

1. Zona desuperheater dari suhu masuk hingga suhu embun

2. Zona kondensasi dari suhu embun sampai suhu keluar

Berikut merupakan pembagian subzone dalam kondensor parsial :



Gambar 1. Pembagian Zona dalam Kondensor Parsial

Tinjauan pada zona kondensasi Pada zona kondensasi dalam perhitungan ini dibagi menjadi 2 Subzone .

semakin banyak subzone akan meningkatkan ketelitian perhitungan

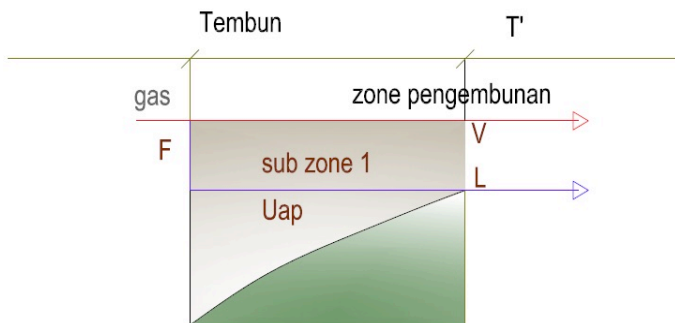
$$T_{dew} = 301,01 \text{ K} = 28,013 \text{ C}$$

$$T_2 = 300,89 \text{ K} = 27,888 \text{ C}$$

$$\text{Jumlah Subzone} = 2$$

$$\text{delta } T_{sub} = 0,06 \text{ K}$$

Zona



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]

x_i : fraksi mol komponen pada fase cair

y_i : fraksi mol pada fase uap

z_i : fraksi mol komponen pada umpan

Neraca massa bahan kondensabel

Kecepatan massa masuk - kecepatan massa keluar = akumulasi

$$F - L - V = 0 \quad \dots\dots\dots (1)$$

Neraca massa komponen

$$F z_f - L x_i - V y_i = 0 \quad \dots\dots\dots(2)$$

Kesetimbangan :

$$y_i = K_i x_i \quad \dots\dots\dots(3)$$

Definisikan $R = V / F$, maka $L/F = (1 - R)$

Persamaan (2) dibagi F dan substitusi $y_i = K_i x_i$, diperoleh

$$x_i = \frac{z_f}{R(K_i - 1) + 1}$$

Subone 1

$$T_{sub,i} = T_{dew} + i \times \Delta T_{sub}$$

$$T_{sub 1} = 300,95 \quad K = 27,95 \quad C$$

Pada suhu yang tertentu dan tekanan tertentu V/F dihitung

secara iterasi sampai diperoleh $\sum x_i = 1$

$$P = 6,304 \text{ atm}$$

$$\text{Ratio} = 1, E-03$$

Komponen	kmol/jam	Fraksi mol (zi)	Puap (atm)	Ki	xi
C3H6	645,116	0,9004	12,2288	1,9399	0,8995
C3H8	71,358	0,0996	10,1095	1,6037	0,0995
Total	716,474	23,3384			0,9991

$$R = V/F = 1,04E-03$$

$$\begin{aligned} \text{maka } V &= 1,04E-03 \times 716,474 \text{ kmol/jam} \\ &= 7,42E-01 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

kecepatan mol fase cair , $L = F - V$

$$\begin{aligned} \text{maka } L &= 716,474 - 7,42E-01 \text{ kmol/jam} \\ &= 715,732 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

komposisi cair , terdiri dari :

Komp	BM	Kmol/jam	Kg/jam	fraksi mol
H2	2,016	0	0	0,0000
N2	28,010	0	0	0,0000
C3H6	42,080	643,821	27.091,99	0,9004
C3H8	44,096	71,240	3.141,40	0,0996
total		715,0610	30.233,38	1,0000

Komposisi fase gas dihitung dari $V_i = F_i - L_i$

F_i :kecepatan mol masing komponen pada umpan[kmol /jam]

L_i :kecepatan mol masing komponen pada fase cair [kmol /jam]

V_i :kecepatan mol masing komponen pada fase gas [kmol /jam]

hasil perhitungan disajikan dalam bentuk tabel berikut :

komposisi gas terdiri dari :

Komp	BM	Kmol/jam	Kg/jam	fraksi mol
H2	2,016	0	1.294,73	0,0000
N2	28,010	0	144,50	0,0000
C3H6	42,080	28,010	54,4779	0,3996
C3H8	44,096	42,080	5,2221	0,6004
total		70,09	1.498,93	1,0000

Subzone 2

$P_{cond} = 6,304 \text{ atm}$

$T_{sub\ 2} = 300,83 \text{ K} = 27,825784 \text{ C}$

Ratio = 3,E-04

Komponen	kmol/jam	Fraksi mol (zi)	Puap (atm)	Ki	xi
C3H6	645,116	0,9004	12,1916	1,9340	0,9002
C3H8	71,358	0,0996	10,0782	1,5987	0,0996
Total	716,474	1,0000			0,9998

$R = V/F = 2,85E-04$

maka $V = 2,85E-04 \times 716,474 \text{ kmol/jam}$
 $= 2,04E-01 \text{ kmol/jam}$

kecepatan mol fase cair, $L = F - V$

maka $L = 716,474 - 2,04E-01 \text{ kmol/jam}$
 $= 716,270 \text{ kmol/jam}$

komposisi cair, terdiri dari :

Komp	BM	Kmol/jam	Kg/jam	fraksi mol
H2	2,016	0	0	0,0000
N2	28,010	0	0	0,0000
C3H6	42,080	644,76	27.131,49	0,9004
C3H8	44,096	71,34	3.145,72	0,0996
total		716,10	30.277,21	1,0000

Komposisi fase gas dihitung dari $V_i = F_i - L_i$

F_i :kecepatan mol masing komponen pada umpan[kmol /jam]

L_i :kecepatan mol masing komponen pada fase cair [kmol /jam]

V_i :kecepatan mol masing komponen pada fase gas [kmol /jam]

hasil perhitungan disajikan dalam bentuk tabel berikut :

komposisi gas terdiri dari :

Komp	BM	Kmol/jam	Kg/jam	fraksi mol
H2	2,016	642,2256	1.294,73	0,9915
N2	28,010	5,1589	144,50	0,0080
C3H6	42,080	0,3559	14,98	0,0005
C3H8	44,096	0,0204	0,90	0,0000
total		647,7608	1455,104487	1,0000

Pengembunan yang terjadi

dihitung dari persamaan

zone Pengembunan = cairan keluar zona 1 - cairan keluar zone 2

Komp	BM	Kmol/jam	Kg/jam	fraksi mol
H2	2,016	0,000	0,000	0,000
N2	28,010	0,000	0,000	0,000
C3H6	42,080	0,9387	39,4999	0,9054
C3H8	44,096	0,0981	4,3242	0,0946
total		1,0367	43,8241	1,0000

2. Beban Panas

Dihitung dengan persamaan:

$$Q_t = Q_{ds} + Q_{subzone1} + Q_{subzone2}$$

Dengan hubung:

Q_{ds} : Beban panas pada zone desuperheater [kJ /jam]

$Q_{subzone1}$: Beban panad pada subzone ke 1 [kJ /jam]

$Q_{subzone2}$: Beban panad pada subzone ke 2 [kJ /jam]

Beban panas untuk desuperheater

dihitung dengan persamaan

$$Q_{ds} = \sum v_i c_{pg_i} (T_1 - T_{dew})$$

Dengan hubungan

c_{pg_i} : kapasitas panas masing masing komponen fase gas [kJ/kmol K]

T : Suhu fluida panas masuk [K]

T_{dew} : Suhu embun [K]

Q_{ds} : Beban panas pada desuperheater [kJ/jam]

V_i : kecepatan mol masing masing komponen pada fase gas [kmol/ jam]

suhu masuk $T_1 = 343,15 \text{ K} = 70 \text{ C}$

suhu keluar zone , $T_{dew} = 301,01293 \text{ K} = 27,863 \text{ C}$

Komp	BM	V_i (Kmol/jam)	C_{pg} (kJ/kmol)	$Q_{ds, i}$
H2	2,016	642,23	121,64	78.121
N2	28,010	5,16	122,65	633
C3H6	42,080	645,12	287,85	185.694
C3H8	44,096	71,36	332,60	23.734
total		1.363,86	864,74	288.182

$$Q_{ds} = 288.182,06 \text{ KJ/jam}$$

Beban Panas Kondensasi :

Pada zona ini, terdapat perbedaan antara suhu embun dan suhu didih. Perhitungan lebih teliti dapat diperoleh dengan cara membagi zona pengembunan menjadi beberapa subzona seperti yang di bahas oleh Kern, D. Q. " Process Heat Transfer " Mc Graw Hill, New York (1950) halaman 323 -337.

Adapun tentang kondensor desuperheater dapat dilihat pada hal 283 -289. Pada zona pengembunan ini diasumsikan pengembunan terjadi diawal zona kemudian dilanjutkan dengan penurunan suhu embunan.

Dihitung dengan persamaan :

$$Q_{cond} = Q_{hv} + Q_{sl}$$

Keterangan ;

Q_{cond} = Beban panas total pada zona pengembunan (kJ / Jam)

Q_{hv} = Beban panas untuk pengembunan (kJ / Jam)

Q_{sl} = Beban panas menurunkan suhu embunan (kJ/Jam)

Beban panas untuk pengembunan dihitung deengan persamaan :

$$Q_{hv} = \sum V_i \cdot \lambda_i$$

Keterangan :

Q_{hv} = Beban panas untuk pengembunan (kJ/ Jam)

V_i = Kec. mol masing masing komponen fasa cair (kmol/jam)

λ_i = Panas laten pengembunan (kJ / Kmol)

Beban panas laten dievaluasi pada suhu embun :

$$T_{dew} = 301,013 \quad K = 28,01 \quad C$$

Komp	BM	V_i (Kmol/jam)	λ_i	$Q_{ds, i}$
C3H6	42,080	644,7597	32,37	20.871,67
C3H8	44,096	71,3380	33,42	2.384,02
total		716,0977	65,79	23.255,69

$$Q_{hv} = 23.255,69 \quad kJ/jam$$

Beban panas untuk menurunkan suhu embunan dihitung dengan

Persamaan :

$$Q_{sl} = \sum L_i \cdot C_{pl,I} (T_{dew} - T_2)$$

Keterangan ;

$C_{pl,I}$ = Kapasitas panas masing masing komponen fasa cair

T_{dew} = Suhu fluida panas keluar subzone 1 (K)

T_2 = Suhu keluar zone pengembunan (K)

Q_{sl} = Beban panas untuk menurunkan (kJ/jam)

V_i = kec. mol masing masing komponen fase cair (kmol/jam)

Beban panas untuk penurunan suhu embun dievaluasi

pada suhu embun dan suhu keluar kondensasi :

$$T_{dew} = 301,0 \quad K = 28,0 \quad C$$

$$T_2 = 300,9 \quad K = 27,9 \quad C$$

Komp	BM	Li (Kmol/jam)	C _{pl,i}	Q _{sl, i}
C3H6	42,080	644,76	14,53	9.367,93
C3H8	44,096	71,34	14,82	1.057,15
total		716,10		10.425,07

$$Q_{sl} = 10.425,07 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{cond} = Q_{hv} + Q_{sl}$$

$$Q_{cond} = 33.680,77 \text{ kJ/jam}$$

Beban panas total

$$Q_t = 321.862,82 \text{ kJ/jam} = 305.068,02 \text{ BTU/jam} = 89,41 \text{ kJ/s}$$

3. Media Pendingin

Shell : sebagai media pendingin digunakan chilled water

$$\text{suhu masuk, } t_1 = 280,15 \text{ K} = 7,00 \text{ C}$$

$$\text{suhu keluar, } t_2 = 283,15 \text{ K} = 10,00 \text{ C}$$

$$\text{suhu rerata, } T_{av} = 281,65 \text{ K} = 8,50 \text{ C}$$

$$C_p = 275,977 \text{ kJ/kg K} = 65,903 \text{ BTU/lbm F}$$

$$\mu = 6, \text{E}+02 \text{ mPa.sec} = 2, \text{E}+03 \text{ kg/m jam}$$

$$= 1, \text{E}+03 \text{ lb/ft jam}$$

$$\rho_l = 958,5275 \text{ kg/m}^3 = 60195,526 \text{ lb/ft}^3$$

$$k = 1.996,3320 \text{ W/mK} = 5,5 \text{E}-04 \text{ kJ/jam m K}$$

$$\text{massa dowtherm} = 1.166,27 \text{ kg/jm} = 0,32 \text{ kg/s}$$

4. Menghitung ΔT LMTD

untuk aliran berlawanan arah (counter flow) dimana :

$$T_1: \text{ suhu fluida panas masuk shell} = 343,00 \text{ K} = 70,00 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_2: \text{ suhu fluida panas keluar shell} = 300,89 \text{ K} = 27,89 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_1: \text{ suhu fluida dingin masuk} = 280,00 \text{ K} = 7,00 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_2: \text{ suhu fluida dingin keluar} = 283,00 \text{ K} = 10,00 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = 37,07 \text{ K}$$

(Δt) LMTD koreksi

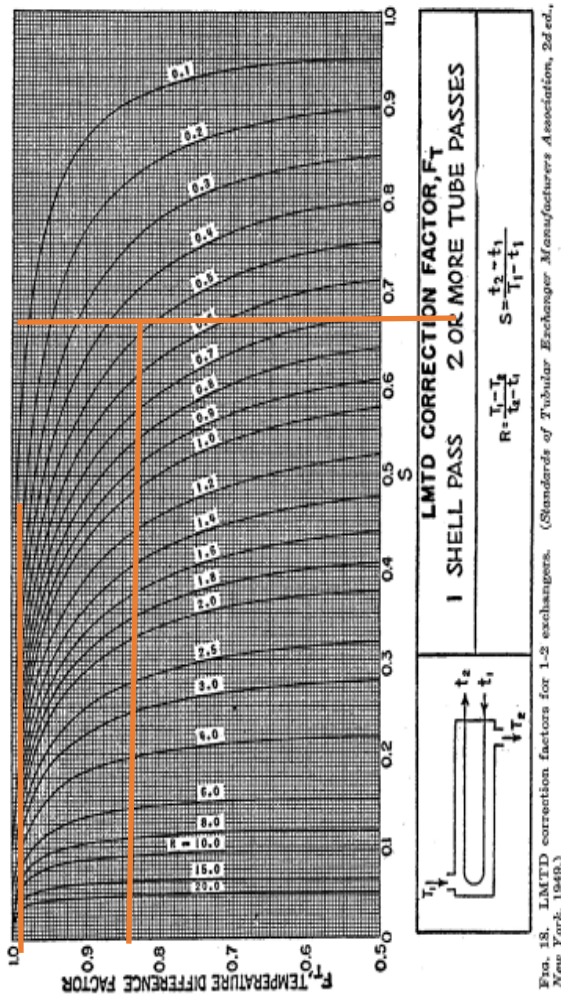
$$R = 14,04$$

$$S = 0,05$$

$$F_t = 0,9$$

(Δt)lmtd koreksi di dapat =

33,36 K



5. Koefisien Perpindahan Kalor

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.

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

hot fluid = hydrocarbon
 cold fluid = Chilled water
 nilai Ud = 30 - 75 btu/jam ft² F
 dicoba Ud = 30 btu/jam ft² F
 0,17034 kJ/m².s.K

6. Alat Penukar Kalor Standar

a. Luas perpindahan kalor yang diperlukan

Keterangan :

A : Luas perpindahan kalor yang dipeerlukan (m²)

Qt : Beban panas total (kJ/s)

UD : Koefisien perpindahan kalor gabungan (kJ/m².s.K)

ΔT : beda suhu rata - rata (K)

Dihitung dengan persamaan :

$$A = \frac{Q_t}{UD \times \Delta T LMTD} = \frac{152,419 \text{ ft}^2}{14,16} = 10,76 \text{ m}^2$$

dikarenakan nilai A lebih besar dari 100 ft²

maka digunakan shell and tube heat exchanger (kern,1995 page127)

b. Ukuran Tabung

Dipilih ukuran tabung dengan spesifikasi sebagai berikut :

Bahan Konstruksi = *Carbon Steel-SA334* Grade C

BWG = 18

Odt = 1 in

= 0,025 m

Idt = 0,902 in

= 0,023 m

at' = 0,262 ft²/ft

0,080 m²/m

Sumber : Kern D.Q, 1983, "*Process Heat Transfer*", case institute of Technology London, Hal 843, Tabel 10

APPENDIX OF CALCULATION DATA

843

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	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
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		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
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		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	0.616	0.2314	0.639
18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545

TABLE 9. TUBE-SHEET LAYOUTS (TUBE COUNTS).—(Continued)
Triangular Pitch

¾ in. OD tubes on 1½ in. triangular pitch						¾ in. OD tubes on 1-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13¼	127	114	96	90	86	13¼	109	106	86	82	74
15¼	170	160	140	136	128	15¼	151	138	122	118	110
17¼	239	224	194	188	178	17¼	203	196	178	172	166
19¼	301	282	252	244	234	19¼	262	250	226	216	210
21¼	361	342	314	306	290	21¼	316	302	278	272	260
23¼	442	420	386	378	364	23¼	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	1104	1072	37	1074	1044	1012	986	870
39	1377	1330	1258	1248	1212	39	1206	1176	1128	1100	1078
1 in. OD tubes on 1¼ in. triangular pitch						1¼ in. OD tubes on 1½ in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	21	16	16	14		10	20	18	14		
10	32	22	22	20		12	32	30	26	22	20
12	55	52	48	46	44	13¼	38	36	32	28	26
13¼	68	66	58	54	50	15¼	54	51	45	42	38
15¼	91	86	80	74	72	17¼	69	66	62	58	54
17¼	131	118	106	104	94	19¼	95	91	86	78	69
19¼	163	152	140	136	128	21¼	117	112	105	101	95
21¼	199	188	170	164	160	23¼	140	136	130	123	117
23¼	241	232	212	212	202	25	170	164	155	150	140
25	294	282	256	252	242	27	202	196	185	179	170
27	349	334	302	296	286	29	235	228	217	212	202
29	397	376	338	334	316	31	275	270	255	245	235
31	472	454	430	424	400	33	315	305	297	288	275
33	538	522	486	470	454	35	357	348	335	327	315
35	608	592	562	546	532	37	407	390	380	374	357
37	674	664	632	614	598	39	449	436	425	419	407
39	766	736	700	688	672						

panjang tabung :

panjang tabung standart 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

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

dipilih : panjang tabung , L = 12 ft
3,66 m

c. Jumlah Tabung yang diperlukan

Jumlah tabung yang dibutuhkan dihitung dari persamaan berikut :

$$nt = \frac{A}{at' \times L} = 48,52$$

dipilih jumlah tabung standar = 55

d. Ukuran Selongsong

dipilih ukuran selongsong dengan spesifikasi sebagai berikut :

bahan kontruksi = Carbon Steel-SA334 Grade C

susunan	=	1 in pada 1¼ in triangular pitch
pitch	=	1,25 in
	=	0,03 m
Ids	=	12 in 0,3048 m
pass (n)	=	1
De	=	0,712 in
	=	0,02 m 0,06 ft

Kern D.Q.,1983 "*Process Heat Transfer*". Case Institute of Technology, London Fig 28
luas perpindahan kalor koreksi :

$$A \text{ koreksi} = nt \times at \times L = \begin{matrix} 16,06 \text{ m}^2 \\ 172,80 \text{ ft}^2 \end{matrix}$$

e. Koefisien Perpindahan Kalor Koreksi

$$UD = \frac{Qt}{Akoreksi \times \Delta T_{LMTD \text{ koreksi}}} = 26,46 \text{ BTU/jam.ft}^2.F$$

masih dalam sekitar Ud 30-75 btu/jam ft² F 0,15 kJ/jam m² K

6. Route Fluida

Media pendingin dialirkan pada shell , dan fluida panas pada tube

7. Koefisien Perpindahan Kalor dalam Tube, Selongsong & Gabungan

a. Koefisien Perpindahan Kalor dalam Tube

Luas aliran tube (fluida panas) :

$$at' = \frac{\pi ID^2}{4} = 0,0004 \text{ m}^2$$

$$at = \frac{nt \times at'}{n_{pass}} = 0,0227 \text{ m}^2$$

Fluks Massa Fluida Panas :

$$G_t = \frac{mt}{at} = 64.206,84 \text{ Kg/m}^2 \text{ jam}$$

Bilangan Reynold :

$$Re_t = \frac{Gt \times Idt}{\mu t} = 4,39 \text{ laminar karena } Re < 2100$$

Bilangan Prandl :

$$Pr, t = \frac{c_p t \times \mu t}{Kt} = 518.443,65$$

Koefisien Perpindahan Kalor di Tube :

$$h_{i \text{ tube}} = 0.021 \frac{kth}{Idt} Re_t^{0.8} \times Pr_t^{1/3} = 178.277,51 \text{ kJ/jam m}^2 \text{ K}$$

Sumber : Walas,S.M.,1988,"*Chemical Process Design* ", *Mc Graw Hill International Book Company, Singapore, Hal 645*

$$h_{io \text{ tube}} = h_i \frac{IDt}{ODt} = 160.806,32 \text{ kJ/jam m}^2 \text{ K}$$

Keterangan :

h_{io} : koefisien perpindahan panas pada tube (kJ /jam. m². K)

Idt : Diameter dalam *tube* (m)

ODt : Diameter luar *tube* (m)

t_{av} : suhu rata - rata pendingin (K)

Zona Desuperheater :

$$T_{AV} = \frac{T_1 + T_{dew}}{2} = 322,08 \text{ K} = 49,08 \text{ C}$$

Menghitung Konduktivitas Thermal Fase Gas

Komp	BM	Yi	kthg	Yi . Kthg
H2	2,016	0,4709	0,1807	0,0851
N2	28,010	0,0038	0,0264	0,0001
C3H6	42,080	0,4730	0,0198	0,0094
C3H8	44,096	0,0523	0,0209	0,0011
		1,0000		0,0957

$$K_{thg_{AV}} = 0,0957 \text{ J/s.m.K} = 0,3444 \text{ kJ/jam.m.K}$$

Menghitung Viskositas :

Komponen	Yi	μ gas	Yi . μ gas
H2	0,4709	92,6367	43,6216
N2	0,0038	185,3455	0,7011
C3H6	0,4730	93,0527	44,0146
C3H8	0,0523	88,7900	4,6456
total	1,0000		92,9829

$$\mu_{\text{gas}} = 92,9829 \text{ cP} = 334,7384 \text{ kg/m jam}$$

$$0,0930 \text{ kg/m.s}$$

Menghitung Kapasitas Panas Campuran

Komponen	Yi	Cpg	Yi . Cpg
H2	0,4709	8.877,5	4.180,32
N2	0,0038	9.367,73	35,43
C3H6	0,4730	15.471,0	7.317,89
C3H8	0,0523	16.728,31	875,24
total	1,0000		12.408,89

$$C_p = 12.408,89 \text{ kJ/kmol K}$$

$$B_m \text{ camp} = 23,27 \text{ kg/kmol}$$

$$C_{pav} = 533,34 \text{ kJ/kg K}$$

Zona Pengembunan :

$$T_{AV} = \frac{T_{dew} + T_2}{2} = 300,95 \text{ K} = 27,95 \text{ C}$$

Menghitung Konduktivitas Thermal Fluida

Komponen	Yi	kthl	Yi . Kthl
H2	0,4709	6,8123	3,2078
N2	0,0038	0,0864	0,0003
C3H6	0,4730	0,3013	0,1425
C3H8	0,0523	0,2808	0,0147
total	1,0000		3,3654

$$k_{thl} = 3,3654 \text{ J/s.m}^2.\text{K} = 12,1153 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

Menghitung Viskositas

Komponen	Yi	μ cair	Yi . μ cair
H2	0,4709	0,0000	0,0000
N2	0,0038	0,0000	0,0000
C3H6	0,4730	0,0968	0,0458
C3H8	0,0523	0,0962	0,0050
total	1,0000		0,0508

$$\mu \text{ cair} = 0,0508 \text{ cP} = 0,1829 \text{ kg/ m.jam}$$

Menghitung Kapasitas Panas

Komponen	Yi	Cpl	Yi . Cpl
H2	0,471	25.470,4283	11.993,7372
N2	0,004	304,3808	1,1514
C3H6	0,473	119,9107	56,7187
C3H8	0,052	122,0101	6,3837
total	1,000		11.929,4835

$$\begin{aligned} C_{pl} &= -11929,48 \text{ kJ/Kmol. K} \\ \text{BM campuran} &= 23,27 \text{ kg/kmol} \\ C_{p \text{ avg}} &= -512,73 \text{ kJ/kg. K} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold :

$$Re, embun = \frac{G_t \times D_e}{\mu_{cair}} = 6346,97 \quad (\text{turbulen})$$

Bilangan Prandl :

$$P_{rembun} = \frac{C_{pl} \times \mu_{cair}}{k_{thl}} = 7,740$$

Koefisien perpindahan kalor di *shell* zona pengembunan : perhitungan $\left(\frac{\mu}{\mu_{av}}\right) \sim 1$

$$h_{o \text{ embun}} = 0.36 \times \frac{k_{thl}}{D_e} \times Re^{0.55} \times Pr^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_{av}}\right)^{0.14} = 58.900,34 \text{ kJ/jam m}^2 \text{ K}$$

Sumber : Kern D.Q.1983, "Process Heat Transfer ", Case Institute of Technology, London , Hal 99

b. Koefisien Perpindahan Kalor dalam Shell

jarak antar baffle berkisar 0,2 - 1 dari diameter shell, diambil 0,2

$$B = \frac{ID_s}{5} = 0,06 \text{ m}$$

Sumber : Coulson, J.M., and Richardson, J.F.,1983,"An Intriduction to Chemical Engineering ", Allyn and Bacon Inc, Massachussts, Hal 646 clearance dihitung dengan persamaan berikut :

$$C' = \text{Pitch} - \text{Odt} = 0,006 \text{ m}$$

Luas aliran shell dihitung dengan persamaan berikut :

$$a_s = \frac{ID_s \times B \times C'}{\text{Pitch}} = 0,004 \text{ m}$$

Sumber : Coulson, J.M., and Richardson, J.F.,1983 "An Introduction to Chemical Engineering " Allyn and Bacon Inc, Massachussts, Hal 652

Fluks Massa chilled water:

$$G_s = \frac{M \text{ pendingin}}{a_s} = 313.839,67 \text{ kg/m}^2 \text{ jam}$$

Bilangan Reynold :

$$Re, s = \frac{G_s \times D_e}{\mu_s} = 106 \quad (\text{laminer})$$

Bilangan Prandl :

$$Pr, s = \frac{Cp_{pendingin} \times \mu_{pendingin}}{kt_{pendingin}} = 1, E+06$$

Koefisien perpindahan kalor *shell* Pada perhitungan $\left(\frac{\mu}{\mu_{gas}}\right) \sim 1$

$$ho_{shell} = 0.36 \times \frac{kt_{dowtherm}}{De} \times Re^{0.55} \times Pr^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_{gas}}\right)^{0.14} = 14,5777 \text{ kJ/jam.m}^2.K$$

Sumber : Kern D.Q, 1983 , "*Process Heat Transfer*", case Institute of Technology, London , Hal 179

Koefisien perpindahan kalor keseluruhan bersih di *shell* zona desuperheater :

$$Uc_{shell, ds} = \frac{hio \times ho}{hio + ho} = 14,576 \text{ kJ/jam m}^2 K$$

Faktor Pengotor

$$RD_{terhitung} = \frac{1}{Ud} - \frac{1}{Uc} = 6,587 \text{ kJ/jam.m}^2.K$$

Faktor Pengotoran Minimum

$$Rd_{min} = \begin{matrix} 0,0030 & \text{Btu/ hr ft}^2 \text{ F} \\ 0,5290 & \text{kJ/jam m}^2 \text{ K} \end{matrix}$$

Rd terhitung > Rd minimum, alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat Sumber : Kern D.Q, 1983. " Process Heat Transfer ", Case Institute of Technology, London, Hal 840

Jumlah Baffle

$$(N + 1) = L / B$$

$$(N + 1) = 60$$

Faktor *frikksi* dihitung dengan persamaan berikut :

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Res^{0.42}} = 0,07$$

Sumber : Kern D.Q,1983,"*Process Heat Tranfer* ", Case Institute of Technology London, Hal 53

Pressure Drop

Pressure drop shell (chilled water) dihitung dengan persamaan berikut :

$$\Delta P_s = \frac{f(N+1)G_s^2 \times Id_s}{2 \times \rho_f \times De} = \frac{1,66 \text{ Pa}}{2, \text{E-}05 \text{ atm}}$$

$\Delta P_s < \Delta P_{s, \max}$, penurunan P di *Shell* memenuhi syarat. ($\Delta P_{s, \max} = 0.3401 \text{ atm}$)

Sumber : Kern D.Q, 1983 ,"*Process Heat Transfer* " , Case Institute of Technology London, Hal 273, Keterangan :

De = Diameter Ekivalen (m)

f = Faktor Friksi

G_s = Flux Massa (kg/m².s)

Id_s = Diameter Selongsong (m)

(N+1) = Jumlah baffle

ΔP_s = penurunan tekanan (Pa)

ρ_f = Rapat massa embunan (Kg/m³)

Faktor Friksi

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{Re^{0.32}} = 0,030 \quad \text{Kern, D.Q., halaman 53}$$

***Pressure drop tube* dihitung dengan persamaan berikut :**

$$\Delta P_t = \frac{4 f G_t^2 L n_p}{2 \rho_{mix} Id_t} = \frac{8.640,08 \text{ Pa}}{0,0853 \text{ atm}}$$

$\Delta P_t < \Delta P_{t, \max}$, penurunan P di *tube* memenuhi syarat.

($\Delta P_{t, \max} = 0.6803 \text{ atm}$)

Sumber : Kern D.Q, 1983 ,"*Process Heat Transfer* " , Case Institute of Technology London, Hal 273, Keterangan :

f = Faktor friksi

G_t = Flux Massa pada tube (kg/m².s)

Id_t = Diameter dalam tabung

L = Panjang tabung (m)

n_p = Jumlah pass

ΔP_t = penurunan tekanan (Pa)

ρ = rapat massa (kg /m³)

Neraca Massa CPD- 01

Komponen Cair Keluar Kondensor

Komponen	BM	xi	kmol/jam	kg/jam	xi
H2	2,016	0	0	0	0
N2	28,010	0	0	0	0
C3H6	42,080	644,76	644,76	27.131,5	0,8961
C3H8	44,096	71,34	71,34	3.145,72	0,1039
Total		1432,20	716,10	30.277,2	1,0000

Komposisi gas keluar kondensor

Komponen	BM	V	V (kg/jam)	yi	xi
H2	2,016	642,2256	1.294,73	0,3054	0,8898
N2	28,010	5,1589	144,5018	0,0025	0,0993
C3H6	42,080	0,3559	14,9780	0,0002	0,0103
C3H8	44,096	0,0204	0,8979	0,0000	0,0006
Total		2.102,87	1.455,10	1,3080	1,0000

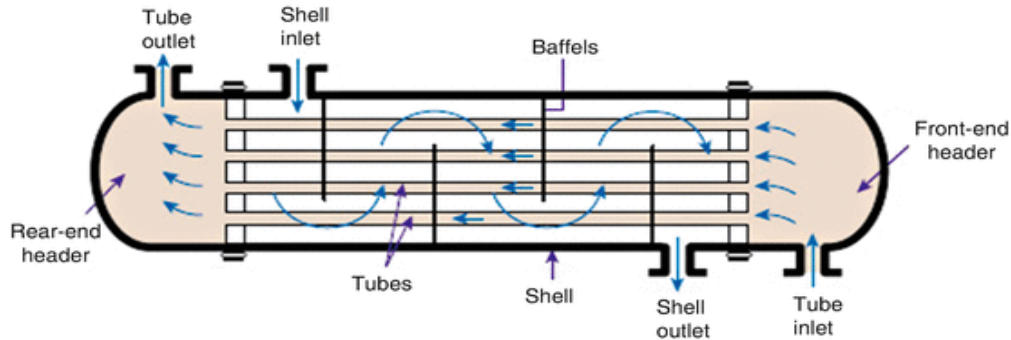
Neraca massa kondensor parsial (CDP-01)

Komponen	BM	Masuk CDP		Keluar Fasa Gas		Keluar Fasa Cair	
		Kg/jam	Zf	Kg/jam	yi	Kg/jam	xi
H2	2,016	1.294,73	0,0408	1.294,73	0,8898	0	0,0000
N2	28,01	144,50	0,0046	144,50	0,0993	0	0,0000
C3H6	42,08	27.146,46	0,8555	14,98	0,0103	27.131,5	0,8961
C3H8	44,1	3.146,62	0,0992	0,90	0,0006	3.145,72	0,1039
Total		31.732,31	1,0000	1.455,10	1,0000	30.277,2	1,00
			31.732,31				31.732,31

Kesimpulan Kondensor Partial-01 (CDP-01)

Tugas : Mengembunkan sebagian besar hasil reaktor

Jenis alat : Shell and Tube



1. Kondisi Operasi :

Tekanan	=	12,00	atm	
Tin CDP	=	343,15	K	= 70,15 °C
Tout CDP	=	300,89	K	= 27,89 °C
T dew	=	301,01	K	= 28,01 °C

2. Ukuran Alat :

Idt	=	0,902	in	=	0,2749	m
Odt	=	1,000	in	=	0,3048	m
Ids	=	12,000	in	=	3,6574	m
n pipa	=	55,000				
pass	=	1,000				
L	=	12,000	ft	=	3,6574	m
susunan pipa	=	1 in pada 1¼ in triangular pitch				
A standar	=	14,160 m ²				
beban panas	=	321.862,82 kJ/jam				

3. Media Pendingin :

Jenis	=	Chilled Water			
Tin pendingin	=	280,15	K	=	7,00 °C
Tout pendingin	=	283,15	K	=	10,00 °C

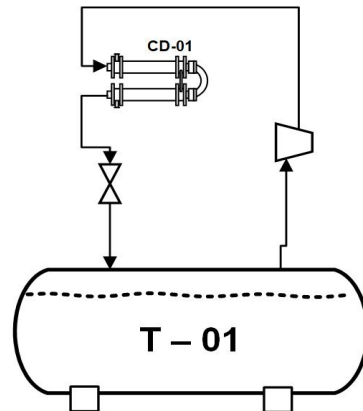
4. Koefisien Perpindahan Panas :

ho shell zona desuperheater	=	14,5777	kJ/m ² .s.K
hio pada tube	=	160.806,32	kJ/m ² .s.K
Uc shell zona desuperheater	=	14,5764	kJ/m ² .s.K
Ud	=	26,4598	btu/jam ft ² F
Rd terhitung	=	6,5875	kJ/m ² .s.K

Rd minimum	=	0,5290	kJ/m ² .s.K
pressure drop shell	=	0,0000	atm
pressure drop tube	=	0,0853	atm
P ke MD	=	11,9147	atm

KONDENSOR (CD-01)

- Tugas : Mengembunkan total uap yang keluar kompresor K-01 dengan media pendingin air
- Jenis Alat : Alat penukar kalor Double pipe
- Sketsa :



Data:

Uap dari puncak menara MD-01

Suhu masuk, T1 : 49,32 C = 322,32 K

Suhu keluar, T2 : 46,49 C = 319,49 K

Tekanan : 17,00 atm = 12920,0 mmHg

Komposisi keluar K-01

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam	fraksi massa
N2	0,083	5,592	28,010	156,627	0,054
C3H8	0,917	62,029	44,096	2735,221	0,946
Total	1,000	67,621		2891,848	1,000

Data:

Tekanan uap murni

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Tabel 5. Data Tekanan Uap Murni

Komponen	A	B	C	D	E
N2	23,8572	-476,68	-8,6689	0,020128	-2,4139E-11
C3H8	21,4469	-1462,7	-5,261	3,282E-11	3,7349E-06

Kapasitas Panas Fase Gas

Diperoleh dari persamaan:

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

(kJ/kmolK)

Data konstanta A, B, C, D, E

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Lampiran

Tabel 6. Data Kapasitas Panas

Komponen	A	B	C	D	E
N2	2,93E+01	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
C3H8	2,83E+01	1,16E-01	1,96E-04	-2,33E-07	6,87E-11

Viskositas fase gas

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook",1999

$$\mu_{gas} = A+BT+CT^2$$

dengan hubungan :

μ_{gas} : viskositas gas [kg/m.s]

A, B, C : konstanta

T : suhu operasi [K]

Data konstanta A, B, C

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook",1999

Tabel 7. Data Viskositas Gas

Komponen	A	B	C
N2	4,26E+01	4,75E-01	-9,88E-05
C3H8	-5,46E+00	3,27E-01	-1,07E-04

Konduktivitas thermal fase gas

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

k_{gas} : konduktivitas thermal fase gas [J/s.m.K]

T : suhu operasi [K]

Data konstanta A, B, C Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook",1999

Tabel 8. Data Konduktivitas Thermal fase gas

Komponen	A	B	C
N2	0,00309	8,E-05	-1,E-08
C3H8	-0,00869	7,E-05	7,E-05

Enthalpy of Fusion

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook",1999

Tabel 9. Data Enthalpy of Fusion

Komponen	Hfus (kJ/mol)
N2	0,72
C3H8	3,524

Menentukan Suhu Dew Point

Menentukan T_{dew}		Tdew (K) 319,49		nv = 1	
		P (mmHg) 12920		17,00 atm	
NO	Name	mole frac	Pv (mmHg)	K	OBJ
1	N2	0,0827	12162660,0	941,3823	0,0826
2	C3H8	0,9173	11857,0	0,9177	-0,0822
Total		1,0000			0,000

$$T_{dew} = 319,49 \text{ K} = 46,49 \text{ } ^\circ\text{C}$$

1. Beban Panas

Dihitung dengan persamaan:

$$Q_t = Q_s + Q_l$$

dengan hubungan :

Q_t : Beban panas total [kJ /jam]

Q_s : Beban panas untuk menurunkan suhu [kJ /jam]

Q_l : Beban panas laten untuk pengembunan [kJ/jam]

a. Beban panas untuk menurunkan suhu

$$Q_s = \sum v_{mass_i} \times c_{pv_i} \times (T_2 - T_1)$$

Keterangan:

c_{pv_i} : Kapasitas panas masing-masing komponen [kJ /kmol K]

v_{mass_i} : Kecepatan masing² komponen uap masuk kondensor [kmol /jam]

T_1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

T_2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

$$\text{untuk } T_1 = 322,32 \text{ K}$$

$$T_2 = 319,49 \text{ K}$$

suhu fluida dingin rerata : $T_{av} = (T_1 + T_2) / 2$

$$T_{av} = \frac{322,32 + 319,49}{2} = 320,91 \text{ K}$$

Tabel 12. Beban panas untuk menurunkan suhu

Komponen	kmol/jam	cpv dT	$v_{mass} \times c_{pv} \times dT$
N2	5,5918	8,2308E+01	460,25
C3H8	62,0288	2,2263E+02	13.809,41
Total	67,6206	304,9375	14.269,66

$$Q_s = 14269,7 \text{ kJ /jam}$$

b. Beban panas untuk pengembunan

$$Q_v = \sum v_i \times h_{f_i}$$

Keterangan:

h_{vap_i} : Panas laten pengembunan masing-masing komponen [kJ/mol]

v_i : kecepatan masing-masing komponen dalam fase uap [kmol/jam]

Tabel 13. Beban Panas untuk Pengembunan

Komponen	v (kmol/jam)	h _{fp} (kJ/kmol)	$v \times h_{fp}$
N2	5,592	72,00	402,6
C3H8	62,029	352,40	21.858,9
Total	67,621	34.253.704	22.261,6

$$Q_v = 22261,5504 \text{ kJ/jam}$$

c. Beban panas total

$$Q_t = Q_s + Q_v$$

$$= 14.269,66 \text{ kJ/jam} + 22.261,55 \text{ kJ/jam}$$

$$= 36.531,21 \text{ kJ/jam} = 34.624,77 \text{ BTU/jam}$$

Lampiran

2. Media pendingin

Sebagai media pendingin dipakai pendingin air

Data pendingin :

- Suhu masuk, T1 = 30,00 °C = 303,15 K
 - Suhu keluar, T2 = 36,00 °C = 309,15 K
 - Suhu rata-rata (Tav) = 33,00 °C = 306,15 K
 - Rapat massa (ρ) = 0,90 kg/m³
 - Viskositas (μ) = 308,66 Cp = 0,09 kg/m.jam
 - Kapasitas panas (Cp) = 551,58 kJ/kg K
 - Kond. Termal (K) = 3.946,39 W/mK = 0,0110 Kj/ jam m K
- Kecepatan massa pendingin yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$Q = m \times Cp \times dT$$

Dengan hubungan :

Cp : kapasitas panas pendingin [kJ/kg.K]

m : kecepatan massa pendingin [kg /jam]

Qtotal : Beban panas total [kJ /jam]

Sehingga,

$$m = \frac{36.531,21 \text{ kJ/jam}}{551,5830 \text{ kJ/kg}} = 66,2 \text{ kg/jam}$$

3. Beda suhu rerata

a. Log Mean Temperature Difference

Tabel 14. Log Mean Temperature Difference (LMTD)

Fluida	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)	delT
Panas	319,49	322,32	16,34
Dingin	303,15	309,15	13,17

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

$$LMTD = \frac{16,34 - 13,17}{\ln \frac{16,34}{13,17}} = 14,70 \text{ K}$$

4. Koefisien perpindahan kalor

Dipilih dari tabel 8 Kern.D.Q. "Process Heat Transfer". Hal 840.

Hot fluid	Cold fluid	Overall <i>U_D</i>
Water	Water	250-500\$
Methanol	Water	250-500\$
Ammonia	Water	250-500\$
Aqueous solutions	Water	250-500\$
Light organics*	Water	75-150
Medium organics†	Water	50-125
Heavy organics‡	Water	5-75
Gases	Water	2-50¶
Water	Brine	100-200
Light organics	Brine	40-100

Nilai Ud berkisar antara 75 BTU/Jam.ft2.F sampai 150 BTU/Jam.ft2.F

$$\begin{aligned} \text{Dicoba : } U_d &= 75 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F} \\ &= 1.533,13 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

5. Alat penukar kalor standart

a. Luas perpindahan kalor yang diperlukan

Dihitung dengan persamaan :

$$A = \frac{Q_t}{U_d \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m²]

Q_t : Beban panas total [kJ /s]

U_d : Koefisien perpindahan kalor gabungan [kJ /m² sK]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{36.531 \text{ kJ/jam} \times [\text{jam} / 3600\text{s}]}{1.533 \text{ kJ/m}^2\text{sK} \times 15 \text{ K}} = 1,621 \text{ m}^2$$

Luas perpindahan kalor < 10 m², maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah penukar kalor double pipe.

Kecepatan umpan dan pendingin

Kecepatan umpan masuk : 2.891,85 kg/jam

Kecepatan pendingin : 66,23 kg/jam

6. Pemilihan Pipa

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

TABLE 6.2. FLOW AREAS AND EQUIVALENT DIAMETERS IN DOUBLE PIPE EXCHANGERS

Exchanger, IPS	Flow area, in. ²		Annulus, in.	
	Annulus	Pipe	d _e	d' _e
2 × 1¼	1.19	1.50	0.915	0.40
2½ × 1¼	2.63	1.50	2.02	0.81
3 × 2	2.93	3.35	1.57	0.69
4 × 3	3.14	7.38	1.14	0.53

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

Dipilih ukuran tabung

Inner Pipe

Diameter luar (OD)	=	3,5	in	=	0,0889 m
Diameter dalam (ID)	=	3,068	in	=	0,0779 m
Flow area per pipe	=	7,38	in ²	=	0,0048 m
Luas Outside (Ao)	=	0,917	ft ² /ft	=	0,2795 m ² /m

Annulus

Diameter luar (OD)	=	4,5	in	=	0,1143 m
Diameter dalam (ID)	=	4,026	in	=	0,1023 m
Flow area per pipe	=	3,14	in ²	=	0,0020 m
Luas Outside (Ao)	=	1,178	ft ² /ft	=	0,3591 m ² /m

Panjang pipa total (L)

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total (L)} &= \frac{A}{\text{Ao inner pipe}} \\ &= \frac{1,6210}{0,2795} \\ &= 5,800 \text{ m} \\ &= 19,028 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung banyaknya hairpin

$$lt = 12 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 &= 3,6576 \text{ m} \\
 N_h &= \frac{L}{2 \text{ lt}} \\
 &= \frac{5,80}{2 \cdot 3,6576} \\
 &= 0,7928 \\
 &= 2 \\
 L_{\text{koreksi}} &= 2 \times L_t \times N_h
 \end{aligned}$$

d Koefisien Perpindahan Kalor Standar

$$\begin{aligned}
 U_d &= \frac{Q_t}{2 \times L_t \times A_o \times N_h \times \Delta T} \\
 &= \frac{36531,213}{2 \times 3,7 \times 0,28 \times 2 \times 14,7} \\
 &= 1580,1619 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \\
 &= 77,3006 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F} \\
 & \text{(} U_d \text{ terkoreksi masih di dalam 75-150 BTU/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F)}
 \end{aligned}$$

6 Route Fluida

Luas aliran pada pipa lebih besar daripada luas aliran pada annulus sehingga fluida panas masuk ke dalam pipa sedangkan fluida dingin masuk dalam annulus

7. Koefisien perpindahan kalor dalam annulus, pipe, dan gabungan

a. Annulus (Fluida Dingin)

i Menghitung Luas Aliran

Dihitung dengan persamaan

$$\begin{aligned}
 a_a &= \frac{\pi \times (D_2^2 - D_1^2)}{4} \\
 a_a &= \text{Luas aliran [m}^2\text{]} \\
 D_1 &= \text{Diameter luar inner pipe [m]} \\
 D_2 &= \text{Diameter dalam annulus [m]} \\
 a_a &= \frac{3,1416 \times (0,0105^2 - 0,0079^2)}{4} \\
 &= 0,002 \text{ m}^2 \\
 &= 0,0216 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

ii Diameter Ekuivalen

Dihitung dengan persamaan

$$\begin{aligned}
 D_e &= \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1} \\
 &= \frac{0,0105^2 - 0,008^2}{0,0889} \\
 &= 0,0287 \text{ m} \\
 &= 0,0943 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

iii Menghitung Fluks Massa

$$\begin{aligned}
 Ga &= \frac{\text{Kecepatan Massa Fluida Dingin}}{aa} \\
 &= \frac{66,23 \text{ kg/jam}}{0,0020 \text{ m}^2} \\
 &= 33.017,64 \text{ kg/jam.m}^2 \\
 &= 9,1716 \text{ kg/s.m}^2 \\
 &= 6.762,54 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

v Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{Gs \times De}{\mu_{uav}} \\
 &= \frac{33.017,64 \text{ kg/jam.m}^2 \times 0,0287 \text{ m}}{0,0857 \frac{\text{kg}}{\text{jam.m}}} \\
 &= 11.063,43
 \end{aligned}$$

e. Bilangan Prandl

$$\begin{aligned}
 Pr &= \frac{C_p \times \mu_{uav}}{k_{thav}} \\
 &= \frac{551,5830 \text{ kJ/kg.K} \times 0,09 \text{ kg/m.jam}}{0,0110 \text{ kJ/jam.m.K}} \\
 &= 4,3141
 \end{aligned}$$

f. Mencari h_o

$$\begin{aligned}
 h_o &= 0,36 \times \frac{k_{thav}}{De} \times Re^{0,8} \times Pr^{1/3} \\
 h_o &= 0,3600 \frac{0,0110 \text{ kJ/jam.m.K}}{0,0287 \text{ m}} \times 6762,5^{0,8} \times 4,31E+00^{1/3} \\
 h_o &= 2.591,80 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}
 \end{aligned}$$

● pipe (Fluida Panas)

a. Luas aliran

$$\begin{aligned}
 a_p &= \frac{\pi \times D^2}{4} \\
 &= \frac{3,1416 \times 0,006 \text{ m}^2}{4} \\
 &= 0,0048 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

b. Fluks massa

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

$$Gt = \frac{2.891,85 \text{ kg/jam}}{0,0048 \text{ m}^2} = 606.327,65 \text{ kg/jam.m}^2$$

$$= 168,42 \text{ kg/s.m}^2$$

c. Sifat fisis fase gas

$$T1 = 322,32 \text{ K}$$

$$T2 = 319,49 \text{ K}$$

$$T_{\text{av}} = 320,91 \text{ K}$$

$$P = 17,00 \text{ atm} = 1722,525 \text{ kPa}$$

Tabel 15. Konduktivitas termal

Komponen	BM	kmol/jam	yi	kth	yi.kth.BM ^{1/3}	yi.BM ^{1/3}
N2	28,01	5,59	0,0827	0,0263	0,0066	0,2511
C3H8	44,10	62,029	0,9173	6,8515	22,2040	3,2408
Total	72,11	67,62	1	6,878	22,211	3,492

$$k_{\text{thav}} = 6,36061 \text{ J/s.m.K}$$

$$= 22,8982 \text{ kJ/jam.m.K}$$

Tabel 16. Densitas

Komponen	BM	kmol/jam	yi
N2	28,01	5,59	0,0827
C3H8	44,10	62,029	0,9173
Total	72,11	67,62	1,000

$$BM_{\text{mix}} = 47,33 \text{ kg/kmol}$$

$$R = 8,314 \text{ kPa.m}^3/\text{kmol.K}$$

$$\rho_v = \frac{BM_{\text{mix}} \times P}{R \times T} = 30,5569 \text{ kg/m}^3$$

Tabel 17. Viskositas

Komponen	BM	kmol/jam	yi	miu	miu.yi.BM ^{0,5}	yi.BM ^{0,5}
N2	28,01	5,59	0,0827	1,85E+02	8,09E+01	0,4377
C3H8	44,10	62,029	0,9173	8,85E+01	5,39E+02	6,0914
Total	72,11	67,62	1,0000	2,73E+02	6,20E+02	6,53E+00

$$\mu_{\text{uav}} = \frac{6,20E+02}{6,5290} = 9,495E+01 \text{ cp} = 9,495E-02 \text{ kg/m.s}$$

$$= 3,418E+02 \text{ kg/m.jam}$$

Tabel 18. Kapasitas panas

Komponen	BM	kmol/jam	yi	cp	cp.yi
N2	28,01	5,59	0,0827	29,10	2,41E+00

C3H8	44,10	62,029	0,9173	78,72	7,22E+01
Total	4,E+06	67,62	1,00	1,078E+02	7,462E+01

$$\begin{aligned}
 C_p &= 74,6181 \text{ kJ/kmol.K} \\
 k_{\text{th campuran}} &= 22,898 \text{ kJ/jam.m.K} \\
 \rho \text{ campuran} &= 30,557 \text{ kg/m}^3 \\
 c_p \text{ campuran} &= 74,618 \text{ kJ/kg.K} \\
 \mu \text{ campuran} &= 341,808 \text{ kg/m.jam}
 \end{aligned}$$

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned}
 v_{\text{lin}} &= \frac{G_t}{\rho l} \\
 &= \frac{606.327,65 \text{ kg/jam.m}^2}{30,56 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 19.842,55 \text{ m/jam} = 5,51 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

d. Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{Id G_t}{\mu} \\
 Re &= \frac{0,0779 \text{ m} \times 606.327,65 \text{ kg/jam.m}^2}{341,8076 \text{ kg/m.jam}} \\
 &= 1382,339 \text{ laminar}
 \end{aligned}$$

e. Koefisien perpindahan kalor

$$h_i = \frac{4.2 (1.35 + 0.02 \text{ tav}) v_{\text{lin}}^{0.8}}{Id^{0.2}}$$

Dengan hubungan: (Towler, dan Sinnott, 2008, halaman 827)

Id : diameter dalam [m]

hi : koefisien transfer panas dalam tabung [kJ/m².s.K]

tav : suhu rerata [K]

vlin : kecepatan linear [m/s]

$$\begin{aligned}
 h_i &= 4,2 \frac{\left[1,35 + 0,02 \times 306,15 \right] 19.843^{0.8}}{0,0779^{0.2}} \\
 h_i &= 143.379 \text{ kJ/m}^2.\text{s.K} \\
 &= 516.163.127 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \\
 h_{i0} &= \frac{h_i \times Id}{O_d} \\
 &= \frac{516.163.126,81 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \times 0,0779 \text{ m}}{0,0889 \text{ m}} \\
 &= 452.453.849,44 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}
 \end{aligned}$$

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$= \frac{452.453.849,4 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \times 2.591,8 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}}{452.453.849,4 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} + 2.591,8 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}}$$

$$= 2.591,8 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}$$

8 Faktor Pengotor

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

$$= \frac{1}{1533,1327 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}} - \frac{1}{2591,7813 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}}$$

$$= \frac{0,0003 \text{ m}^2.\text{jam.K/kJ}}{0,9591 \text{ m}^2.\text{s.K/kJ}} = \frac{0,0054 \text{ ft}^2.\text{jam.}^\circ\text{F/BTU}}{0,528 \text{ m}^2.\text{s.K/kJ}}$$

$$R_{d\text{min}} = 0,003 \text{ ft}^2\text{h}^\circ\text{F/BTU} = 0,528 \text{ m}^2.\text{s.K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum

R_d min

R_d terhitung > R_d minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat.

a. Faktor Friksi

Dihitung dengan persamaan:

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

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{6762,5^{0,42}}$$

$$f = 0,0100$$

b. Penurunan Tekanan

Dihitung dengan persamaan:

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_{ds}}{2 \rho_f D_e}$$

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

I_{ds} : diameter dalam *annulus* (m)

G_s : Flux massa [$\text{kg/m}^2.\text{s}$]

D_e : diameter ekuivalen [m]

N : jumlah pass tabung

ρ_f : densitas fluida (kg/m^3)

ΔP_s : Penurunan tekanan dalam annulus [$\text{kg/ms}^2 = \text{Pa}$]

$$\Delta P_s = \frac{0,0100 \left[\frac{1}{30,56} + 1 \right] 9,2^2 0,1023}{2 \cdot 0,0287}$$

$$\Delta P_s = 0,098 \text{ Pa} = 1, \text{E-}05 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 2 \text{ psi}$$

$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, maka alat ini layak untuk digunakan.

9. Penurunan tekanan

- pipe (Fluida panas)

- a. Faktor friksi

Dihitung dengan persamaan

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}}$$

$$f = 0,0088$$

- b. Penurunan tekanan

Dihitung dengan persamaan

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

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

Gt : Flux massa [$\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$]

Id : diameter dalam tabung [m]

np : jumlah pass tabung

ΔP_t : Penurunan tekanan [Pa]

$$\Delta P_t = \frac{4 \cdot 0,0088 \cdot 168,4243^2 \cdot 5,80 \cdot 2}{2 \cdot 30,5569 \cdot 0,0779}$$

$$\Delta P_t = 4.883,23 \text{ Pa} = 0,7084 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{t\text{max}} = 5 \text{ psi}$$

$\Delta P_t \leq \Delta P_t$ maksimum, alat penukar kalor yang dipilih dapat dipakai.

RINGKASAN KONDENSOR (CD-01)

Tugas : Mengembunkan total uap yang keluar kompresor K-01 dengan media pendingin air

Jenis Alat : *Alat penukar kalor Double pipe*

Kondisi operasi :

P1	=	17,000	atm	=	12.920,00	mmHg
P2	=	17,000	atm	=	12.920,00	mmHg
T1	=	49,32	C	=	322,32	K
T2	=	46,49	C	=	319,49	K

Ukuran Alat :

Od Annulus	=	0,1143	m	=	4,5000	in
Id Annulus	=	0,1023	m	=	4,0260	in
Od Innerpipe	=	0,0889	m	=	3,5000	in
Id Innerpipe	=	0,0779	m	=	3,0680	in
Jumlah <i>Hairpin</i>	=	2,0000	buah			
Panjang Pipa	=	3,6576	m	=	12,00	ft
Luas Perpindahan kalor standar	=	1,6210	m ²			
Beban Panas	=	36.531,2134	kJ/jam			
	=	0,0101	MW			

Media Pendingin :

Jenis	=	air				
Suhu Masuk	=	30,00	C	=	303,00	K
Suhu Keluar	=	36,00	C	=	309,00	K
Massa Media pendingin	=	66,23	kg/jam			

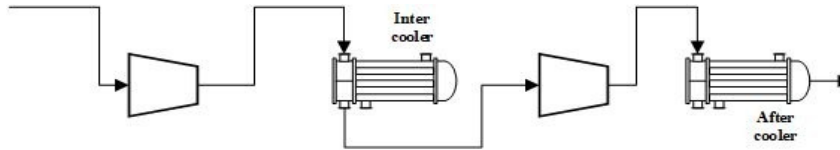
Koefisien Perpindahan Panas :

ho	=	2.591,80	kJ/jam.m ² .K			
hio	=	452.453.849,44	kJ/jam.m ² .K			
Uc	=	2.591,78	kJ/jam.m ² .K			
Ud	=	1.533,13	kJ/jam.m ² .K			
Rd terhitung	=	0,9591	m ² .s.K/kJ			
Rd minimum	=	0,5283	m ² .s.K/kJ			
<i>Pressure drop annulus</i>	=	0,0000	psi	=	0,0000	atm
<i>Pressure drop pipe</i>	=	0,7084	psi	=	0,0482	atm

Tugas : Mendinginkan komponen keluar K-02 dengan media pendingin air sebelum masuk ke CDP-01

Jenis alat : Alat penukar kalor selongsong dan tabung (*shell and tube*)

Sketsa :



Data :

Fluida panas

Tekanan, Pt = 18,000 atm
18,239 bar

Suhu masuk, t1 = 348,07 K = 74,92 °C

Suhu keluar, t2 = 333,15 K = 60,00 °C

Tabel 1. Komposisi fluida panas

Komponen	BM	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
H2	2,016	642,58	1.295,44	0,4709	0,0408
N2	28,01	5,16	144,58	0,0038	0,0046
C3H6	42,08	645,47	27.161,45	0,4730	0,8555
C3H8	44,096	71,40	3.148,36	0,0523	0,0992
Total		1.364,6	31.749,83	1,0000	1,0000

Kapasitas panas fase gas

Persamaan :

$$C_p = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3 + E \times T^4$$

dimana:

C_p = kapasitas panas (joule/mol.K)

T = Temperatur (K)

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Tabel 2. Kapasitas panas fase gas

Komponen	A	B	C	D	E
H2	25,399	0,020178	-3,9E-05	3,19E-08	-8,8E-12
N2	29,342	-0,00354	1,01E-05	-4,3E-09	2,59E-13
C3H6	31,298	0,072449	0,000195	-2,2E-07	6,3E-11
C3H8	28,277	0,116	0,000196	-2,3E-07	6,87E-11

Konduktivitas thermal fase gas

Persamaan diperoleh dari Yaws, Chemical properties hand book

$$N_{gas} = A + (B)T + (C)T^2$$

Dimana :

K_{gas} : Konduktivitas thermal fasa gas

$K_{thga}, k_{thgb}, k_{thgc}$: konstanta

Uampiran : suhu operasi

AC-01

Data konstanta kthga, kthgb, kthgc

Diperoleh dari Yaws, chemical properties hand book

Tabel 3. Data Konduktivitas thermal fase gas

Komponen	A	B	C
H2	0,03951	5,E-04	-6,4933E-08
N2	0,00309	8,E-05	-1,1014E-08
C3H6	-0,01116	8,E-05	6,5558E-08
C3H8	-0,00869	7,E-05	7,876E-08

Viskositas Fasa Gas

Persamaan diperoleh dari sifat gas cair (liquid and gas properties)

$$\text{KETERANGAN} = A + BT + CT^2$$

Tabel 4. Viskositas Fase Gas

Komponen	miuP		
	A	B	C
H ₂	27,758	0,212	-3,280E-05
N ₂	42,606	0,475	-9,880E-05
C ₃ H ₆	-7,230	0,342	-9,452E-05
C ₃ H ₈	-5,462	0,327	-1,067E-04

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pendingin
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan kalor
5. Alat penukar kalor standart
6. Route fluida
7. Koefisien perpindahan kalor hi, hio, ho, dan Uc
8. Faktor pengotoran
9. Pressure drop

1. Beban panas

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{pgi} [t_2 - t_1]$$

cp : Kapasitas panas fase gas [kJ/kg.K]

mi : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]

Qt : Beban panas total [kJ/jam]

t1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

$$\text{untuk } t_1 = 348,071 \text{ K} = 74,921 \text{ } ^\circ\text{C} = 166,8582 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 333,150 \text{ K} = 60,000 \text{ } ^\circ\text{C} = 140 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{deltaT} = \underline{\underline{-14,921 \text{ K}}}$$

Komponen	kmol/jam	cpdt	m.cpdt
H2	642,58	25,2438	16.221,17
N2	5,16	29,3509	151,50
C3H6	645,47	29,5634	19.082,34
C3H8	71,40	25,9126	1.850,10
Total	1.364,61	110,0707	37.305,11

$$Q_t = 37.305,11 \text{ kJ/jam}$$

2. Media pendingin

Sebagai media pendingin dipakai AIR

Sifat fisis pendingin :

Kapasitas panas, cp = 452,2446 kJ/kg K

viskositas, μ = 0,2882 (kg/m.s)

Rapat massa, ρ_l = 9,E-04 kg /m³

Suhu masuk, T1 = 303,00 K = 29,85 °C = 85,73 °F

Suhu keluar, T2 = 309,00 K = 35,85 °C = 96,53 °F

Suhu rata-rata = 306,00 K = 32,85 °C = 91,13 °F

ktav = 1,10E+03 kJ/m.s.K

Massa Dowtherm A yang diperlukan

$$\text{Massa} = \frac{Q_t}{C_p \times \Delta T}$$

$$\text{Massa} = \frac{37305,11 \text{ kJ/jam}}{452,245 \text{ kJ/kg}}$$

$$\text{Massa} = 82,4888 \text{ kg /jam} = 0,0229 \text{ kg/detik}$$

3. Beda suhu rerata

Fluida Panas	Fluida Dingin
--------------	---------------

348,071	Suhu atas	309,000	39,071	Δt_1
333,150	Suhu bawah	303,000	30,150	Δt_2

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

$$\begin{aligned} LMTD &= \frac{30,150 \text{ K} - 39,071 \text{ K}}{\ln\left(\frac{30,150 \text{ K}}{39,071 \text{ K}}\right)} \\ &= 34,418 \end{aligned}$$

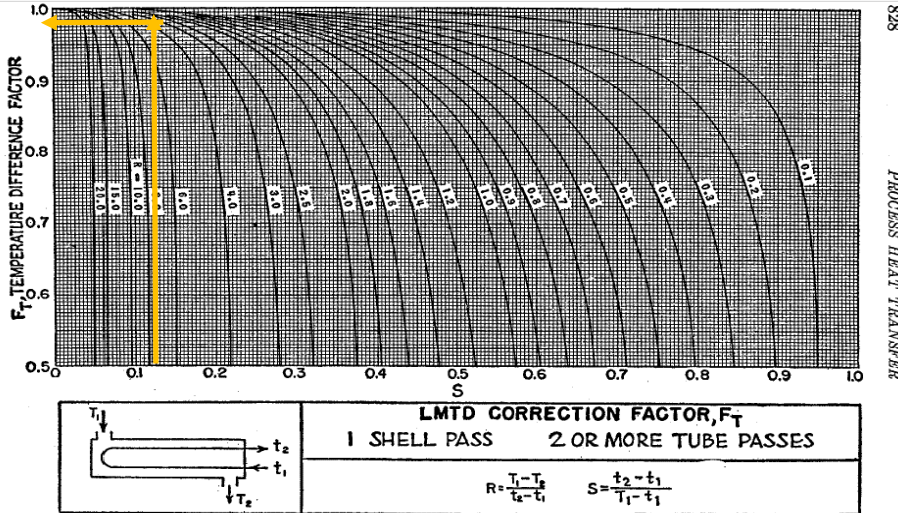
Dipastikan rerata

$$\Delta t \text{ LMTD} = 34,418$$

Mencari faktor koreksi Δt LMTD

$$R = 2,487$$

$$S = 0,1331$$



Dari Fig. 18 Kern didapat $f_t = 1$
 Maka, didapat $\Delta t \text{ LMTD} = 1 \times 34,42 = 33,73 \text{ K}$

4. Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan Towler, dan Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles, Practice and economics of Plant and Process Design ,McGraw Hill (2008), halaman 797

Nilai U_d bekisar antara 50- 150 BTU/ft².jam.F.

Dicoba : $U_d = 85 \text{ BTU/ft}^2.\text{jam.F}$
 $0,4826 \text{ kJ/m}^2 \text{ s K}$

Steam	Water	250-750
Steam	Light oils	50-150
Steam	Heavy oils	10-80
Steam	Organic solvents	100-200
Steam	Gases	5-50
Dowtherm	Gases	4-40
Dowtherm	Heavy oils	8-60
Flue gas	Aromatic HC and steam	5-15

5 .Alat penukar kalor standart

a .Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Qt}{U_d \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m²]

Qt : Beban panas [kJ/jam]

Ud : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m² s.K]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{37305,11 \text{ kJ/jam} \times [\text{Jam}/3600 \text{ s}]}{85,000 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K} \times 33,730 \text{ K}} = 13,0 \text{ m}^2 = 140 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan kalor > 100 ft², maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah shell and tube. (Kern, pp 103)

b. Ukuran tabung

Dipilih 3/4 " OD, 14 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh :

Diameter luar tabung, Od	=	0,750	in =	0,0191	m =	0,0625	ft
Diameter dalam tabung, Id	=	0,584	in =	0,0148	m =	0,0487	ft
Flow area per tube (at')	=	0,268	in ²				
Surface per lin ft (at'')	=	0,1963	ft ² / ft				

Panjang tabung :

Panjang tabung standart : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

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

Dipilih : Panjang tabung, L : 12 ft = 3,658 m

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a'' L}$$

$$nt = \frac{140,057 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 12 \text{ ft}} = 59$$

Luas diputar penukar kalor standart
 Dipilih dari tabel 9, Kern

3/4 in. OD tubes on 1-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	37	30	24	24	
10	61	52	40	36	
12	92	82	76	74	70
13 1/4	109	106	86	82	74
15 1/4	151	138	122	118	110
17 1/4	203	196	178	172	166
19 1/4	262	250	226	216	210
21 1/4	316	302	278	272	260
23 1/4	384	376	352	342	328
25	470	452	422	394	382
27	559	534	488	474	464
29	630	604	556	538	508
31	745	728	678	666	640
33	856	830	774	760	732
35	970	938	882	864	848
37	1074	1044	1012	986	870
39	1206	1176	1128	1100	1078

Dipilih :

Diameter selongsong, I_{ds} = 10,00 in = 0,254 m
 Jumlah tabung, n_t = 61
 Pass tabung, n_p = 2

(Fig 28, Kern, D.Q)

Susunan : 3/4" pada 1" *Triangular Pitch*

Pitch = 1,000 in = 0,0254 m

Luas perpindahan kalor koreksi

$A = n_t \times a'' \times L$

$A = 61 \times 0,196 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 12 \text{ ft} = 143,692 \text{ ft}^2$
 $= 13,34939 \text{ m}^2$

Jarak antar baffle

Jarak antar baffle berkisar antara $I_{Ds} / 5$ sampai I_{Ds}

$B = \frac{0,254 \text{ m}}{5} = 0,0508 \text{ m}$
 $= 2 \text{ in}$

e. Koefisien perpindahan kalor koreksi

$U_d = \frac{Q_t}{A \Delta t}$

$U_d = \frac{37305,1129 \text{ kJ/jam}}{13,3494 \text{ m}^2 \times 33,7298 \text{ K}} = 1781,280 \text{ kJ/ m}^2 \text{ jam K}$
 $0,4948 \text{ kJ/m}^2 \text{ s K}$
 $87,1393 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$

6. Route fluida

Fluida dingin (air) dialirkan dalam selongsong (*shell*), fluida panas dialirkan

7. Koefisien perpindahan kalor hi, hio, ho, dan Uc

a. Tube / tabung : Fluida Panas

- T1 = 348,07 K
- T2 = 333,15 K
- Tavg = 340,61 K
- P = 18,00 atm = 1823,85 kPa
- R = 8,314 kPa.m³/kmol.K

Konduktivitas thermal

Komponen	BM	kmol/jam	yi	kth	yi.kth.BM ^{1/3}	yi.BM ^{1/3}
H2	2,016	642,58	0,471	0,1884	0,1121	0,595
N2	28,01	5,16	0,004	0,0277	0,0003	0,011
C3H6	42,08	645,47	0,473	0,0220	0,0363	1,645
C3H8	44,096	71,40	0,052	0,0231	0,0043	0,185
Total	116,20	1364,611	1,000	0,0451	0,0405	2,436

kthav = 0,0166 J/s.m.K
 = 0,0000 kJ/s.m.K
 = 0,0599 kJ/m.jam.K

Densitas

$$\rho v = \frac{BM_{mix} \times P}{R \times T} = 74,8401 \text{ kg/m}^3$$

Viskositas

Komponen	BM	kmol/jam	yi	miu	miu.yi.BM ^{0,5}	yi.BM ^{0,5}
H2	2,02	642,580	0,4709	96,1621	64,2936	0,6686
N2	28,01	5,162	0,0038	0,0695	0,0014	0,0200
C3H6	42,08	645,472	0,4730	0,0354	0,1085	3,0684
C3H8	44,10	71,398	0,0523	0,0337	0,0117	0,3474
Total	116,20	1364,611	1,0000	96,3006	64,4152	4,1044

miuavg = $\frac{64,4152}{4,1044} = 15,6941 \text{ cp}$
 = 0,0016 kg/m.s
 = 5,6499 kg/m.jam

Kapasitas panas

Komponen	BM	kmol/jam	yi	cp	cp.yi
H2	2,02	642,580	0,471	25,554	12,033
N2	28,01	5,162	0,004	29,333	0,111
C3H6	42,08	645,472	0,473	33,033	15,625
C3H8	44,10	71,398	0,052	30,641	1,603
Total	116,20	1364,611	1,000	118,561	29,372

1. Luas pipa (at)

$$at = \frac{Nt \times at'}{144 \times n}$$

Dimana :

Nt = Jumlah tube
 = 61
 at' = Flow area per tube
 = 0,268 in²
 n = Jumlah pass tube side
 = 2

Sehingga diperoleh :

at = 0,0568 ft²
 at = 0,0053 m²

2. Kecepatan massa umpan (Gt)

$$Gt = \frac{M}{at}$$

Dimana :

M = Mass rate
 = 31.749,83 kg/jam
 at = Luas pipa
 = 0,0053 m²

Sehingga diperoleh :

Gt = 6.020.594,1463 kg/m².jam
 Gt = 1.672,3873 kg/m².s

3. Kecepatan linier umpan (Vt)

$$Vt = \frac{Gt}{\rho}$$

Dimana :

Gt = Kecepatan massa umpan
 = 6020594,1463 kg/m².jam
 ρ = Densitas
 = 74,840 kg/m³

Sehingga diperoleh :

Vt = 80446,0666 kg/jam

4. Bilangan Reynold tube (Re)

$$Re = \frac{ID \text{ tube} \times Gt}{\mu}$$

Dimana :

Gt = 6.020.594,1463 kg/m².jam
 ID tube = 0,0191 m
 μ = 5,6499 kg/m.jam

Sehingga diperoleh :

Re = 20.299,92
 L/D = 629,92

Pada fig.24 Kern hal 834, diperoleh nilai jH = 35

Nilai hi dan hio

$$hi = jH \frac{k}{D} \left(\frac{Cp \mu}{k} \right)^{1/3}$$

Dimana :

jH = 35
 k = 0,0599 kJ/m.jam.K
 D = 0,0148 m
 Cp = 29,37 kJ/kmol.K
 μ = 5,6499 kg/m.jam

Lampiran = 1984,769235 kJ/m².jam.K

AC-01

Dimana :

$$h_{io} = h_i \frac{ID \text{ tube}}{OD \text{ tube}} \quad \begin{array}{l} h_i = 1984,769235 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \\ ID \text{ tube} = 0,0148 \text{ m} \\ OD \text{ tube} = 0,0191 \text{ m} \end{array}$$

$h_{io} = 1545,473645 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}$

b. Shell /Selongsong : Fluida dingin (air)

1. Clearence (C')

$C' = pt - OD \text{ tube}$ Dimana :

$$\begin{array}{l} pt = \text{pitch} = 1,000 \text{ in} \\ OD \text{ tube} = 3/4 \text{ in} \end{array}$$

Sehingga diperoleh :

$C' = 0,25 \text{ in}$

2. Jarak baffle (B)

$B = 50\% \times ID_s$

$$\begin{array}{l} ID_s = 10 \text{ in} \\ B = 50\% \times 10 \text{ in} \\ = 5 \text{ in} \end{array}$$

3. Luas penampang shell (as)

$as = \frac{ID_s \text{ (in)} \times C' \text{ (in)} \times B \text{ (in)}}{144 \text{ (in}^2\text{/ft}^2) \times pt \text{ (in)}}$

Dimana :

$$\begin{array}{l} ID_s = 10 \text{ in} \\ C' = 0,25 \text{ in} \\ B = 5 \text{ in} \\ pt = 1,000 \text{ in} \end{array}$$

Sehingga diperoleh :

$$\begin{array}{l} as = 0,0868 \text{ ft}^2 \\ = 0,0081 \text{ m}^2 \end{array}$$

4. Kecepatan umpan pada shell side (Gs')

$Gs' = \frac{\text{Laju massa (lb/hr)}}{as \text{ (ft}^2\text{)}}$ Dimana :

$$\begin{array}{l} \text{Laju massa} = 82,49 \text{ kg/jam} \\ = 181,8567 \text{ lb/jam} \\ as = 0,0081 \text{ m}^2 \end{array}$$

Sehingga diperoleh :

$$\begin{array}{l} Gs' = 10228,63 \text{ kg/jam.m}^2 \\ = 2,8413 \text{ kg/s.m}^2 \end{array}$$

5. Diameter ekivalen pada shell side

$De = \frac{4 \cdot (pt^2 - \pi \frac{OD_t^2}{4})}{\pi OD_t}$

Dimana :

$$\begin{array}{l} pt = 1,000 \text{ in} \\ OD_t = 3/4 \text{ in} \end{array}$$

Sehingga diperoleh :

$$\begin{array}{l} De = 0,9477 \text{ in} \\ = 0,0790 \text{ ft} \\ = 0,0241 \text{ m} \end{array}$$

6. Bilangan Reynold shell (Res)

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

$$\begin{aligned} De &= 0,0241 \text{ m} \\ Gs' &= 10.228,63 \text{ kg/jam.m}^2 \\ \mu &= 0,2882 \text{ (kg/m.s)} \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} Res &= 854,2233 \text{ (aliran laminar } < 2100) \\ \text{Pada fig.28 Kern hal 838, diperoleh nilai } jH &= 25 \end{aligned}$$

Nilai h_o

Dimana :

$$h_o = jH \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\begin{aligned} jH &= 30 \\ k &= 1,10E+03 \text{ kJ/m.s.K} \\ De &= 0,0241 \text{ m} \\ Cp &= 452,2446 \text{ kJ/kg K} \\ \mu &= 0,2882 \text{ (kg/m.s)} \end{aligned}$$

$$h_o = 671.847,54 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$$

Menentukan koefisien transfer panas keseluruhan (U_c)

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

Dimana :

$$\begin{aligned} h_o &= 671.847,544 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K} \\ h_{io} &= 1.545,4736 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K} \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} U_c &= 3.083,85 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K} \\ &= 0,8566 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K} \end{aligned}$$

8. Faktor pengotoran

Dihitung dengan persamaan :

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

R_d : Faktor pengotoran [$\text{m}^2 \text{ s.K/kJ}$]

U_c : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih [$\text{kJ/m}^2 \text{ s.K}$]

U_d : Koefisien perpindahan kalor gabungan design [$\text{kJ/m}^2 \text{ s.K}$]

$$R_d = \frac{1}{0,4948 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} - \frac{1}{0,8566 \text{ kJ/m}^2 \text{ s.K}} = 1,878 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum

$$R_{d\text{minimum}} = 0,003 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu} \times \left[\text{m}^2 \text{ s.K/kJ} / 0,005671 \text{ ft}^2 \text{ jam.F/Btu} \right]$$

$$R_{d\text{minimum}} = 0,529 \text{ m}^2 \text{ s.K/kJ}$$

Syarat kelayakan HE :

$$R_d > R_{d\text{ min}} \quad (\text{terpenuhi})$$

$$U_c > U_d$$

9. Penurunan tekanan

a. Selongsong : Fluida dingin (air)

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_{ds}}{2 \rho_f D_e} \quad \text{(Kern, D.Q., halaman 273)}$$

Dengan hubungan :

De : Diameter ekivalen [m]

f : Faktor friksi

Gs : Flux massa [$\text{kg/m}^2 \text{ s}$]

Ids : Diameter selongsong [m]

(N + 1) : Jumlah baffle

ΔP_s : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_f : Rapat massa embunan [kg/m^3]

Massa molekul gabungan

$$M_r = \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Kecepatan mol}}$$

$$M_r = \frac{82,49 \text{ kg/jam}}{0,4969 \text{ kmol/jam}}$$

$$M_r = 166,00 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho = R_g T_{av}$$

$$\rho = \frac{166,0000 \text{ kg /kmol}}{0,08314 \text{ m}^3 \text{ bar/kmol.K}} \times \frac{18,2385 \text{ bar}}{306,00 \text{ K}}$$

$$\rho = 119,0052 \text{ kg /m}^3$$

Jumlah baffle

$$(N + 1) = L/B = 72,000 \text{ m}$$

$$(N + 1) = 71,000 \text{ m}$$

Faktor friksi

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{\text{Re}^{0,42}} \quad \text{(Kern, D.Q., halaman 53)}$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(854,22)^{0,42}}$$

$$f = 0,0190$$

Penurunan Tekanan

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_d s}{2 \rho_f D_e}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0190 \times 72,000 \times (2,8413 \text{ kg/m}^2 \text{ s})^2 \times 0,2540 \text{ m}}{2 \times 119,0052 \text{ kg/m}^3 \times 0,0241 \text{ m}}$$

$$\Delta P_s = 0,3264 \text{ kg.m.ms}^{-2}/\text{m}^2$$

$$\Delta P_s = 0,3264 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 34.464,29 \text{ Pa}$$

$\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

b. Tabung : Fluida dingin

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4 f G_t^2 L n_p}{2 \rho_{air} I_d} \quad (\text{Kern, D.Q.})$$

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

G_t : Flux massa gas keluar cd-01 [$\text{kg/m}^2 \text{ s}$]

I_d : Diameter dalam tabung [m]

L : Panjang tabung [m]

n_p : Jumlah pass

ΔP_t : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_{steam} : Rapat massa [kg/m^3]

Faktor friksi

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}} \quad (\text{Kern, D.Q., halaman 53})$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(20.299,92)^{0.32}}$$

$$f = 0,0066$$

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho l d}$$

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0066 \times (1,672,4 \text{ kg/m}^2 \text{ s})^2 \times 3,66 \text{ m} \times 2}{2 \times 74,84013 \text{ kg/m}^3 \times 0,0148 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 0,2037 \text{ kg m ms}^{-2} / \text{m}^2$$

$$\Delta P_t = 0,2037 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_t = 0,00000 \text{ atm}$$

$$\Delta P_{T \text{ max}} = 68.928,57 \text{ Pa}$$

$\Delta P_t < \Delta P_{T \text{ max}}$, alat penukar panas yang dipilih memenuhi syarat dan dapat dipakai

RINGKASAN INTERCOOLER AC-01

Alat : Cooler
 Kode : AC-01
 Tugas : Mendinginkan komponen keluar K-02 dengan media pendingin air sebelum masuk ke CDP-01
 Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt) = 0,750 in
 Diameter dalam (Idt) = 0,584 in
 Jumlah tube = 61 buah
 Passes = 2
 Panjang tube = 12 ft
 Pitch (Pt) = 1,000 in
 Clearance (C') = 0,250 in
 Diameter dalam shell (ids) = 10 in
 Jarak baffle (B) = 2 in
 Jumlah baffle (N+1) = 71 buah
 Diameter ekuivalen (De) = 0,948 in
 Susunan tube = *triangular pitch*

2. Fluida dingin (AIR)

Suhu masuk = 303,000 K = 29,850 °C
 Suhu keluar = 309,000 K = 35,850 °C
 Massa fluida panas = 82,489 Kg/jam
 Pressure drop shell = 0,3264 Pa

3. Fluida panas

Suhu masuk = 348,071 K = 74,921 °C
 Suhu keluar = 333,150 K = 60,000 °C
 Massa fluida panas = 31749,83 Kg/jam
 Pressure drop tube = 0,00000 atm
 Tekanan masuk = 18,0000 atm
 Tekanan keluar = 18,0000 atm

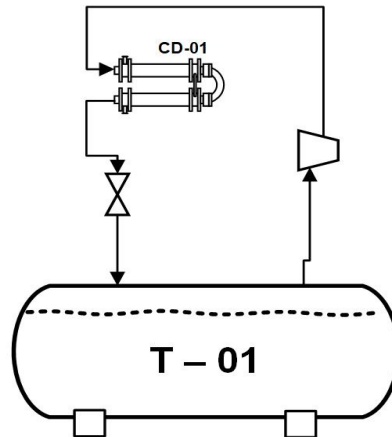
4. Koefisien perpindahan panas

Uc = 0,8566 Kj/s.m².K
 Ud = 0,4948 Kj/s.m².K
 Rd hitung = 1,8776 s.m².K/Kj

TANGKI PROPANE (T-01)

Tugas: Menyimpan propana 99,5% sebagai bahan baku

Jenis: Tangki silinder horizontal



Kondisi Operasi T = 15,00 °C
 P = 7,897 atm = 8 bar

1. Kondisi Umpan Tangki

Komponen	kg/jam	BM	kmol/jam	Fraksi mol	BM avg
N ₂	144,6	28,010	5,162	0,008	0,220
C ₃ H ₈	28.771,7	44,096	652,479	0,9922	43,750
Total	28.916,3		657,641	1,000	43,970

Nilai tekanan uap

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999) didapatkan data konstanta sebagai berikut :

Komponen	A	B	C	D	E
N ₂	2,39,E+01	-4,77,E+02	-8,67,E+00	2,01,E-02	-2,41,E-11
C ₃ H ₈	2,14,E+01	-1,46,E+03	-5,26,E+00	3,28,E-11	3,73,E-06

Suhu bubble Point

P = 6001,99 mmhg = 7,90 atm

T = -50,60 °C = 222,55 K

Komponen	massa	BM	mol	y _i	p _i	K _i =P _i /P	x _i =y _i *K _i
N ₂	144,6	28,010	5,2	0,008	921,1	116,641	9,E-01
C ₃ H ₈	28.771,7	44,096	652,5	0,992	0,7	0,085	0,085
Total	28.916,3		657,6	1,000			1,000

Suhu dew Point

$$P = 6001,99 \text{ mmhg} = 7,90 \text{ atm}$$

$$T = 17,91 \text{ }^{\circ}\text{C} = 291,06 \text{ K}$$

Komponen	massa	BM	mol	yi	pi	Ki=Pi/P	xi=yi/Ki
N2	144,6	28,010	5,2	0,008	6872,0	870,2	9,E-06
C ₃ H ₈	28.771,7	44,096	652,5	0,992	7,835	0,992	1,000
Total	28.916,3		657,6	1,000			1,000

Dari hasil perhitungan diatas dengan metode goal seek, diperoleh nilai titik embun komponen pada tekanan 7,90 atm sebesar 17,91 °C, dengan demikian dapat disimpulkan bahwa penyimpanan pada tangki dengan tekanan perancangan berada dibawah titik didih komponen, sehingga fasa fluida yang disimpan dalam keadaan cair & gas

2. Densitas

Untuk menghitung densitas, digunakan persamaan berikut :

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

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999) didapatkan data konstanta sebagai berikut :

Komponen	(g/cm ³)			
	A	B	n	Tc
N2	0,3121	0,2848	0,2925	126,1000
C ₃ H ₈	0,2215	0,2774	0,2870	369,8200

Sehingga :

$$T = 15 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 288 \text{ K}$$

Komponen	massa	kmol	xi	ρ (g/cm ³)
N2	144,58	5,162	0,008	1,847
C3H8	28.771,73	652,479	0,992	0,509
Total	28.916,31	657,641	1,000	2,356

Volume Tangki

$$\text{Waktu penyimpanan} = 14 \text{ hari}$$

$$\text{Massa masuk} = 28.916 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kapasitas tangki} = \text{Massa masuk} \times \text{waktu}$$

$$= 9.715.880 \text{ kg}$$

$$\text{Densitas cairan} = 2,3563 \text{ g/cm}^3$$

$$= 2,3563 \text{ kg/liter}$$

$$\text{Volume cairan} = \text{Kapasitas} / \text{Densitas}$$

$$= 4.123.358 \text{ liter}$$

Untuk faktor keamanan maka diambil overdesign sebesar 20%, maka

$$\text{Volume tangki} = 4.948.030 \text{ liter}$$

$$= 4.948 \text{ m}^3$$

$$= 174.738 \text{ ft}^3$$

$$= 31.317 \text{ bbl}$$

$$\text{Jumlah Tangki} = 2 \text{ buah}$$

$$\text{Volume Tangki} = 15.658 \text{ bbl}$$

Berdasarkan Appendix E item 1 "Process Equipment Design" (Brownell & Young, 1959) diambil volume standar tangki sebesar

$$\text{Volume tangki} = 17.000 \text{ bbl}$$

$$= 2.686 \text{ m}^3$$

Dengan

$$\text{Diameter} = 45,0 \text{ ft} = 540,0 \text{ in} = 13,716 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 60,0 \text{ ft} = 720,0 \text{ in} = 18,288 \text{ m}$$

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses Recommended by API Standard 12 C (Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																				
		4 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	590	675	760	845	930	1015	1100	1185	1270	1355	1440	1525	1610	1695	1780	1865	1950	2035	2120	2205	2290	2375	2460	2545	2630	2715	2800	2885	2970	3055	3140	3225	3310	3395	3480	3565	3650	3735	3820	3905	3990	4075	4160	4245	4330	4415	4500	4585	4670	4755	4840	4925	5010	5095	5180	5265	5350	5435	5520	5605	5690	5775	5860	5945	6030	6115	6200	6285	6370	6455	6540	6625	6710	6795	6880	6965	7050	7135	7220	7305	7390	7475	7560	7645	7730	7815	7900	7985	8070	8155	8240	8325	8410	8495	8580	8665	8750	8835	8920	9005	9090	9175	9260	9345	9430	9515	9600	9685	9770	9855	9940	10025	10110	10195	10280	10365	10450	10535	10620	10705	10790	10875	10960	11045	11130	11215	11300	11385	11470	11555	11640	11725	11810	11895	11980	12065	12150	12235	12320	12405	12490	12575	12660	12745	12830	12915	13000	13085	13170	13255	13340	13425	13510	13595	13680	13765	13850	13935	14020	14105	14190	14275	14360	14445	14530	14615	14700	14785	14870	14955	15040	15125	15210	15295	15380	15465	15550	15635	15720	15805	15890	15975	16060	16145	16230	16315	16400	16485	16570	16655	16740	16825	16910	16995	17080	17165	17250	17335	17420	17505	17590	17675	17760	17845	17930	18015	18100	18185	18270	18355	18440	18525	18610	18695	18780	18865	18950	19035	19120	19205	19290	19375	19460	19545	19630	19715	19800	19885	19970	20055	20140	20225	20310	20395	20480	20565	20650	20735	20820	20905	20990	21075	21160	21245	21330	21415	21500	21585	21670	21755	21840	21925	22010	22095	22180	22265	22350	22435	22520	22605	22690	22775	22860	22945	23030	23115	23200	23285	23370	23455	23540	23625	23710	23795	23880	23965	24050	24135	24220	24305	24390	24475	24560	24645	24730	24815	24900	24985	25070	25155	25240	25325	25410	25495	25580	25665	25750	25835	25920	26005	26090	26175	26260	26345	26430	26515	26600	26685	26770	26855	26940	27025	27110	27195	27280	27365	27450	27535	27620	27705	27790	27875	27960	28045	28130	28215	28300	28385	28470	28555	28640	28725	28810	28895	28980	29065	29150	29235	29320	29405	29490	29575	29660	29745	29830	29915	30000	30085	30170	30255	30340	30425	30510	30595	30680	30765	30850	30935	31020	31105	31190	31275	31360	31445	31530	31615	31700	31785	31870	31955	32040	32125	32210	32295	32380	32465	32550	32635	32720	32805	32890	32975	33060	33145	33230	33315	33400	33485	33570	33655	33740	33825	33910	33995	34080	34165	34250	34335	34420	34505	34590	34675	34760	34845	34930	35015	35100	35185	35270	35355	35440	35525	35610	35695	35780	35865	35950	36035	36120	36205	36290	36375	36460	36545	36630	36715	36800	36885	36970	37055	37140	37225	37310	37395	37480	37565	37650	37735	37820	37905	37990	38075	38160	38245	38330	38415	38500	38585	38670	38755	38840	38925	39010	39095	39180	39265	39350	39435	39520	39605	39690	39775	39860	39945	40030	40115	40200	40285	40370	40455	40540	40625	40710	40795	40880	40965	41050	41135	41220	41305	41390	41475	41560	41645	41730	41815	41900	41985	42070	42155	42240	42325	42410	42495	42580	42665	42750	42835	42920	43005	43090	43175	43260	43345	43430	43515	43600	43685	43770	43855	43940	44025	44110	44195	44280	44365	44450	44535	44620	44705	44790	44875	44960	45045	45130	45215	45300	45385	45470	45555	45640	45725	45810	45895	45980	46065	46150	46235	46320	46405	46490	46575	46660	46745	46830	46915	47000	47085	47170	47255	47340	47425	47510	47595	47680	47765	47850	47935	48020	48105	48190	48275	48360	48445	48530	48615	48700	48785	48870	48955	49040	49125	49210	49295	49380	49465	49550	49635	49720	49805	49890	49975	50060	50145	50230	50315	50400	50485	50570	50655	50740	50825	50910	50995	51080	51165	51250	51335	51420	51505	51590	51675	51760	51845	51930	52015	52100	52185	52270	52355	52440	52525	52610	52695	52780	52865	52950	53035	53120	53205	53290	53375	53460	53545	53630	53715	53800	53885	53970	54055	54140	54225	54310	54395	54480	54565	54650	54735	54820	54905	54990	55075	55160	55245	55330	55415	55500	55585	55670	55755	55840	55925	56010	56095	56180	56265	56350	56435	56520	56605	56690	56775	56860	56945	57030	57115	57200	57285	57370	57455	57540	57625	57710	57795	57880	57965	58050	58135	58220	58305	58390	58475	58560	58645	58730	58815	58900	58985	59070	59155	59240	59325	59410	59495	59580	59665	59750	59835	59920	60005	60090	60175	60260	60345	60430	60515	60600	60685	60770	60855	60940	61025	61110	61195	61280	61365	61450	61535	61620	61705	61790	61875	61960	62045	62130	62215	62300	62385	62470	62555	62640	62725	62810	62895	62980	63065	63150	63235	63320	63405	63490	63575	63660	63745	63830	63915	64000	64085	64170	64255	64340	64425	64510	64595	64680	64765	64850	64935	65020	65105	65190	65275	65360	65445	65530	65615	65700	65785	65870	65955	66040	66125	66210	66295	66380	66465	66550	66635	66720	66805	66890	66975	67060	67145	67230	67315	67400	67485	67570	67655	67740	67825	67910	67995	68080	68165	68250	68335	68420	68505	68590	68675	68760	68845	68930	69015	69100	69185	69270	69355	69440	69525	69610	69695	69780	69865	69950	70035	70120	70205	70290	70375	70460	70545	70630	70715	70800	70885	70970	71055	71140	71225	71310	71395	71480	71565	71650	71735	71820	71905	71990	72075	72160	72245	72330	72415	72500	72585	72670	72755	72840	72925	73010	73095	73180	73265	73350	73435	73520	73605	73690	73775	73860	73945	74030	74115	74200	74285	74370	74455	74540	74625	74710	74795	74880	74965	75050	75135	75220	75305	75390	75475	75560	75645	75730	75815	75900	75985	76070	76155	76240	76325	76410	76495	76580	76665	76750	76835	76920	77005	77090	77175	77260	77345	77430	77515	77600	77685	77770	77855	77940	78025	78110	78195	78280	78365	78450	78535	78620	78705	78790	78875	78960	79045	79130	79215	79300	79385	79470	79555	79640	79725	79810	79895	79980	80065	80150	80235	80320	80405	80490	80575	80660	80745	80830	80915	81000	81085	81170	81255	81340	81425	81510	81595	81680	81765	81850	81935	82020	82105	82190	82275	82360	82445	82530	82615	82700	82785	82870	82955	83040	83125	83210	83295	83380	83465	83550	83635	83720	83805	83890	83975	84060	84145	84230	84315	84400	84485	84570	84655	84740	84825	84910	84995	85080	85165	85250	85335	85420	85505	85590	85675	85760	85845	85930	86015	86100	86185	86270	86355	86440	86525	86610	86695	86780	86865	86950	87035	87120	87205	87290	87375	87460	87545	87630	87715	87800	87885	87970	88055	88140	88225	88310	88395	88480	88565	88650	88735	88820	88905

Menghitung tebal head

Digunakan untuk menyimpan bahan yang mudah menguap, maka dipilih

$$\begin{aligned} \text{bentuk head} &= \textit{Elliptical} \\ \text{Diameter tangki} &= 45,0 \text{ ft} \\ &= 13,716 \text{ m} \\ &= 540 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal head

$$th = \frac{p \cdot D}{2 \cdot f \cdot e - 0,2 P} + C$$

$$th = 1,666 \text{ in}$$

maka, tebal head standart 1,875 in

koreksi nilai OD

$$IDs = 540 \text{ in}$$

$$OD = IDs + 2 \cdot ts$$

$$= 544 \text{ in}$$

Menghitung Panjang Head

Dari *Brownell and Young* halaman 91, didapat:

$$icr = 50,625$$

$$r = 480,000$$

dari tabel 5.6 *Brownell and Young straight flange* 1,5 -4,5 in, dipilih:

$$sf = 4,5 \text{ in}$$

$$a = ID/3 = 120 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 69 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 429 \text{ in}$$

$$AC = 424 \text{ in}$$

$$b = r - ac = 56,3 \text{ in}$$

Tinggi beda total

$$OA = th + sf + b$$

$$= 62,64 \text{ in}$$

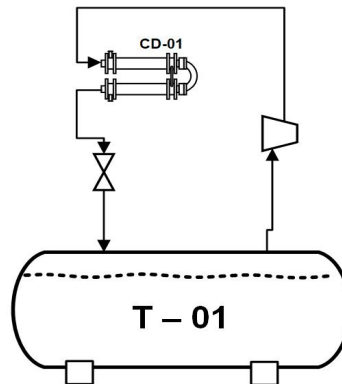
$$= 1,5911 \text{ m}$$

$$\text{Schingga panjang total} = 18,288 \text{ m} + 3,182 \text{ m}$$

$$= 21,470 \text{ m}$$

TANGKI PROPANE (T-01)

Tugas = Menyimpan propilen 99,5% sebagai bahan produk
Tipe alat = Tangki Silinder Horizontal

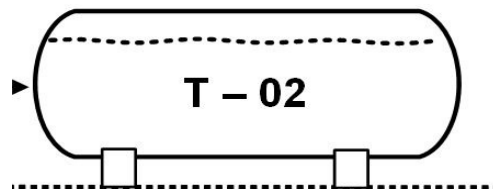


Suhu penyimpanan	=	15,00	°C
Tekanan operasi	=	7,90	atm
Bahan konstruksi	=	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	
Diameter Tangki	=	13,716	m
Panjang Tangki	=	21,470	m
Volume Tangki	=	2.686,00	m ³
Jumlah	=	2	

TANGKI PROPYLENE (T-02)

Tugas: Menyimpan propilen 99,5% sebagai bahan produk

Jenis: Tangki silinder horizontal



Kondisi Operasi T = 40,00 °C
 P = 18,00 atm

1. Kondisi Umpan Tangki

Komponen	kg/jam	BM	kmol/jam	Fraksi mol	BM avg
C ₃ H ₆	27.010,7	42,080	641,890	0,995	41,879
C ₃ H ₈	135,7	44,096	3,078	0,0048	0,210
Total	27.146,5		644,968	1,000	42,090

Nilai tekanan uap

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999) didapatkan data konstanta sebagai berikut :

Komponen	A	B	C	D	E
C ₃ H ₆	2,45,E+01	-1,51,E+03	-6,48,E+00	-4,28,E-11	5,50,E-06
C ₃ H ₈	2,14,E+01	-1,46,E+03	-5,26,E+00	3,28,E-11	3,73,E-06

Suhu Bubble Point

P = 13680,04 mmhg = 18,00 atm

T = 44,52 °C = 317,67 K

Komponen	massa	BM	mol	yi	pi	Ki=Pi/P	xi=yi/Ki
C ₃ H ₆	27.010,7	42,080	641,9	0,995	18,014	1,001	0,996
C ₃ H ₈	135,7	44,096	3,1	0,005	14,982	0,832	0,004
Total	27.146,5		645,0	1,000			1,000

Suhu Dew Point

P = 13680,04 mmhg = 18,00 atm

T = 44,52 °C = 317,67 K

Komponen	massa	BM	mol	yi	pi	Ki=Pi/P	xi=yi/Ki
C ₃ H ₆	27.010,7	42,080	641,9	0,995	18,017	1,001	0,994
C ₃ H ₈	135,7	44,096	3,1	0,005	14,984	0,832	0,006
Total	27.146,5		645,0	1,000			1,000

Dari hasil perhitungan diatas dengan metode goal seek, diperoleh nilai titik embun komponen pada tekanan 18,00 atm sebesar 44,52 °C, dengan demikian dapat disimpulkan bahwa penyimpanan pada tangki dengan tekanan perancangan berada dibawah titik didih komponen, sehingga fasa fluida yang disimpan dalam keadaan cair

2. Densitas

Untuk menghitung densitas, digunakan persamaan berikut :

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

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999) didapatkan data konstanta sebagai berikut :

Komponen	(g/cm ³)			
	A	B	n	Tc
C ₃ H ₆	0,2331	0,2752	0,3025	364,7600
C ₃ H ₈	0,2215	0,2774	0,2870	369,8200

Sehingga :

$$\begin{aligned} T &= 40 \quad ^\circ\text{C} \\ &= 313 \quad \text{K} \end{aligned}$$

Komponen	massa	kmol	xi	ρ (g/cm ³)
C ₃ H ₆	27.010,73	641,890	0,995	1,105
C ₃ H ₈	135,73	3,078	0,005	0,468
Total	27.146,46	644,968	1,000	1,574

Volume Tangki

$$\begin{aligned} \text{Waktu penyimpanan} &= 30 \text{ hari} \\ \text{Massa masuk} &= 27.146 \text{ kg/jam} \\ \text{Kapasitas tangki} &= \text{Massa masuk} \times \text{waktu} \\ &= 19.545.455 \text{ kg} \\ \text{Densitas cairan} &= 2 \text{ g/cm}^3 \\ &= 2 \text{ kg/liter} \\ \text{Volume cairan} &= \text{Kapasitas} / \text{Densitas} \\ &= 12.418.965 \text{ liter} \end{aligned}$$

Untuk faktor keamanan maka diambil overdesign sebesar 20%, maka

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 14.902.758 \text{ liter} \\ &= 14.903 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

= 526.286 ft³
 = 94.321 bbl
 Jumlah Tangki = 2 buah
 Volume Tangki = 47.161 bbl
 Berdasarkan Appendix E item 1 "Process Equipment Design" (Brownel & Young, 1959) diambil volume standar tangki sebesar
 Volume tangki = 48.350 bbl
 = 7.639 m³
 Dengan
 Diameter = 80,0 ft = 960,0 in = 24,384 m
 Tinggi = 54,0 ft = 648,0 in = 16,459 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	590	675	760	845	930	1015	1100	1185
15	31.5	380	565	755	945	1130	1320	1510	1700	1890	2080	2270	2460	2650
20	56.0	670	1,010	1,340	1,680	2,010	2,350	2,690	3,030	3,370	3,710	4,050	4,390	4,730
25	87.4	1,050	1,570	2,100	2,620	3,150	3,670	4,200	4,720	5,250	5,770	6,300	6,820	7,350
30	126	1,510	2,270	3,020	3,780	4,530	5,290	6,040	6,800	7,550	8,310	9,060	9,820	10,580
35	171	2,060	3,080	4,110	5,140	6,170	7,200	8,230	9,250	10,280	11,310	12,340	13,370	14,400
40	224	2,690	4,030	5,370	6,710	8,060	9,400	10,740	12,090	13,430	14,780	16,120	17,470	18,810
45	283	3,400	5,100	6,800	8,500	10,200	11,900	13,600	15,300	17,000	18,700	20,400	22,100	23,800
50	350	4,200	6,290	8,390	10,490	12,590	14,690	16,790	18,880	20,980	23,080	25,180	27,280	29,380
60	504	6,030	9,060	12,909	15,110	18,130	21,150	24,170	27,190	30,220	33,240	36,260	39,280	42,300
70	685	8,230	12,340	16,450	20,560	24,680	28,790	32,900	37,010	41,130	45,240	49,350	53,460	57,570
80	895	10,740	16,120	21,490	26,860	32,230	37,600	42,970	48,350	53,720	59,090	64,460	69,830	75,200
90	1133	13,600	20,390	27,190	33,990	40,790	47,590	54,380	61,180	67,980	74,780	81,580	88,380	95,180
100	1399	16,790	25,180	33,570	41,970	50,360	58,750	67,140	75,540	83,930	92,330	100,720	109,110	117,500
120	2014	...	36,260	48,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,780	120,870	132,960	145,050	157,140	169,230
140	2742	...	49,350	65,800	82,250	98,700	115,100	131,600	148,000	164,500	181,000	197,500	214,000	230,500
160	3581	107,400	128,900	150,400	171,900	193,400	214,900	236,400	257,900	279,400	299,900
180	4532	136,000	163,200	190,400	217,500	244,800	271,900	299,000	326,100	353,200	380,300
200	5595	167,900	201,400	235,000	268,600	302,200	335,800	369,400	403,000	436,600	470,200
220	6770	203,100	243,700	284,400	325,000	365,600	406,200	446,800	487,400	528,000	568,600

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.

menghitung tebal shell
 Bahan = Carbon steel SA-283 grade C
 Jenis head = Elliptical dished head
 max allowable stress (f) = 12.650 psi
 Sambungan :
 - efisiensi (e) = 85%
 - Faktor korosi (c) = 0,125

Mencari P operasi:
 P hidrostatik = 36,868 psi

Tebal shell

$$ts = \frac{p \cdot r_i}{f \cdot e - 0,6 P} + C$$

ts = 1,774 in

maka, dipilih tebal shell standar 2,000 in (Tabel 5.6 Brownell and Young 1959, halaman 88)

Menghitung tebal head

Digunakan untuk menyimpan bahan yang mudah menguap, maka dipilih

$$\begin{aligned} \text{bentuk head} &= \textit{Elliptical} \\ \text{Diameter tangki} &= 80,0 \text{ ft} \\ &= 24,384 \text{ m} \\ &= 960 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal head

$$th = \frac{p \cdot D}{2 \cdot f \cdot e - 0,2 P} + C$$

$$th = 1,771 \text{ in}$$

maka, tebal head standart 2,000 in

koreksi nilai OD

$$\begin{aligned} \text{IDs} &= 960 \text{ in} \\ \text{OD} &= \text{IDs} + 2 \cdot ts \\ &= 964 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung Panjang Head

Dari *Brownell and Young* halaman 91, didapat:

$$\begin{aligned} \text{icr} &= 60 \\ r &= 840 \end{aligned}$$

dari tabel 5.6 *Brownell and Young straight flange* 1,5 -4,5 in, dipilih:

$$\begin{aligned} \text{sf} &= 4,5 \text{ in} \\ a &= \text{ID}/4,5 = 213 \text{ in} \\ \text{AB} &= a - \text{icr} = 153 \text{ in} \\ \text{BC} &= r - \text{icr} = 780 \text{ in} \\ \text{AC} &= 765 \text{ in} \\ b &= r - \text{ac} = 75,2 \text{ in} \end{aligned}$$

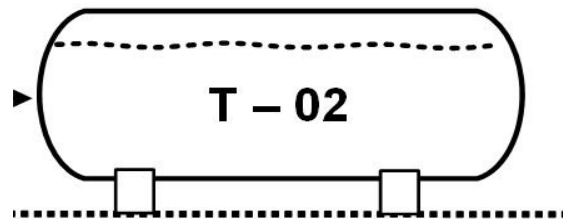
Tinggi beda total

$$\begin{aligned} \text{OA} &= th + \text{sf} + b \\ &= 81,72 \text{ in} \\ &= 2,0757 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Schingga panjang total} &= 16,459 \text{ m} + 4,151 \text{ m} \\ &= 20,611 \text{ m} \end{aligned}$$

TANGKI PROPYLENE (T-02)

Tugas = Menyimpan propilen 99,5% sebagai bahan produk
Tipe alat = Tangki Silinder Horizontal



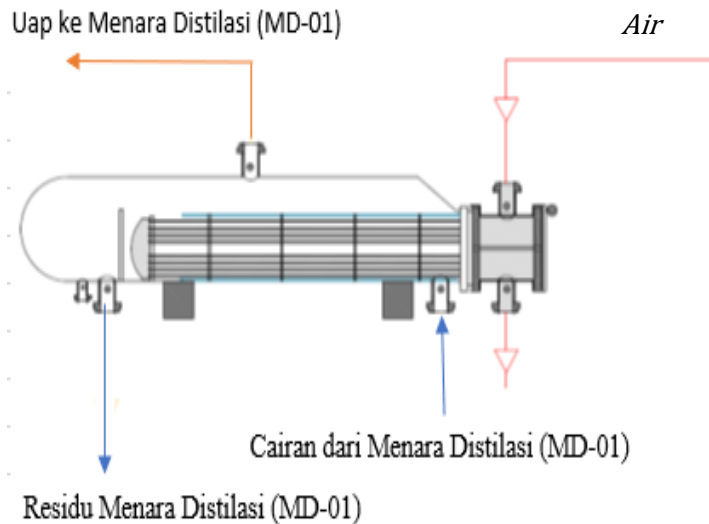
Suhu penyimpanan	=	40,00	°C
Tekanan operasi	=	18,00	atm
Bahan konstruksi	=	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	
Diameter Tangki	=	24,384	m
Panjang Tangki	=	20,611	m
Volume Tangki	=	7.639,30	m ³
Jumlah	=	2	

Tugas : Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari bottom Menara Distilasi pada suhu 45,37 °C sampai 45,42 °C dengan media pemanas air

Jenis Alat : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Sketsa :



Data :

Tekanan : 15,378 atm

Suhu Masuk (t_1): 318,371 K = 45,37 °C = 114 °F

Suhu Keluar (t_2): 318,421 K = 45,42 °C = 113,76 °F

Suhu Keluar (t_3): 318,428 K = 45,42 °C = 113,76 °F

Dihitung secara iterasi sampai diperoleh $\sum y_i = \sum k_i \cdot x_i = 1$

Tabel 1. Kondisi Operasi suhu Reboiler (L_i)

Komponen	kmol/jam	x_i	P_o (atm)	$k_i = p_i/p_{total}$	$y_i = k_i \cdot x_i$	$\alpha_i = k_i/k_hk$
C3H6	84,519	0,053	18,297	1,190	0,063	1,202
C3H8	1499,555	0,947	15,219	0,990	0,937	1,000
Total	1.584,1	1,000	33,516	2,180	1,000	2,202

Diperoleh suhu = 318,371 K = 45,371 °C

Dihitung secara iterasi sampai diperoleh $\sum y_i = \sum k_i \cdot x_i = 1$

Tabel 2. Kondisi suhu didih bawah (B_i)

Komponen	kmol/jam	x_i	P_o (atm)	$k_i = p_i/p_{total}$	$y_i = k_i \cdot x_i$	$\alpha_i = k_i/k_hk$
C3H6	3,225	0,045	18,317	1,191	0,054	1,202
C3H8	68,261	0,955	15,236	0,991	0,946	1,000

Lampiran	71,485	1,000	33,553	2,182	1,000	2,202
----------	--------	-------	--------	-------	-------	-------

Diperoleh suhu = 318,421 K = 45,421 °C

Dihitung secara iterasi sampai diperoleh $\sum x_i = \sum y_i/k_i = 1$

Tabel 3. Kondisi suhu Keluaran Atas Reboiler (Vi)

Komponen	kmol/jam	fraksi mol	Po (atm)	$k_i = p_i/p_{total}$	$x_i = y_i/k_i$	$\alpha_i = k_i/k_{hk}$
C3H6	81,294	0,054	18,320	1,191	0,045	1,202
C3H8	1431,294	0,946	15,239	0,991	0,955	1,000
Total	1512,588	1,000	33,558	2,182	1,000	2,202

Diperoleh suhu = 318,428 K = 45,428 °C

Tabel 4. Neraca Massa Reboiler

Komponen	Masuk Reboiler (Li)		Keluar Reboiler			
			Bottom (Bi)		Uap (Vi)	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
C3H6	3556,541	84,519	135,691	3,225	3420,850	81,294
C3H8	66124,384	1499,555	3010,031	68,261	63114,353	1431,294
Total	69680,925	1584,074	3145,722	71,485	66535,203	1512,588

Tabel 5. Komposisi Fluida Dingin Masuk Reboiler

Komponen	kmol/jam	kg/jam	fraksi mol	fraksi massa
C3H6	84,519	3556,541	0,053	0,051
C3H8	1499,555	66124,384	0,947	0,949
Total	1584,074	69680,925	1,000	1,000

Tekanan Uap Murni

Tekanan Uap murni didekat dengan persamaan Antoine (Yaws)

$$\log_{10} P_0 = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Tabel 4. Data tekanan uap murni

Komponen	A	B	C	D	E
C3H6	24,539	-1507,2	-6,48	-4,28E-11	5,498E-06
C3H8	21,4469	-1462,7	-5,261	3,282E-11	3,735E-06

(Yaws, 1999)

Kapasitas Panas Fase Cair

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

Tabel 6. Data Kapasitas Panas Fase Cair

Komponen	A	B	C	D
----------	---	---	---	---

Lampiran	C3H6	54,718	0,345	-0,002	4,E-06
	C3H8	59,642	0,328	-0,002	4,E-06

(Yaws, 1999)

Viskositas Fase Cair

Persamaan : $\log_{10} (\mu) = A + \frac{B}{T} + C T + D T^2$

Tabel 7. Data Viskositas Fasa Cair

Komponen	A	B	C	D
C3H6	-5,1758	429,82	0,018611	-3,17E-05
C3H8	-3,1759	297,12	0,0095453	-1,88E-05

(Yaws, 1999)

Konduktivitas Thermal Fase Cair

Persamaan :

$$\log_{10} k_{liq} = A + B [1-T/C]^{2/7} \quad \text{Untuk Komponen Organik}$$

Tabel 8. Data Konduktivitas Thermal Fase Cair

Komponen	A	B	C
C3H6	-1,4376	0,7718	364,76
C3H8	-1,2127	0,6611	369,82

(Yaws, 1999)

1. Beban Panas Total (Qt)

Neraca Panas :

$$Q_{total} = Q_{sensibel} + Q_{latent}$$

a. Beban Panas Sensible (Qs)

Dihitung dengan persamaan :

$$Q_s = \sum L m_i C_{pLi} (t_2 - t_1)$$

Keterangan :

Qs = Beban Panas Sensible (kJ/jam)

Lmi = Kecepatan massa masing-masing komponen cairan masuk (kJ/kmol.K)

CpLi = Kapasitas panas masing-masing komponen cairan masuk (kJ/kmol-K)

t2 = Suhu fluida dingin keluar (K)

t1 = Suhu fluida dingin masuk (K)

Data-data yang ada dimasukkan kedalam persamaan sehingga didapatkan beban panas sensible :

Komponen	Lmass	cp Li.dT	Qs
	kmol/jam	kJ/kmol	kJ/jam
C3H6	84,519	174,989	14789,84

Lampiran	C3H8	1499,555	166,470	249630,56
	Total	1584,074	341,459	264420,41

RB-01

Sehingga diperoleh Qs sebesar 264.420,41 kJ/jam

b. Beban Panas Latent (Qv)

Dihitung dengan persamaan :

$$Q_v = \sum V_{m_i} \cdot h_{vap_i}$$

Keterangan :

Hvap_i = Panas laten penguapan masing-masing komponen (kJ/kmol)

Vmi = Kecepatan massa masing-masing komponen dalam fase uap (kmol/jam)

Qv = Beban panas penguapan (kJ/jam)

t = suhu fluida (K)

Data-data yang ada dimasukkan kedalam persamaan sehingga didapatkan beban panas sensible :

Tabel 9. Data Beban Panas Latent

Komponen	Vmass	Hvap	Qv
	kmol/jam	kJ/kmol	kJ/jam
C3H6	81,294	1247,339	101401,15
C3H8	1431,294	1309,0	1873506,5
Total	1512,588	2556,3	1974907,7

Sehingga diperoleh Qv sebesar 1974907,7 kJ/jam

c. Beban Panas Total (Qt)

$$Q_t = Q_s + Q_v$$

$$Q_t = 264420,41 \text{ kJ/jam} + 1974907,7 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_t = 2,4 \text{E}+06 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_t = 2362491,2 \text{ BTU/jam}$$

2. Kebutuhan Pemanas

Media Pemanas

Data steam diperoleh dari J.M.Smith, "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", 2001.

Jenis = AIR

Lampiran = 0,10133 Mpa = 1,000 atm
 Suhu Masuk (t1) = 55,000 C = 322,000 K
 Suhu Keluar (t2) = 49,000 C = 328,000 K

Data-data dowtherm

	a	b	c	d	e	f
Kapasitas panas (J/kg.K)	9,2E+01	-4,0E-02	-2,1E-04	5,3E-07		
Density (kg/m ³)	3,5E-01	2,7E-01	2,9E-01	6,5E+02		
Enthalphy (j/kg)	5,2E+01	6,5E+02	3,2E-01			
conductivity (W/m.K)	-2,8E-01	4,6E-03	-5,5E-06			

	a	b	c	d	e	f
Viscosity (Pa.s)	-1,02E+01	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05		
	g	h	i			

Rapat massa (ρg) = 1,11E+00 m³/kg
 Densitas = 9,02E-01 g/ml
 Viskositas air = 2,88E+02 Pa.s
 = 1,04E+03 kg/m.jam
 Konduktivitas = 3,82E+03 W/m.K
 Kapasitas Panas = 5,53E+02 kJ/kg.K = 0,000153617 kJ/m.s.K

Massa airyang digunakan

$$= \frac{Qt}{hfg}$$

$$= \frac{2.239.328,11}{553,023}$$

$$= 4.049,25 \text{ kg/jam}$$

$$= 1,1248 \text{ kg/detik}$$

3. Menghitung Luas Transfer Panas (ΔT LMTD)

$$\text{Suhu air masuk, } T_1 = 55 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 328,2 \text{ K} = 131 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu air keluar, } T_2 = 49 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 322,2 \text{ K} = 120,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu umpan masuk, } t_1 = 45,37 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 318,4 \text{ K} = 108,7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu umpan keluar, } t_2 = 45,42 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 318,4 \text{ K} = 108,76 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad (\text{Persamaan 5.14 Kern, 1965})$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{(131 - 108,8) - (120,2 - 108,7)}{\ln \frac{(131 - 108,8)}{(120,2 - 108,7)}}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = 16,305 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Koreksi ΔT LMTD menggunakan Fig 18 Kern, 1969 dengan 1 Shell pass and 2 atau lebih Tube Pass

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$R = \frac{55 - 49}{45,42 - 45,371}$$

$$R = 0,120$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$S = \frac{45,42 - 45,37}{55 - 45,37}$$

$$S = 0,01$$

Keterangan :

T_1 = Suhu fluida panas masuk t_1 = Suhu fluida dingin masuk

T_2 = Suhu fluida panas keluar t_2 = Suhu fluida dingin keluar

Didapatkan faktor koreksi sebesar 0,9

$$\Delta T_{\text{LMTD terkoreksi}} = F_t \times \Delta T_{\text{LMTD}}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD terkoreksi}} = 1,0 \times 16,305 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD terkoreksi}} = 16,305 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Sehingga ΔT_{LMTD} yang terkoreksi sebesar 16,305 $^\circ\text{F}$

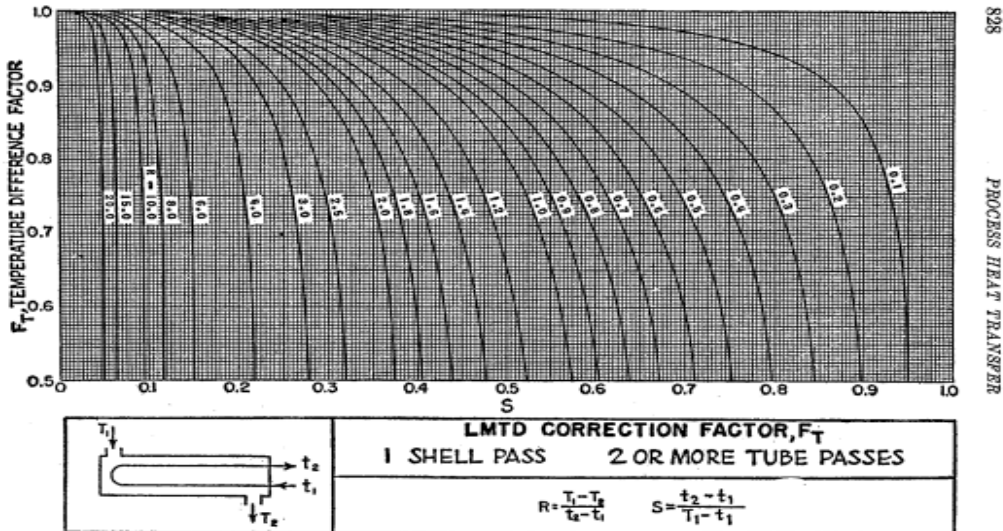


FIG. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

4. Koefisien Perpindahan Panas

Tabel 10. Data Viskositas Fluida Masuk Reboiler $T_{avg} = 318,4 \text{ K}$

Komponen	Masuk Reboiler (Li)		Xi	miu (cP)	miu.Xi (cP)
	kg/jam	kmol/jam			
C3H6	3556,541	84,519	0,051	0,078	0,0040
C3H8	66124,384	1499,555	0,949	0,078	0,0741
Total	69680,925	1584,074	1,000	0,156	0,0781

Sehingga diperoleh viskositas campuran sebesar 0,0781 cP

Karena campuran memiliki viskositas kurang dari 0,5 maka dapat disebut sebagai Light Organics. Dari Tabel 8 Kern page 840 diperoleh data overall Heat Transfer yaitu 100-200 BTU/ft².jam.°F. Maka dipilih harga 190 BTU/ft².jam.oF

Heaters		
Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Steam	Water	200-700§
Steam	Methanol	200-700§
Steam	Ammonia	200-700§
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 2.0 cp	200-700
Steam	More than 2.0 cp	100-500§
Steam	Light organics	100-200
Steam	Medium organics	50-100
Steam	Heavy organics	6-80
Steam	Gases	5-50¶

5. Menghitung Luas Transfer Panas

Luas Transfer Panas

$$Q_t = U_D \cdot A \cdot \Delta T_{LMTD}$$

(Persamaan 5.13a Kern,1965)

- A = Luas perpindahan kalor yang diperlukan (ft²)
- Qt = Beban panas (BTU/jam)
- Ud = Koefisien perpindahan kalor design (BTU/ft².jam.F)
- ΔT_{LMTD} = Beda suhu rerata (F)

$$\text{Luas Transfer Panas (A)} = \frac{Q_t}{U.D. \Delta T_{LMTD}}$$

$$\text{Luas Transfer Panas (A)} = \frac{2362491,2 \text{ BTU/jam}}{190 \text{ BTU/ft}^2.\text{jam.}^\circ\text{F} \cdot 16,305 \text{ }^\circ\text{F}}$$

$$\text{Luas Transfer Panas (A)} = 762,605 \text{ ft}^2$$

Dikarenakan nilai A = 762,605 ft² > (200 ft²) maka digunakan *Shell and Tube Heat Exchanger*.

6. Dimensi Alat Penukar Panas

Berdasarkan Tabel.10 (Kern, 1965) dipilih pipa spesifikasi sebagai berikut :

- Diameter luar tabung (ODt) = 0,75 in = 0,0625 ft = 0,019 m
- Pitch = 1 in = 0,3048 m
- BWG = 14
- Diameter dalam tabung (IDt) = 0,584 in = 0,049 ft = 0,015 m
- Ao (surface per lin ft.ft²) = 0,196 ft²/ft
- a't (Flow Area per tube) = 0,268 in²

APPENDIX OF CALCULATION DATA

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0743	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0960	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		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	0.489
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		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
1¼	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714		0.2498	1.91

Berdasarkan Towler halaman 805 (2008), panjang tabung standar mempunyai Ukuran 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 20 ft, 24 ft maka dipilih panjang 16 ft

- **Jumlah Pipa yang diperlukan**

Untuk menghitung jumlah pipa yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut :

$$Nt = \frac{A}{A_o L}$$

(Kern, 1965)

Keterangan :

A = Luas transfer panas (ft²)

A_o = Luas permukaan setiap panjang tabung (ft²/ft)

L = Panjang tabung (ft)

$$Nt = \frac{762,605 \text{ ft}^2}{0,196 \text{ ft}^2/\text{ft} \cdot 16 \text{ ft}}$$

$$Nt = 243$$

Sehingga jumlah pipa yang diperlukan sebanyak 243

- **Layout Alat Penukar Panas**

Berdasarkan Tabel.10 (Kern, 1965) dipilih layout dengan spesifikasi sebagai berikut :

¾ in. OD tubes on 1-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	37	30	24	24	
10	61	52	40	36	
12	92	82	76	74	70
13¼	109	106	86	82	74
15¼	151	138	122	118	110
17¼	203	196	178	172	166
19¼	262	250	226	216	210
21¼	316	302	278	272	260
23¼	384	376	352	342	328
25	470	452	422	394	382
27	559	534	488	474	464
29	630	604	556	538	508
31	745	728	678	666	640
33	856	830	774	760	732
35	970	938	882	864	848
37	1074	1044	1012	986	870
39	1206	1176	1128	1100	1078

Tipe = triangular pitch

Lampiran Diameter shell (Ids) = 19 1/4 in = 0,489 m

RB-01

Jumlah tabung (Nt) = 250

Pass tube (n) = 2

Diameter ekuivalen [De]

$$d_e = \frac{4 \times (\frac{1}{2}P_T \times 0.86P_T - \frac{1}{2}\pi d_o^2/4)}{\frac{1}{2}\pi d_o} \quad \text{in.} \quad \text{Persamaan (7.5) Kern, 1950}$$

De = 0,7107 in = 0,0181 m

Sehingga jumlah pipa yang diperlukan sebanyak 250

- **Menentukan Luas Perpindahan Kalor Standar**

Untuk menghitung luas perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut :

$$A = Nt \times A_o \times L$$

(Kern, 1965)

Keterangan :

Nt = Jumlah pipa standar

Ao = Luas permukaan setiap panjang tabung (m²/m)

L = Panjang pipa (m)

$$A = 250 \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 16 \text{ ft}$$

$$A = 785,200 \text{ ft}^2$$

Sehingga didapatkan Luas Perpindahan Kalor Stan 785,200 ft²

- **Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor Standar**

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut

$$Ud = \frac{Q_t}{A \Delta T_{LMTD}}$$

(Kern, 1965)

Keterangan :

Q_T = Beban panas total (kJ/jam)

A = Luas perpindahan kalor (m²)

ΔT_{LMTD} = Beda suhu rerata (K)

$$Ud = \frac{2362491,2 \text{ BTU/jam}}{762,60 \text{ ft}^2 \times 16,3049 \text{ }^\circ\text{F}}$$

Ud = 190,000 BTU/jam.ft².°F (masih dalam range Ud yang dipilih)

a. Fluida dingin → Tube Side

- **Luas Area aliran Fluida Panas dalam Tube side**

$$a_t = \frac{a't \cdot N_t}{n}$$

Keterangan :

a't = Luas aliran fluida dingin total pipa (ft²)

Nt = Jumlah pipa

n = pass tube dipipa

$$a_t = \frac{0,268}{144} \times \frac{250}{2}$$

$$a_t = 0,233 \text{ ft}^2 = 0,0216129 \text{ m}^2$$

- **Kecepatan massa dalam Tube**

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$G_t = \frac{69680,925 \text{ kg/jam}}{0,022 \text{ m}^2}$$

$$G_t = 660337 \text{ lbm/ft}^2 \cdot \text{jam} = 3224049,3 \text{ kg/jam} \cdot \text{m}^2$$

- **Sifat Fisis Fluida**

$$T_1 = 318,37 \text{ K}$$

$$T_2 = 318,42 \text{ K}$$

$$P = 15,38 \text{ atm} = 1558,2 \text{ kPa}$$

Tabel 15. Konduktivitas termal

Komponen	BM	kmol/jam	yi	kth	yi.kth.BM ^{1/3}	yi.BM ^{1/3}
C3H6	42,08	84,519	0,053	0,0391	0,0073	0,1856
C3H8	44,096	1499,6	0,947	0,0653	0,2184	3,3444
Total	86,18	1584,1	1,000	0,1044	0,2257	3,5300

$$k_{thav} = 0,06393 \text{ J/s} \cdot \text{m} \cdot \text{K}$$

$$= 0,2302 \text{ kJ/jam} \cdot \text{m} \cdot \text{K}$$

Tabel 16. Densitas

Komponen	BM	kmol/jam	yi

$$BM_{mix} = 86,176 \text{ kg/kmol}$$

$$R = 8,314 \text{ kPa} \cdot \text{m}^3 / \text{kmol} \cdot \text{K}$$

C3H6	42,08	84,52	0,053
C3H8	44,10	1499,6	0,947
Total	86,18	1584,1	1,000

$$\rho v = \frac{BM_{mix} \times P}{R \times T} = 50,7247 \text{ kg/m}^3$$

Tabel 17. Viskositas

Komponen	BM	kmol/jam	yi	miu	miu.yi.BM ^{0,4}	yi.BM ^{0,5}
C3H6	42,08	84,5	0,053	0,07763	0,0269	0,3461
C3H8	44,10	1499,6	0,947	0,07808	0,4908	6,2862
Total	86,18	1584,1	1,000	0,15571	0,5177	6,6323

$$\begin{aligned} \text{miu}_{av} &= \frac{0,5177}{6,6323} = 0,07805 \text{ cp} = 0,0000781 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,28099 \text{ kg/m.jam} \end{aligned}$$

Tabel 18. Kapasitas panas

Komponen	BM	kmol/jam	yi	cp	cp.yi
C3H6	42,08	84,52	0,053	124,30	6,632
C3H8	44,10	1499,6	0,947	126,23	119,493
Total	86,18	1584,1	1,000	250,529	126,125

$$C_p = 126,125 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$k_{th} \text{ campuran (k}_{thav}) = 0,2302 \text{ kJ/jam.m.K}$$

$$\rho \text{ campuran (}\rho_{av}) = 50,7247 \text{ kg/m}^3 = 3,1666426 \text{ lb/ft}^3$$

$$c_p \text{ campuran} = 126,125 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\mu \text{ campuran (}\mu_{av}) = 0,28099 \text{ kg/m.jam} = 0,1888177 \text{ lbm/ft.jam}$$

- **Kecepatan Linear**

$$V_{lin} = \frac{G_t}{\rho}$$

$$V_{lin} = \frac{660336,872 \text{ lbm/ft}^2 \cdot \text{jam} \times 1 \text{ jam} / 3600 \text{ s}}{3,16664 \text{ lb/ft}^3}$$

$$V_{lin} = 57,925 \text{ ft/s}$$

- **Bilangan Reynold Pada Tube (Ret)**

$$Re = \frac{ID \cdot G_t}{\mu}$$

$$Re = \frac{0,0487 \text{ ft} \cdot 660336,8719 \text{ lbm/ft}^2 \cdot \text{jam}}{0,189 \text{ lbm/ft.jam}}$$

- **Caloric Temperatur**

$$\begin{aligned}
 T_{av} = T_c &= \frac{T_2 + T_1}{2} \\
 &= \frac{318,4 \text{ K} + 318,4 \text{ K}}{2} \\
 &= 318,396 \text{ K} = 113,44 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

- **Heat Transfer Coeficient**

$$h_i = \frac{4.2 (1.35 + 0.02 \text{ } t_{av}) v_{lin}^{0.8}}{I_d^{0.2}} \quad (\text{Towler, dan Sinnott, 2008, halaman 827})$$

$$h_i = \frac{4,2 \cdot 1,35 + 0,02 \cdot 113,44 \cdot 57,9^{0,8}}{0,0487^{0,2}}$$

$$\begin{aligned}
 h_i &= 715,5930 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{oF} \\
 &= 4063,33 \text{ J/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \\
 &= 14627,99 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= \frac{h_i \times I_d}{O_d} \\
 &= \frac{14627,986 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \times 0,0148 \text{ m}}{0,0191 \text{ m}} \\
 &= 22780,650 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

b. Fluida panas → Shell Side

- **Jarak Baffle**

Jarak antar baffle dipilih adalah sekitar 0,2-1 dari diameter dalam shell dan dipilih jarak 0,2

$$B = 0,2 \times 19,3 \text{ in}$$

$$B = 3,850 \text{ in}$$

$$B = 0,3208 \text{ ft}$$

- **Luas Area Shell side**

$$\text{Clearance (C')} = \text{Pitch} - \text{OD}$$

$$\text{Clearance (C')} = 1,00 \text{ in} - 0,75 \text{ in}$$

$$\text{Clearance (C')} = 0,25 \text{ in}$$

- **Luas Area aliran Fluida Panas dalam Shell side**

$$a_s = \frac{ID \cdot C'B}{144 \text{ pitch}}$$

$$a_s = \frac{19,3 \text{ in} \times 0,25 \text{ in} \times 3,9 \text{ in}}{144 \times 1,00 \text{ in}}$$

$$a_s = 0,1287 \text{ ft}^2$$

- **Kecepatan Massa dalam Shell side**

$$\begin{aligned} \text{Diketahui umpan masuk} &= 4049,252 \text{ kg/jam} \\ &= 2,4797395 \text{ lbm/s} \end{aligned}$$

$$G_s = \frac{W}{A_s}$$

$$G_s = \frac{2,4797395 \text{ lbm/s}}{0,1287 \text{ ft}^2}$$

$$G_s = 19 \text{ lbm/ft}^2 \cdot \text{s} = 0,812 \text{ kg/s} \cdot \text{m}^2$$

- **Beban Massa**

$$G' = \frac{W}{L \cdot N_t^{2/3}}$$

$$G' = \frac{8927,0624 \text{ lb/jam}}{16 \text{ ft} \times 250^{2/3}}$$

$$G' = 14,059$$

- **Bilangan Reynold Pada *Shell* (Res)**

$$\begin{aligned} Re &= \frac{G_s \times Id_s}{\mu_{uav}} \\ &= \frac{0,8121526 \text{ kg/s} \cdot \text{m}^2 \times 0,48895 \text{ m}}{0,288 \text{ kg/m} \cdot \text{jam}} \\ &= 137,78 \text{ laminer} \end{aligned}$$

- **Bilangan Prandl (Pr)**

$$Pr = \frac{C_p \times \mu_{uav}}{k_{thav}}$$

$$= \frac{553,0226 \text{ kJ/kg.K} \times 1037,6038 \text{ kg/m.jam}}{13749,0156 \text{ kJ/jam.m.K}}$$

$$= 41,735$$

- **Caloric Temperatur**

$$t_{av} = T_c = \frac{t_2 + t_1}{2}$$

$$= \frac{322,0 \text{ K} + 328,00 \text{ K}}{2}$$

$$= 325,000 \text{ K}$$

- **Koefisien Perpindahan Kalor**

$$h_o = 0,36 \times \frac{k_{thav}}{De} \times Re^{0,8} \times Pr^{1/3}$$

$$= 0,36 \times \frac{1,375E+04 \text{ kJ/m.s.I}}{0,0181 \text{ m}} \times (137,8)^{0,8} \times (41,74)^{1/3}$$

$$h_o = 5,E+09 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

- **Menghitung Clean Overall Coefficient (Uc)**

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

(Pers 6.38 Kern., 1995 page 121)

$$U_c = \frac{22.781 \times 5,E+09}{22.781 + 5,E+09}$$

$$U_c = 22.781 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}$$

- **Faktor Pengotor (Rd) terhitung**

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

Maka :

$$R_d = \frac{1}{3.883,94 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}} - \frac{1}{22.780,54 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}}$$

$$= 2,E-04 \text{ m}^2.\text{jam.K/kJ} = 0,77 \text{ m}^2.\text{s.K/kJ}$$

$$= 0,004 \text{ ft}^2.\text{jam.}^\circ\text{F/BTU}$$

Dari Table 12.Kern :

$$R_d \text{ min} = 0,003 \text{ ft}^2.\text{jam.}^\circ\text{F/BTU} = 0,528 \text{ m}^2.\text{s.K/kJ}$$

Karena R_d terhitung $>$ R_d minimal maka Heater dapat digunakan.

(Kern., 1995 page 107)

7. Menghitung Pressure Drop

a. Fluida Panas → Shell Side

- Faktor Friksi

Dihitung dengan persamaan:

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{\text{Re}^{0.42}}$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{137,78^{0,42}}$$

$$f = 0,0369$$

- Penurunan Tekanan

Dihitung dengan persamaan:

$$\Delta P_s = \frac{f (N+1) G_s^2 I_d s}{2 \rho_f D_e}$$

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

I_{ds} : diameter dalam *shell* (m)

G_s : Flux massa [kg/m².s]

D_e : diameter ekuivalen [m]

N : jumlah pass tabung

ρ_f : densitas fluida (kg/m³)

ΔP_s : Penurunan tekanan dalam shell [kg/ms²=Pa]

$$\Delta P_s = \frac{0,0369 \cdot 2 + 1 \cdot 0,8^2 \cdot 0,4890}{2 \cdot 901,7447 \cdot 0,0181}$$

$$\Delta P_s = 0,001 \text{ Pa} = 2, \text{E-}07 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 2 \text{ psi}$$

ΔP_s < ΔP_s max, maka alat ini layak untuk digunakan.

b. Fluida Dingin → Tube Side

- Faktor friksi

Dihitung dengan persamaan

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}}$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{170198,0^{0,32}}$$

$$f = 0,0040$$

- Penurunan tekanan

$$\Delta P_t = \frac{4 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n_p}{2 \cdot \rho_{fluid} \cdot I_d}$$

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

G_t : Flux massa [kg/m².s]

I_d : diameter dalam tabung [m]

n_p : jumlah pass tabung

ρ_{fluid} : densitas fluida (kg/m³)

ΔP_t : Penurunan tekanan [Pa]

$$\Delta P_t = \frac{4 \cdot 0,0040 \cdot 895,569^2 \cdot 4,877 \cdot 2}{2 \cdot 50,724716 \cdot 0,0148}$$

$$\Delta P_t = 0,094 \text{ Pa} = 1,3 \cdot 10^{-5} \text{ psi}$$

$$\Delta P_{tmax} = 5 \text{ psi}$$

ΔP_t ≤ ΔP_t maksimum, alat penukar kalor yang dipilih dapat dipakai.

Tugas : Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari Menara Distilasi pada suhu 45,37 °C sampai 45,42 °C dengan media pemanas air

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Beban Panas : 2.239.328 kJ/jam
2.362.491 BTU/jam

Kebutuhan Pemanas : 4049,252 kg/jam

Spesifikasi Alat Penukar Panas

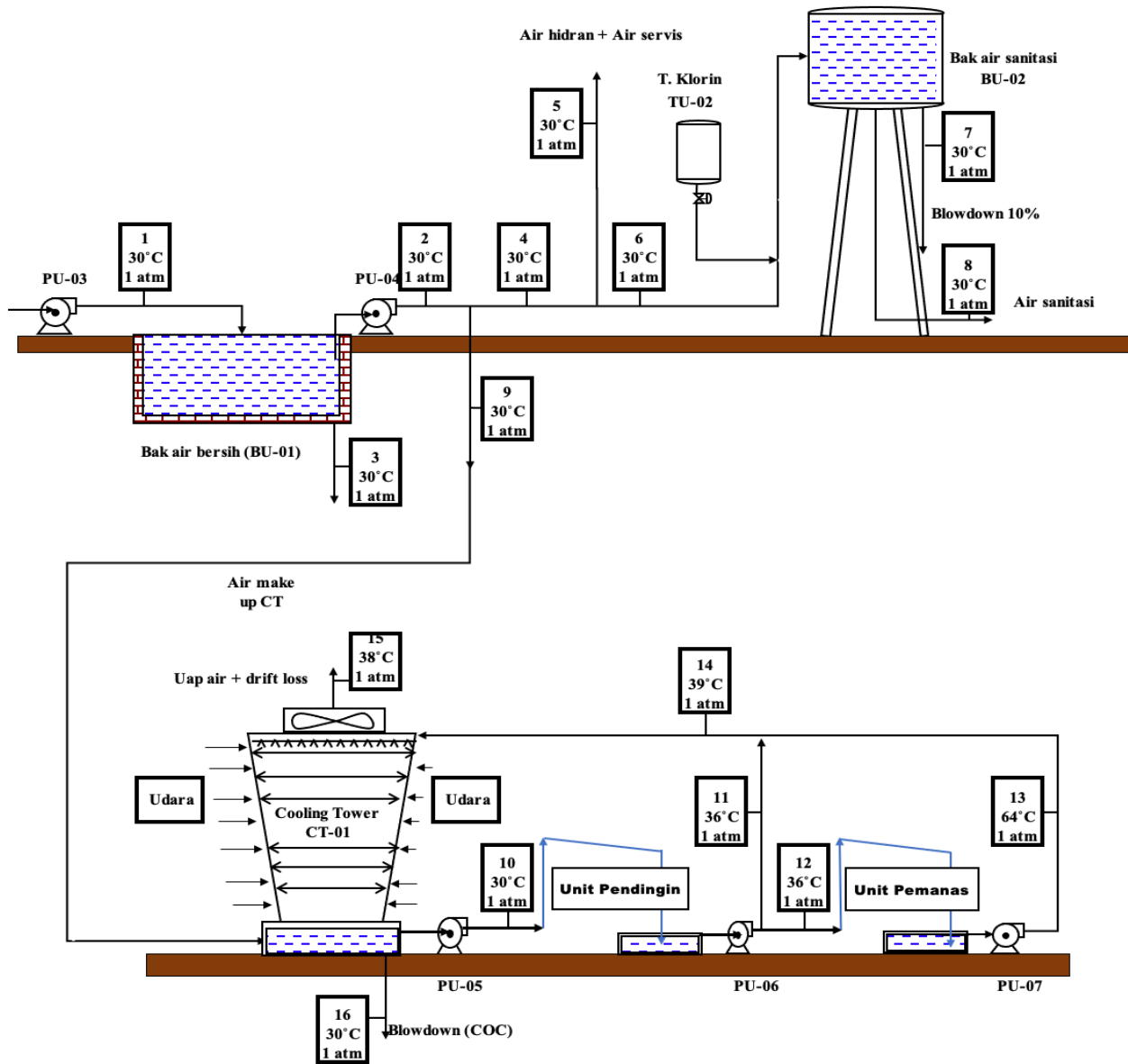
Diameter luar tabung (OD) : 0,75 in = 0,0625 m
BWG : 14
Diameter dalam tabung (ID) : 0,584 in = 0,0148 m
Tipe Layout : *Tringular Pitch*
Diameter shell (Ids) : 19 1/4 in = 0,489 m
Jumlah tabung (N_t) : 250
Pass tube (n) : 2
Pitch : 1 in
Panjang (L) : 16 ft = 4,877 m

Faktor Pengotor

Rd minimal : 0,003 ft².jam.°F/BTU
Rd hitung : 0,004 ft².jam.°F/BTU
Pressure Drop Tube : 1,E-05 psi = 9,E-07 atm
Pressure Drop Shell : 2,E-07 psi = 1,E-08 atm

UTILITAS

UNIT PENGOLAHAN AIR PABRIK PROPYLENE



Komponen	Nomor Arus (kg/jam)									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
H ₂ O	7.228,46	6.505,61	722,85	6.376,45	215,72	6.160,72	177,56	1.598,02	129,17	5.414,72

Komponen	Nomor Arus (kg/jam)					
	11	12	13	14	15	16
H ₂ O	4.848,54	566,18	566,18	5.414,72	69,97	16.139

KEBUTUHAN DOWTHERM A

Dowtherm A yang digunakan meliputi :

1. Dowtherm Pemanas

Penentuan kebutuhan Dowtherm A sebagai pemanas didasarkan pada kebutuhan pendingin pada Reaktor (R-01) dan Heater (H-01).

Reaktor	(R-01)	11.000,00	Kg/jam
Heater	(HE-01)	883,17	Kg/jam
Total		11.883,17	Kg/jam

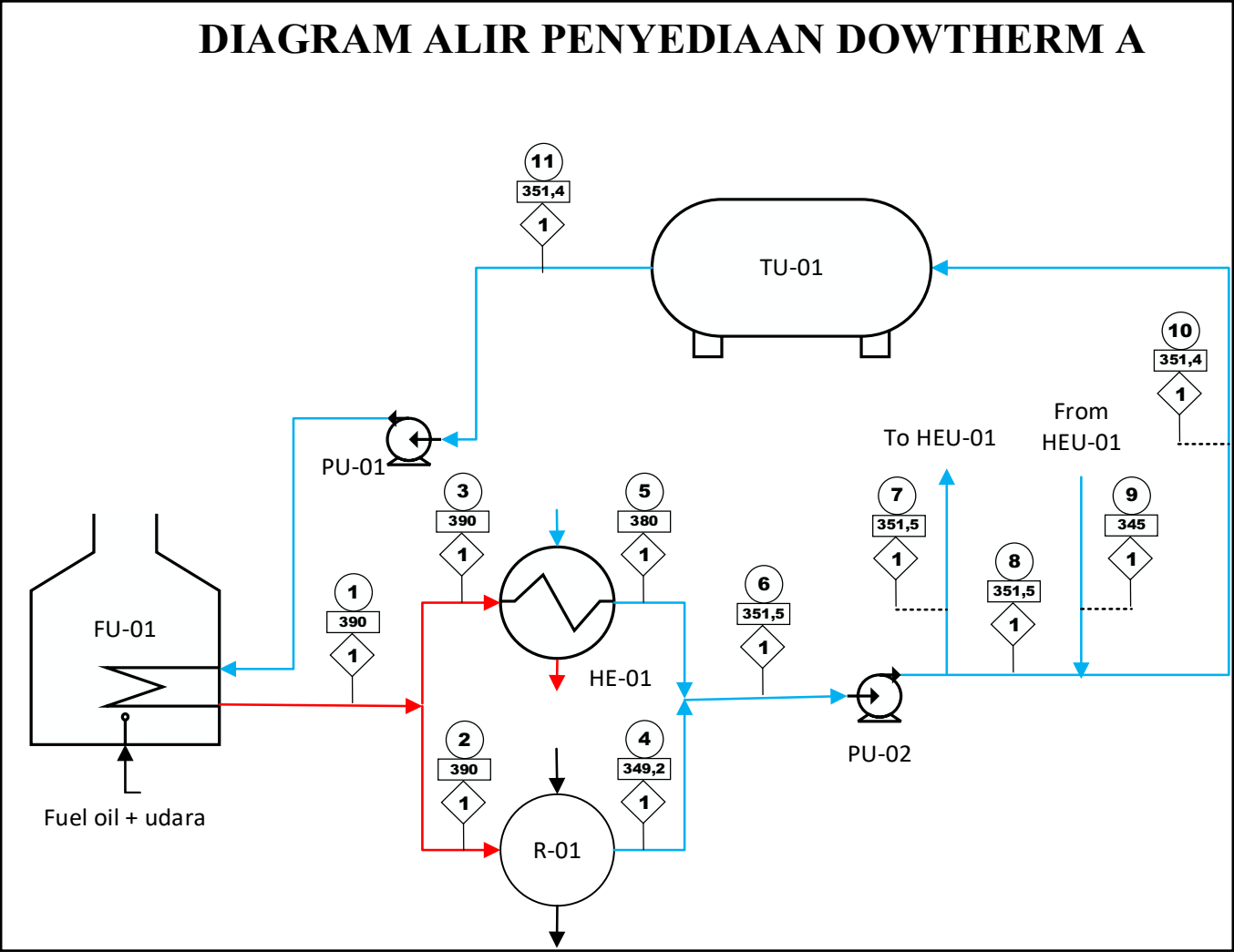
2 Pemanas HEU-01

Penentuan kebutuhan Dowtherm A sebagai fluida pemanas HEU-01

Heater Utilitas	(HEU-01)	152,48	Kg/jam
Total		152,48	Kg/jam

Gambar 1. Diagram Aliran Dowtherm A sebagai pemanas

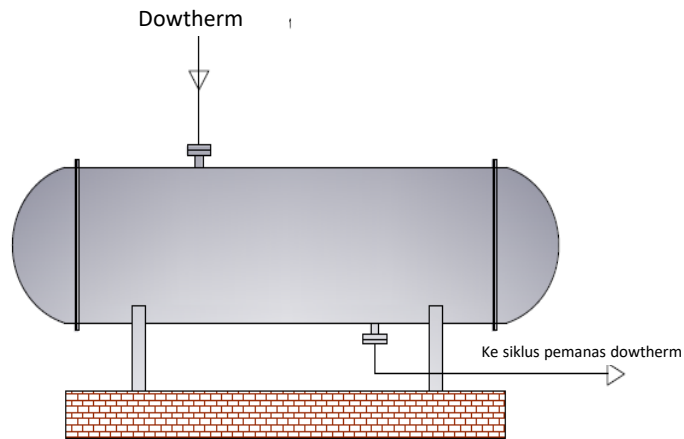
DIAGRAM ALIR PENYEDIAAN DOWTHERM A



Komponen	Nomor Arus (kg/jam)										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H2O	11.883,17	11.000,00	883,17	11.000,00	883,17	11.883,17	149,57	11.733,60	149,57	11.883,17	11.883,17

TANGKI DOWTHERM PEMANAS (TU-01)

Tugas : Menampung pemanas dowtherm
 Jenis alat : Tangki Silinder Horizontal
 Sketsa :



Data :

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 351,45 °C = 624,60 K

Kecepatan massa embunan :

Komponen	BM	(kg/jam)	ρ
			(kg/m ³)
Dowtherm A	166	11883,2	746,70

Langkah perhitungan:

1. Volume cairan
2. Volume akumulator
3. Ukuran alat

1. Volume cairan

Dihitung dengan persamaan :

$$V1 = \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal}$$

Waktu tinggal diprediksi berdasarkan Harry Silla, Chemical Process Engineering Design and Economics, (2003), waktu tinggal berkisar antara 5 sampai 10 menit.

Dirancang : waktu tinggal = 8 menit

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan volume cairan} &= \frac{11883 \text{ kg/jam}}{746,70 \text{ kg/m}^3} \\ &= 15,914 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Volume cairan (V1)} &= 15,91 \text{ m}^3/\text{jam} \times 8 \text{ menit} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \\ &= 2,1219 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Volume akumulator

Volume akumulator dirancang angka keamanan 20 % maka:

$$\begin{aligned} \text{Volume akumulator (Vt)} &= 120\% \times 2,1219 \text{ m}^3 \\ &= 2,5463 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

3. Ukuran alat

L/D berkisar antara 2,5 - 6 berdasarkan Harry Silla, Harry Silla, Chemical Process Engineering Design and Economics, (2003)

Dirancang : Rasio = 3

$$L = 3 D$$

$$D = \left(\frac{4 V_t}{3 \pi} \right)^{1/3}$$

$$V_t = 2,5463 \text{ m}^3$$

$$D = \left(\frac{4 \times 2,5463 \text{ m}^3}{3 \times 3,14} \right)^{1/3}$$

$$= 1,03 \text{ m}$$

$$L = (3 \times 1,03) \text{ m}^2$$

$$= 3,08 \text{ m}$$

Holding Time (waktu pengosongan) = 2 - 5 menit (Frank L Evans hal 164)

Diambil holding time = 5 menit

4. Perhitungan pelengkap

Dipilih Baja Karbon

Bahan: *Carbon Steel SA-285 grade A* pada suhu -50 - 775 °F (Sinnott.

"Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 982)

Dengan spesifikasi sebagai berikut:

$$\text{Tekanan yang diizinkan (f)} = 12.900 \text{ psi} = 8,9\text{E}+07 \text{ Pa}$$

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 4 \text{ mm} = 0,0040 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam (Ids)} = 1,03 \text{ m} = 40,4 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari dalam shell (ri)} = \text{Ids}/2 = 0,51 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan operasi (P)} = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan rancangan } (P_{\text{design}}) &= 1,5 \times \text{Tekanan Operasi} \\
 &= 1,5 \times 101325 \text{ Pa} = 151988 \text{ Pa} \\
 \text{Tekanan Gauge } (P_{\text{gauge}}) &= 50.663 \text{ Pa} = 0,500 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

Dihitung dengan persamaan 13.40b Sinnott.2008."Chemical Engineering Design Principle Practice and Economics of Plant and Process Design". Mc.Graw Hill.

$$t_s = \frac{P_{\text{gauge}} I_{ds}}{4fE - 1,2P_{\text{gauge}}}$$

$$t_s = \frac{50.663 \text{ Pa} \times 1,03 \text{ m}}{4 \times 8,9E+07 \text{ Pa} \times 0,85 - 1,2 \times 50662,5 \text{ Pa}} + 0,0040 \text{ m}$$

$$t_s = 0,0042 \text{ m} = 0,16425 \text{ in}$$

$$\text{Diambil tebal standar} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} = 0,0048 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar shell} = I_{ds} + 2t_s$$

$$= 1,03 \text{ m} + 2 \times 0,0048 \text{ m}$$

$$= 1,04 \text{ m} = 40,8 \text{ in}$$

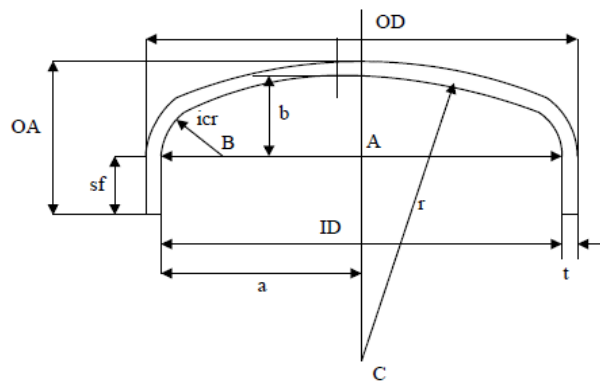
Dari Tabel 5.7 Brownell and young. Dipilih OD kolom standar.

$$\text{OD kolom standar} = 42 \text{ in} = 1,07 \text{ m}$$

HEAD

Untuk tekanan operasi antara 15 - 200 psig, digunakan *torispherical head* .

Bahan head diambil sama dengan shell, sehingga nilai f dan C sama (Brownell and Young, 1979).



keterangan:

icr = Jari-jari sudut internal (m)

r = Jari-jari kelengkungan (m)

sf = Flange lurus (m)

th = Tebal penutup (m)

OA = Tinggi penutup (m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$OA = sf + B + th$$

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

$$BC = r - icr$$

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

$$th = \frac{0,885 \cdot P \cdot gauge \cdot Ids}{f \cdot \epsilon - 0,1 \cdot P \cdot gauge} + C''$$

$$th = \frac{0,89 \times 50663 \text{ Pa} \times 1,03 \text{ m}}{8,9E+07 \text{ Pa} \times 0,85 - 0,1 \times 50663 \text{ Pa}} + 0,0040 \text{ m}$$

$$= 0,00461 \text{ m} = 0,1815 \text{ in}$$

Dipilih tebal tutup menara standar = 1/5 in = 0,1875 in

Tabel 5.6 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New York.

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
<i>t</i>	<i>sf</i>	<i>icr</i>
3/16	1 1/2-2	3/16
1/4	1 1/2-2 1/2	3/4
5/16	1 1/2-3	1 5/16
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 5/8	1 1/2-4 1/2	4 7/8
1 3/4	1 1/2-4 1/2	5 1/4
1 7/8	1 1/2-4 1/2	5 3/4

Dari tabel 5.7 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design".

Jhon Wiley and Son. Pada OD = 42 in dan t = 1/5 in didapat :

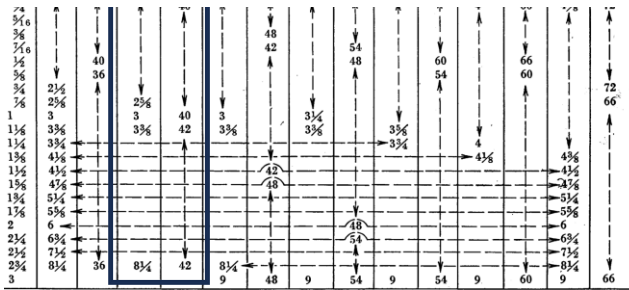
$$t = 0,1875 \text{ in}$$

$$icr = 3,375 \text{ in}$$

$$r = 42 \text{ in}$$

Table 5.7. Dimensions of ASME Code Flanged and Dished Heads (Continued)

OD		40		42		48		54		60		66		72	
<i>t</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>
3/16	2 1/4	40	2 3/8	42	3	48	3 1/4	54	3 3/8	60	4	66	4 3/8	72	



Dari table 5.6 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design".

Jhon Willey and Son. Pada $t = 0,25$ in, $sf = 1,5 - 4,5$ in.

dipilih $sf = 1,5$ in

$$BC = 42 \text{ in} - 3 \text{ in} = 38,6 \text{ in}$$

$$AB = \frac{40,4 \text{ in} - 3 \text{ in}}{2} = 16,8 \text{ in}$$

$$B = 42 \text{ in} - [(38,6 \text{ in})^2 - (16,8 \text{ in})^2]^{0,5}$$

$$= 7,23 \text{ in}$$

$$OA = 1,5 \text{ in} + 7,23 \text{ in} + 0,19 \text{ in}$$

$$= 8,92 \text{ in} = 0,2266 \text{ m}$$

$$\text{Maka, tinggi head} = 0,2266 \text{ m}$$

RINGKASAN TANGKI DOWTHERM PEMANAS (TU-01)

Tugas : Menampung pemanas dowtherm A

Jenis Alat : Tangki Silinder Horizontal

$$L/D = 3$$

$$D = 1,03 \text{ m}$$

$$L = 3,08 \text{ m}$$

$$\text{Volume cairan} = 2,12189 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume akumulator} = 2,5463 \text{ m}^3$$

$$\text{Holding Time} = 5 \text{ menit}$$

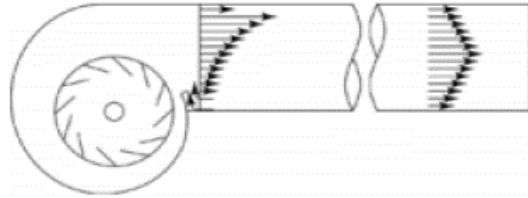
$$t \text{ interface} = 8 \text{ menit}$$

$$\text{Bahan Konstruksi} = \text{Carbon Steel SA-285 grade A}$$

BLOWER (BL-01)

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

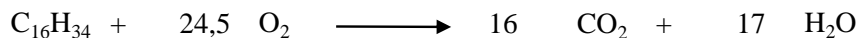
Jenis : Blower Sentrifugal

**Menghitung Kebutuhan Bahan Bakar**

Sebagai bahan bakar digunakan solar, bahan yang terkandung di dalam solar dianggap



Reaksi:



Panas pembakaran standar $C_{16}H_{34}$

$$H_c = -9951500 \text{ kJ/kmol} \quad (\text{Perry, R.H., Chemical Engineering Handbook, Ed VII, halaman 2-195})$$

$$BM_{\text{fuel}} = 226,446 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Eff} = 75\%$$

$$n_{\text{fuel}} = \frac{Q}{H_c \times \text{Eff}}$$

$$= \frac{11.335.967,53 \text{ kJ/jam}}{9.951.500,00 \text{ kJ/kmol} \times 75\%}$$

$$= 1,5188 \text{ kmol/jam}$$

$$M_{\text{fuel}} = n_{\text{fuel}} \times BM_{\text{fuel}}$$

$$= 1,5188 \text{ kmol/jam} \times 226,446 \text{ kg/kmol}$$

$$= 343,9327 \text{ kg/jam}$$

Menghitung Kebutuhan Udara

$$\text{Mol } O_2 \text{ stoikiometri} = 24,5 \times 1,5188 \text{ kmol/jam} = 37,211 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Udara berlebih} = 25\%$$

$$\text{Mol } O_2 = 125\% \times 37,211 \text{ kmol/jam} = 46,514 \text{ kmol/jam}$$

O_2 berasal dari udara yang terdiri dari 79% N_2 dan 21% O_2

$$\text{Mol } N_2 = \frac{79\%}{21\%} \times 46,514128 \text{ kmol/jam} = 174,98172 \text{ kmol/jam}$$

Udara basis kering

Komponen	kmol/jam	Mr	kg/jam
N_2	174,9817	28,013	4.901,76
O_2	46,5141	31,999	1.488,41
Total			6.390,17

$$\text{Udara lingkungan memiliki kelembaban relatif} = 70\%$$

Dari humidity chart diperoleh:

$$Y' = 0,018 \text{ kg/kg udara kering}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa uap air yang terbawa udara} &= 0,018 \text{ kg/kg udara kering} \times 6.390 \text{ kg/jam} \\ &= 115,0230 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Menghitung Kecepatan Udara Volumetris

$$\begin{aligned} \text{Jumlah mol udara} &= 6.390,17 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 2,2046 \frac{\text{lb}}{\text{kg}} \times \frac{1}{28,85 \text{ lb/lbmol}} \\ &= 488,3142 \text{ lbmol/jam} \end{aligned}$$

Kecepatan udara volumetris

$$Q = \frac{n R T}{P}$$

Dengan:

$$n = 488,3142 \text{ lbmol/jam}$$

$$R = 10,73 \text{ ft}^3 \cdot \text{psi}/(\text{lbmol} \cdot \text{R})$$

$$T = 546 \text{ R}$$

$$P = 14,7 \text{ psi}$$

$$Q = \frac{488,3 \text{ lbmol/jam} \times 10,73 \text{ ft}^3 \cdot \text{psi}/(\text{lbmol} \cdot \text{R}) \times 546 \text{ R} \times 1 \text{ jam}}{14,7 \text{ psi} \times 60 \text{ menit}}$$

$$Q = 3.243,6 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

Diambil faktor keamanan 20% lebih dari laju alirnya, maka:

$$Q = 120\% \times 3.243,6 \text{ ft}^3/\text{menit} = 3.892,3 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

Menghitung Power pada Blower

Blower bekerja secara adiabatik, maka menurut Mc. Cabe Smith, 4th Ed., p-189:

$$P = \frac{0,0643 \cdot T_a \cdot \gamma \cdot q_o}{520 (\gamma - 1) \eta} \left[\left(\frac{P_b}{P_a} \right)^{1 - \frac{1}{\gamma}} - 1 \right]$$

dengan: P = Brake Horsepower

T_a = Suhu masuk, R

q_o = jumlah udara yang dialirkan, ft³/min

η = efisiensi blower

P_a = tekanan masuk blower

P_b = tekanan keluar blower

Kenaikan tekanan blower dianggap 1 psi, maka:

$$P_b = 14,7 + 1 = 15,7 \text{ psi}$$

$$\gamma = c_p/c_v = 1,4$$

$$T_a = 546 \text{ R}$$

$$Q_o = 3.892,28 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$\eta = 80\%$$

Sehingga didapat power pada blower:

$$P = 21,823 \text{ Hp}$$

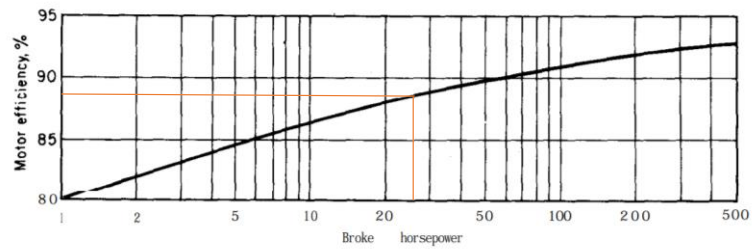
Power motor

FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$P = \frac{21,823}{87,0\%} = 25,1 \text{ Hp}$$

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

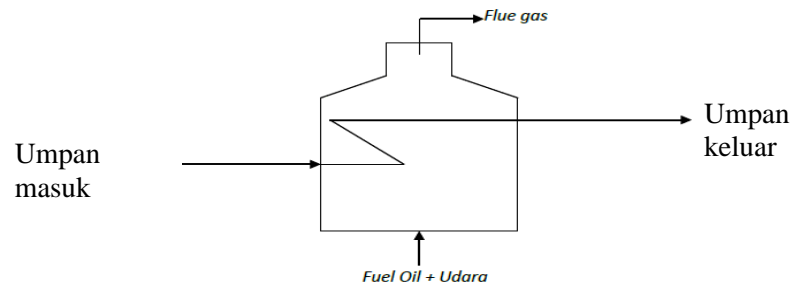
General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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.

Berdasarkan Ludwig E.E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant Vol 3 3rd Ed.*, page 628, daya motor standar adalah 25 Hp

FURNACE (FU-01)

Tugas : Memanaskan Dowtherm dari suhu 351,45 °C ke suhu 390 °C
 Jenis : *Box Furnace*
 Sketsa :

**Data**

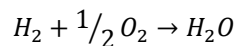
Massa Dowtherm A = 11.883 kg/jam
 rho Dowtherm A = 721,7083 kg/m³
 T1 = 351,45 °C = 624,60 K
 T2 = 390 °C = 663,15 K
 Cp Dowtherm A = 2,4630 kJ/kg.K

Menghitung Beban Panas

Q = m.dow × Cp.dow (T2-T1)
 Q = Beban Panas Furnace (kJ)
 m.dow = Massa Dowtherm A (kg)
 Cp.dow = Kapasitas Panas Dowtherm A (kJ/kg.K)
 T1 = Suhu Dowtherm A masuk (K)
 T2 = Suhu Dowtherm A keluar (K)
 Q = 11.883 kg/jam × 2,4630 kJ/kg.K × 38,55 K
 = 1.128.253,0 kJ/jam

Menghitung Kebutuhan Bahan Bakar

Sebagai bahan bakar digunakan adalah gas keluaran atas separator 1



Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	fraksi mol
H2	2,02	641,31	1.295,44	0,9920
N2	28,01	5,16	144,58	0,0080
C3H6	42,08	-	-	0,0000
C3H8	44,10	-	-	0,0000
Total		646,47	1.440,02	1,0000

$$H_c = -241800 \text{ kJ/kmol} \quad (\text{Perry, R.H., Chemical Engineering Handbook, Ed VII, halaman 2-195})$$

$$BM_{\text{fuel}} = 2,02 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Eff} = 75\%$$

$$n_{\text{fuel}} = \frac{Q}{H_c \times \text{Eff}}$$

$$= \frac{1.128.253 \text{ kJ/jam}}{241.800 \text{ kJ/kmol} \times 75\%}$$

$$= 6,2214 \text{ kmol/jam}$$

$$M_{\text{fuel}} = n_{\text{fuel}} \times BM_{\text{fuel}}$$

$$= 6,2214 \text{ kmol/jam} \times 2,02 \text{ kg/kmol}$$

$$= 12,57 \text{ kg/jam}$$

Menghitung Kebutuhan Udara

$$\text{Mol O}_2 \text{ stoikiometri} = 0,5 \times 6,221 \text{ kmol/jam} = 3,111 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Udara berlebih} = 25\%$$

$$\text{Mol O}_2 = 125\% \times 3,11 \text{ kmol/jam} = 3,89 \text{ kmol/jam}$$

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

$$\text{Mol N}_2 = \frac{79\%}{21\%} \times 3,88838 \text{ kmol/jam} = 14,6277 \text{ kmol/jam}$$

Udara basis kering

Komponen	kmol/jam	Mr	kg/jam
N ₂	14,628	28,013	409,77
O ₂	3,888	31,999	124,42
Total			534,19

Udara lingkungan memiliki kelembaban relatif = 70%

Dari humidity chart diperoleh Y' = 0,018 kg/kg udara kering

Massa uap air yang terbawa udara =

$$0,018 \text{ kg/kg u. kering} \times 534 \text{ kg/jam} = 9,615 \text{ kg/jam}$$

Menghitung Entalpi Pembakaran pada suhu operasi

Kapasitas Panas Fase Gas

Diperoleh dari persamaan:

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

(kJ/kmolK)

Data konstanta A, B, C, D, E

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂	3,4132	-4,13E+01	1,09E+00	-6,69E-10	1,46E-04
N ₂	29,342	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
O ₂	29,526	-9,00E-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

$$\Delta H = \Delta H1 + \Delta Hs + \Delta H2$$

Menghitung $\Delta H1$

$$T_{\text{reff}} = 298,15 \text{ K}$$

$$T1 = 303,15 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	kJ/kmol.K	m.CpdT
H ₂	6,22	6.393.824	39.778.609,4
N ₂	14,63	145,37	2.126,4
O ₂	3,89	147,24	572,5
H ₂ O	0,53	168,25	89,8
TOTAL	25,27		39.781.398,1

$$\Delta H1 = 39.781.398 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \Delta Hs &= 6,2214 \text{ kmol/jam} \times -241800 \text{ kJ/kmol} \\ &= -1504337 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Menghitung $\Delta H1$

$$T2 = 1.200 \text{ K}$$

$$T_{\text{reff}} = 303,15 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	kJ/kmol.K	m.CpdT
H ₂	0,00	#####	-
N ₂	14,63	27.537	402.799
O ₂	0,78	29.549	22.980
H ₂ O	6,76	34.332	231.911
TOTAL	22,16		657.690

$$\Delta H2 = 657.690 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H = \Delta H1 + \Delta Hs + \Delta H2$$

$$\begin{aligned} &= 39781398,1 \text{ kJ/jam} + -1504337,3 \text{ kJ/jam} + 657.689,9 \text{ kJ/jam} \\ &= 41.943.425,4 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Ukuran Pipa

Ukuran pipa dipilih berdasarkan tabel 11 Kern, D.Q.

844

PROCESS HEAT TRANSFER

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	
⅜	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
¼	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
⅜	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
½	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
¾	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1¼	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1½	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2½	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67

Dipilih 2,5 in NPS, Sch 40

Diameter luar, $O_d = 2,88 \text{ in} \times [0.0254 \text{ m/in}] = 0,073 \text{ m}$

Diameter dalam, $I_d = 2,067 \text{ in} \times [0.0254 \text{ m/in}] = 0,053 \text{ m}$

Luas permukaan luar per meter, $a'' = \pi \times O_d = 0,2298 \text{ m}^2/\text{m}$

Panjang pipa, $L = 12 \text{ ft} = 3,6576 \text{ m}$

Pitch = $4,9 \text{ in} = 0,41 \text{ ft} = 0,12436 \text{ m}$

Menghitung Jumlah tube seksi radiasi

Suhu dinding rata - rata = $800 \text{ }^\circ\text{F}$

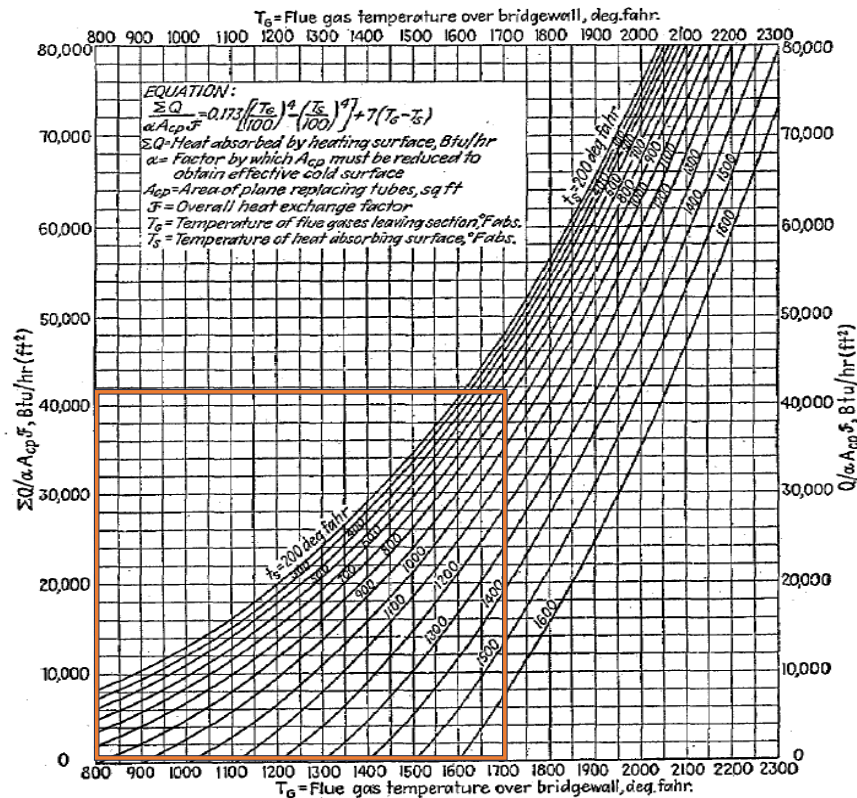
Flux panas pada seksi radiasi = $12.000 \text{ BTU/jam.ft}^2$

$$\frac{Q}{a \cdot A_{CP}} = 2 \times \text{flux panas} = 24.000 \text{ BTU/jam.ft}^2$$

Mencari suhu keluar flue gas

Overall exchange factor = $0,6$

$$\frac{\Sigma Q}{\alpha A_{cp} \bar{T}} = \frac{24000}{0,57} = 42.105 \text{ BTU/jam.ft}^2$$



Didapat suhu flue gas sebesar 1700 °F dari grafik Kern 19.14

Menentukan beban panas total bagian radiasi

$$Q = Q_F + Q_A + Q_R + Q_S - Q_W - Q_G$$

Dimana :

- Q = Beban panas total bagian radiasi (BTU/jam)
- Q_F = Panas yang dihasilkan bahan bakar (BTU/jam)
- Q_A = Panas sensibel diatas 60°F pada pembakaran udara (BTU/jam)
- Q_R = Panas sensibel diatas 60°F pada *flue gas* yang disirkulasi (BTU/jam)
- Q_S = Panas sensibel diatas 60°F dalam *steam* untuk atomisasi (BTU/jam)
- Q_W = Panas yang hilang lewat dinding *furnace* (BTU/jam)
- Q_G = Panas yang meninggalkan *furnace* dalam *flue gas* (BTU/jam)

$$\begin{aligned}
 Q_F &= \frac{1.128.253 \text{ kJ/jam}}{75\%} \\
 &= 1.504.337 \text{ kJ/jam} = 1.425.836 \text{ BTU/jam} \\
 Q_A &= 1.178 \text{ lb/jam} \times 82 \text{ BTU/lb (Hc udara pada 400°F)} \\
 &= 96.571 \text{ BTU/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_R &= 0 \text{ (karena tidak recycle fue gas)} \\
 Q_S &= 0 \text{ (Karena atomisasi steam diabaikan)} \\
 Q_W &= 2\% \times Q_F \\
 &= 2\% \times 1.425.836 \text{ BTU/jam} \\
 &= 28.516,73 \text{ Btu/jam}
 \end{aligned}$$

Panas keluar pada gas saat 1730 °F dan 25% excess udara mempunyai nilai panas sebanyak 476 BTU/lb pada *flue gas* keluar

$$\begin{aligned}
 Q_G &= 476 \text{ BTU/lb} \times (1177,689027 \text{ lb/jam} + 27,7060462 \text{ lb/jam}) \\
 &= 573.768,1 \text{ BTU/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= Q_F + Q_A - Q_W - Q_G \\
 &= 1425836,466 + 96570,5 - 28516,7 - 573768,055 \text{ BTU/h} \\
 &= 920.122,2 \text{ BTU/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{Q}{L \times a'' \times \text{Average flux}} \\
 &= \frac{920.122,2 \text{ BTU/jam}}{12 \text{ ft} \times 0,7540 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 12.000 \text{ BTU/jam.ft}^2} \\
 &= 8,47465 \text{ tube} \\
 &= 8 \text{ tube}
 \end{aligned}$$

Panjang dimensi

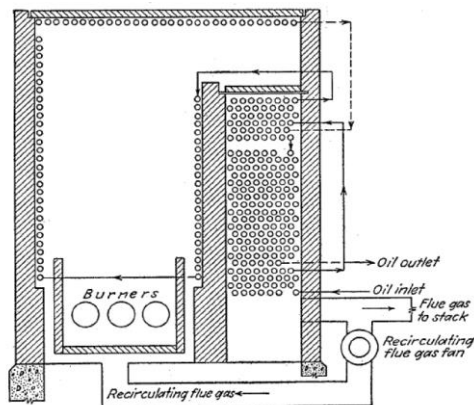
Terdapat 8 tube dan 7 jarak antar tube

$$\text{OD tube} = 2,88 \text{ in} = 0,2400 \text{ ft}$$

$$\text{Pitch} = 4,9 \text{ in} = 0,41 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jarak antar tube} &= 4,9 \text{ in} - 2,88 \text{ in} \\
 &= 2,016 \text{ in atau } 0,1680 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Perhitungan panjang dimensi} &= 8 \times 0,2400 \text{ ft} + 7 \times 0,1680 \text{ ft} \\
 &= 3,096 \text{ ft} = 0,94366 \text{ m}
 \end{aligned}$$



Mengambil rasio dimensi 3 : 2 : 1 (Kern hal 691)

Sehingga di dapat dimensi sekitar 1,5 ft : 1,03 ft : 0,52 ft

$$L = \frac{2}{3} x^3 \sqrt{\text{volume}}$$

$$\begin{aligned} L &= \frac{2}{3} \times \sqrt[3]{1,5 \times 1,03 \times 0,52} \\ &= 0,6251 \text{ ft} \\ &= 0,1905 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung Panas Seksi Konveksi

$$\Sigma Q = 0.173 \mathfrak{F} \left[\left(\frac{T_g}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_s}{100} \right)^4 \right] \alpha_{cp} A_{cp} + h_c A (T_g - T_s) \quad (19.9)$$

where A = total tube surface, ft²

A_{cp} = equivalent cold plane surface, ft²

\mathfrak{F} = overall exchange factor, dimensionless

h_c = convection coefficient, Btu/(hr)(ft²)(°F)

ΣQ = total hourly heat transfer to the cold surface, Btu/hr

T_g = temperature of flue gas leaving the radiant section, °R

T_s = tube surface temperature, °R

α = factor by which A_{cp} must be reduced to obtain effective cold surface, dimensionless

Konveksi dapat disederhanakan dengan asumsi nilai :

$$H_c = 2 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Overall exchange factor} = 0,57$$

$$A = 2 \times \alpha \cdot A_{cp}$$

$$A_{cp}/\text{tube} = \frac{8,1 \text{ ft} \times 1,5 \text{ ft}}{12}$$

$$= 1,0 \text{ ft}^2$$

$$\text{Rasio Pitch/OD} = \frac{8,1}{2,88} = 2,81$$

Sehingga didapat α pada single row pada Kern fig 19.11 dengan nilai 0,75

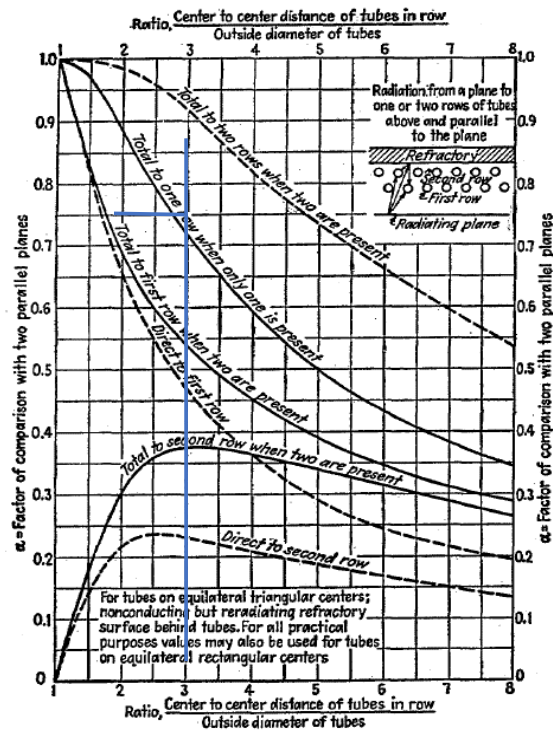


FIG. 19.11. Radiation between a plane and one or more tube rows parallel to the plane. (Courtesy of Hottel.)

$$A_{cp}/tube \times \alpha = 1,0 \text{ ft}^2 \times 0,75 = 0,7837 \text{ ft}^2$$

$$\alpha \cdot A_{cp} = 0,7837 \text{ ft}^2 \times 8 \text{ tube} = 6,27 \text{ ft}^2$$

Sehingga dapat disederhanakan menjadi

$$\frac{\Sigma Q}{\alpha A_{cp} F} = 0,173 \left[\left(\frac{T_g}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_s}{100} \right)^4 \right] + 7(T_g - T_s) \quad (\text{Menggunakan Metode of Lobo and Evans})$$

Diketahui

$$T_g = 1700 \text{ } ^\circ\text{F} = 2160 \text{ R}$$

$$T_s = 1700 \text{ } ^\circ\text{F} - 400 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= 1300 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= 1760 \text{ R}$$

$$\frac{Q}{f \cdot \alpha A_{CP}} = 0,173 \left(\left(\frac{T_g}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_s}{100} \right)^4 \right) + 7(T_g - T_s)$$

$$\frac{Q}{0,57 \times 6,27} = 0,173 \times \left[\left(\frac{2160}{100} \right)^4 - \left(\frac{1760}{100} \right)^4 \right] + 7(2160 - 1760)$$

$$Q = 31.054,17 \text{ BTU/jam} = 32.764,01 \text{ kJ/jam}$$

Sehingga beban panas seksi radiasi 31.054,17 BTU/jam

Menghitung Jumlah tube seksi Konveksia. Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\text{Suhu Umpan Masuk} = 351,45 \text{ } ^\circ\text{C} = 664,612 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu Umpan Keluar} = 390 \text{ } ^\circ\text{C} = 734 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu Gas Masuk} = 1700 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu Gas Keluar} = 670 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{lmt d} = \frac{(\Delta T_2 - \Delta T_1)}{\ln \left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right)}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{5 - 966}{\ln \frac{5}{966}} \\ &= 185,1 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

b. Koefisien Perpindahan Panas

Diprediksi berdasarkan Towler and Sinnott, hal.773 Vol.6 Ed.4

Hot Fluid = gases

Cold Fluid = Liquid

Range Ud = 20 - 50 W/m².°C

Dipilih Ud = 30 W/m².°C

c. Pemilihan Pipa

Dipilih 2,5" NPS, Sch 40

$$\text{Diameter dalam pipa (Id)} = 2,469 \text{ in} = 0,063 \text{ m} = 0,206 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar pipa (OD)} = 2,88 \text{ in} = 0,073 \text{ m} = 0,240 \text{ ft}$$

$$\text{Luas permukaan/m (a'')} = \pi \times \text{OD} = 0,2298 \text{ m}^2/\text{m} = 0,754 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Panjang Pipa} = 12 \text{ ft} = 3,6576 \text{ m}$$

d. Luas Perpindahan Panas yang Diperlukan

Dihitung dengan Persamaan :

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

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan panas yang diperlukan (ft²)

Q_t : Beban panas (BTU/jam)

U_d : Koefisien Perpindahan Panas Design (BTU/jam.ft².°F)

Δt : Beda suhu rerata (°F)

$$A = \frac{9.101,11 \text{ J/s}}{30 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \times 85,07 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$= 3,57 \text{ m}^2$$

e. Jumlah tabung yang diperlukan

$$n_t = \frac{A}{a'' \times L}$$

$$= \frac{3,57 \text{ m}^2}{0,230 \text{ m}^2/\text{m} \times 3,66 \text{ m}}$$

$$= 4,24 = 4 \text{ tube}$$

Sehingga jumlah pipa seksi konveksi adalah 4 tube

Dimensi Stack

Theoritikal draft sebesar 1 mm H₂O (Towler and Sinnott, hal.774 Vol.6

$$P_d = 0.35(L_s)(p') \left[\frac{1}{T_a} - \frac{1}{T_{ga}} \right]$$

Dimana

P_d = Theoretical Draft (mm)

L_s = Tinggi Stack (m)

p' = Atmospheric Pressure, milibar

T_a = Temperatur Udara (K)

T_{ga} = Temperatur rata-rata flue gas (K)

$$1 = 0,35 \times L_s \times 1013,25 \times \left(\frac{1}{303,15} - \frac{1}{1199,82} \right)$$

Didapat $L_s = 1,1438 \text{ m}$

$$A = \frac{3,14 \times D^2 \times L_s}{4}$$

$$3,57 \text{ m}^2 = \frac{3,14 \times D^2 \times 1,1438 \text{ m}}{4}$$

Didapat diameter stack = 1,9924 m

RINGKASAN FURNACE (FU-01)

Tugas : Memanaskan Dowtherm dari suhu 351,45 °C ke suhu 390 °C

Jenis : *Box Furnace*

Dimensi : 1,5 ft : 1,03 ft : 0,52 ft

Ukuran Tube (OD) : 2,88 in

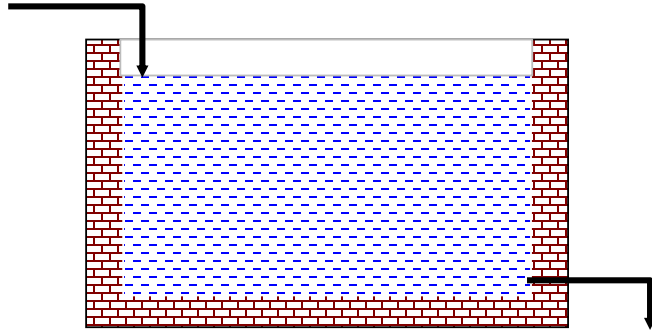
Jarak antar pusat : 4,9 in

Kebutuhan Gas H₂ : 12,567 kg/jam

Beban Panas Furnace : 1.128.253,0 kJ/jam

Jumlah Tube Seksi Radiasi : 8 tube

Jumlah Tube Seksi Konveksi : 4 tube

BAK AIR BERSIH (BU-01)

Tugas : Menampung air bersih dari unit pembelian (dari PT Krakatau Tirta Industri)

Jenis : Bak persegi panjang

Data :

Suhu operasi	=	30 °C = 303,2 K
Tekanan	=	1 Atm
Kecepatan massa	=	8.274,2 Kg/Jam
Kecepatan volume	=	8,1 m ³ /Jam
Densitas	=	1.023 Kg/m ³
Waktu tinggal	=	72 Jam

Langkah Perhitungan :**1. Volume Air**

$$\begin{aligned}
 V_L &= \text{Kecepatan Volume} \times \text{Waktu Tinggal} \\
 &= 8,0892 \text{ m}^3/\text{jam} \times 72 \text{ jam} \\
 &= 582,422 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

2. Volume Bak Penampung

$$\begin{aligned}
 \text{Dirancang angka keamanan} &= 20\% \\
 V_B &= 582,422 \text{ m}^3 \times 120\% \\
 &= 698,906 \text{ m}^3 \\
 &= 698,906 \text{ m}^3 \times \frac{8,386 \text{ bbl}}{1 \text{ m}^3} \\
 &= 5.861 \text{ bbl}
 \end{aligned}$$

3. Ukuran Bak Penampung

Dirancang kedalaman bak, $H = 5$ m

Rasio panjang : lebar = 2 : 1

Maka, $P = 2L$

$$V = P \times L \times T$$

$$V = 2L \times L \times 5$$

$$V = 10L^2$$

Maka :

$$L = \left(\frac{V}{10} \right)^{1/2}$$

$$= \left(\frac{698,9058}{10} \right)^{1/2}$$

$$= 8,3601 \text{ m}$$

$$P = 2 \times L$$

$$= 16,7201 \text{ m}$$

4. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi bak penampung air dari unit pembelian dipilih berupa beton bertulang

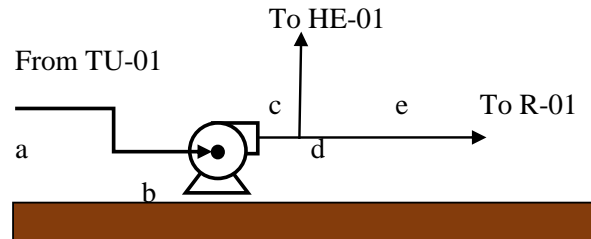
Ringkasan Bak Air Bersih

Panjang = 16,7201 m

Lebar = 8,3601 m

Kedalaman = 5 m

POMPA UTILITAS (PU-01)



Tugas : Memompa dowtherm A dari TU-01 ke FU-01 lalu ke HE-01 dan R-01

Jenis : *Centrifugal pump*

Kondisi Operasi : $T = 390 \text{ } ^\circ\text{C} = 663,2 \text{ K}$
 $P = 1 \text{ atm}$
 $= 14,7 \text{ psia}$

Rencana Pemipaan :

a = 20 m ; d = 20 m

b = 20 m ; e = 20 m

c = 10 m ;

Panjang pipa lurus = 90 m

Elevasi, $Z_1 = 2 \text{ m}$

Elevasi, $Z_2 = 10,0 \text{ m}$

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
9. Menghitung Tekanan Discharge

Kecepatan massa = 11883,2 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Densitas} &= 721,7 \quad \text{kg/m}^3 \\ \text{Kecepatan volume} &= 16,465 \quad \text{m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Bagian atas dari TU -01

- Tinggi *Suction Head* = 2 m
- Tekanan, P_1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk ke HE-01 dan R-01

- Tinggi *Discharge Head* = 10 m
- Tekanan, P_2 = 1 atm

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas TU-01} &= 2,55 \quad \text{m}^3 \\ \text{Laju volumetrik (F}_V\text{)} &= 16,47 \quad \text{m}^3/\text{jam} = 0,0046 \quad \text{m}^3/\text{s} \\ &= 581,47 \quad \text{ft}^3/\text{jam} = 0,16 \quad \text{ft}^3/\text{s} \\ &= 4349,68 \quad \text{gal}/\text{jam} = 1,21 \quad \text{gal}/\text{s} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pompa Optimum

Digunakan pipa *stainless steel* dengan diameter optimum :

$$\begin{aligned} \text{Diketahui, } Di_{\text{opt}} &: \text{ Diameter pipa optimum (in)} \\ Q_L &: \text{ Kecepatan volume fluida } 0,16 \quad \text{ft}^3/\text{s} \\ \rho_L &: \text{ Densitas fluida (} 45,05 \quad \text{lb}/\text{ft}^3\text{)} \end{aligned}$$

(Pers. 15, Peters, M.S., K.D. Timmerhaus dan R.E. West, 2003, hal 496)

$$\begin{aligned} Di_{\text{opt}} \text{ (in)} &= 3,9 \quad \times Q_L^{0,45} \times \rho_L^{0,13} \\ &= 3,9 \quad \times 0,44 \quad \times 1,64 \\ &= 2,82 \quad \text{in} \\ &= 0,07 \quad \text{m} \end{aligned}$$

$$Di_{\text{std}} \text{ (in)} = 3,07 \quad \text{in}$$

TABLE 13
Steel-pipe dimensions

Nominal pipe size, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area of pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		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	0.106	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

1½	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
2½	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

Nominal pipe size, Nps = 3 in

Outside Diameter, OD = 3,50 in

Schedule Number, Sch = 40

Inside Diameter, ID = 3,07 in

Flow area per pipe = 7,38 in²

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0046 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0048 \text{ m}^2} = 0,96 \text{ m/s}$$

Viskositas fluida = 1162,70 cP

= 1,16 kg/m.s

= 0,81 lb/ft.s

Bilangan reynold

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho_L \times V \times \text{ID}}{\mu_L} \\ &= \frac{721,71 \text{ kg/m}^3 \times 0,96 \text{ m/s} \times 0,078 \text{ m}}{1,16 \text{ kg/m.s}} \\ &= 46,47 \quad (\text{Laminer}) \end{aligned}$$

Bahan Konstruksi

Dipilih bahan stainless steel

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

(White, F.M., *Fluid Mechanics*, hal 371)

$$\begin{aligned}
 \text{Kekasaran pipa} &= 7, \text{E-}06 \quad \text{ft} \\
 &= 2, \text{E-}03 \quad \text{mm} \\
 \text{Kekasaran relatif} &= \frac{e}{\text{ID}} \\
 &= 2,74 \text{E-}05
 \end{aligned}$$

Faktor friksi *Darcy* :

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana, $e/\text{ID} = 0,000027$

$\text{Re} = 46,47$

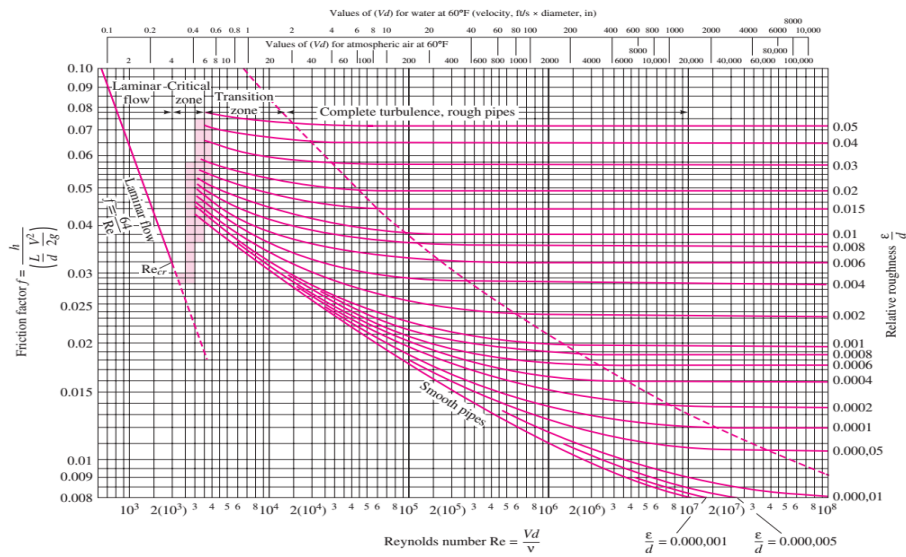


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

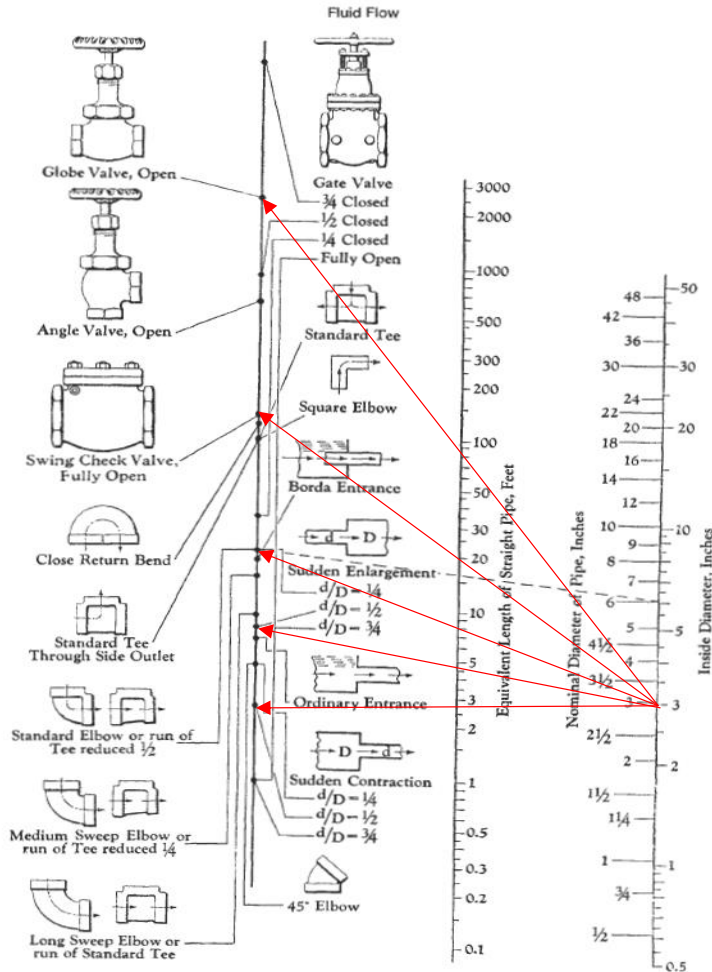
$f = 0,07$

Memilih panjang ekuivalen (L_e) dan panjang pipa (L)

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd ed., hal 87, dengan ukuran ID 3 in didapatkan :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣL_e	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	3,9	2	7,8	2,4
<i>Sudden contraction</i>	2,9	2	5,8	1,8
<i>Check valve</i>	20	1	20	6,1
<i>Globe valve, open</i>	80	1	80	24,4
<i>Standart elbow</i>	8	10	80	24,4
Total				59,0

$$\begin{aligned} \Sigma Le &= 59,0 && \text{m} \\ \Sigma Le+L &= 149,0 && \text{m} \\ &= 489 && \text{ft} \end{aligned}$$



87

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung menggunakan persamaan Bernaulli

$$\frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2.g} + H_f + H_{man} = \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2.g}$$

Dari persamaan diatas, dapat dihitung :

a. *Pressure Head*

$$\begin{aligned}
 H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\rho \times g} \\
 &= \frac{(1 - 1) \text{ atm}}{45,05 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \times \frac{101325 \text{ kg/ms}^2}{1 \text{ atm}} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b. *Velocity Head*

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot g} \\
 &= \frac{(0,96 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 0,05 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. *Static Head*

$$\begin{aligned}
 H_s &= Z_2 - Z_1 \\
 &= 10 - 2 \\
 &= 8 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. *Friction Head*

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f (L + \Sigma L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\
 &= \frac{0,07 (149,0 \text{ m}) (0,96 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,08 \text{ m}} \\
 &= 6,30 \text{ m}
 \end{aligned}$$

e. *Total Head Pompa*

$$\begin{aligned}
 H &= H_p + H_v + H_s + H_f \\
 &= 14,35 \text{ m} \\
 &= 47,08 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}} \quad (\text{Ludwig E.E., vol 1, hal 330, pers. 5-11a})$$

Dengan :

- N_s = kecepatan spesifik
 n = kecepatan putar (rpm)
 Q = kapasitas pompa ($\text{m}^3/\text{min} = 0,27 \text{ m}^3/\text{min}$)
 H = *head* pompa (m) = 14,35 m
 g = percepatan gravitasi = 9,8 m/s^2

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2., Ludwig, E.E., 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-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

- Kecepatan putar dipilih : 1500 rpm
 Faktor slip : 5% (prediksi)

$$\begin{aligned}
 \text{rpm} &= 1500 \times 95\% \\
 &= 1425 \text{ rpm} \\
 &= 23,75 \text{ rps} \\
 &= 149,2 \text{ rad/s}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
 N_s &= \frac{1425 \text{ rpm} \times (0,27 \text{ m}^3/\text{min})^{0,5}}{(14,35 \text{ m})^{0,8}} \\
 &= 101,25 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

6. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

NPSH yang tersedia dihitung dengan :

$$NPSH_A = S + (P_a - P_{vp}) \times \left(\frac{10,2}{spgr} \right) - h_{SL} \quad (\text{Ludwig E.E., Pers. 5-10 hal 326})$$

$$T = 663,15 \text{ K}$$

Komponen	Xi	Pi° (mmHg)	K=Pi°/P	Yi=Xi.K
Dowtherm	1	196998,00	6182,29	6182,29

$$P \text{ uap total} = 31,86 \text{ mmHg} = 0,04 \text{ atm}$$

$$P \text{ operasi} = 760,00 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$$

Dengan :

$$S = \text{suction head} = 2 \text{ m}$$

$$P_a = \text{tekanan operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{vp} = \text{tekanan uap campuran} = 0,04 \text{ atm}$$

$$spgr = \text{specific gravity} = 1$$

$$f = \text{friction factor} = 0,07$$

$$L+L_e = \text{panjang pipa total} = 149,0 \text{ m}$$

$$V = \text{kecepatan aliran} = 0,96 \text{ m/s}$$

$$g = \text{kecepatan gravitasi} = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$ID = \text{diameter dalam} = 0,08 \text{ m}$$

$$h_{SL} = \text{friction loss}$$

$$h_{SL} = \frac{f \times (L_{suction}) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$h_{SL} = \frac{0,07 \times 44,5 \text{ m} \times (0,96 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,08 \text{ m}}$$

$$= 1,88 \text{ m}$$

$$NPSH_a = 2 \text{ m} + (1 - 0,04) \text{ atm} \times \frac{10,2}{1} - 1,88 \text{ m}$$

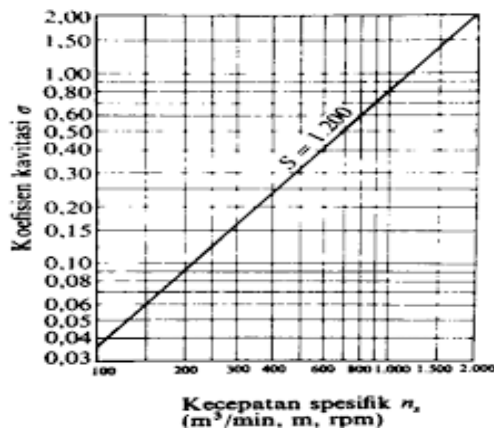
$$= 9,89 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

NPSH yang diperlukan (NPSH_R) dihitung dengan mencari koefisien kavitasi Thoma

dengan data :

$$N_s = 101,25 \text{ rpm}$$



Dari grafik didapatkan nilai koefisien kavitasi dari kecepatan spesifik sebesar = 0,035

maka,

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \sigma \times NPSH_a \\ &= 0,035 \times 9,89 \text{ m} \\ &= 0,35 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSHR), maka tidak kavitasi

7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

Dengan :

BHP = Daya penggerak poros (Watt)

Q = kapasitas pompa = 16,47 m³/jar = 0,005 m³/s

H = head pompa = 14,35 m

γ = rapat berat = 7.073 N/m³

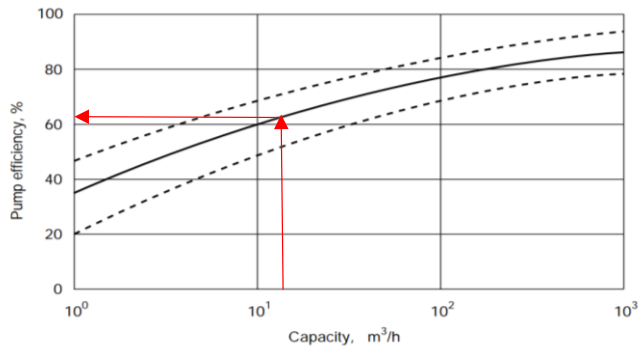


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 61%

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0,005 \text{ m}^3/\text{s} \times 14,35 \text{ m} \times 7072,7 \text{ N/m}^3}{61\%} \\ &= 760,92 \text{ Watt} \\ &= 0,76 \text{ kW} \\ &= 1,02 \text{ hp} \end{aligned}$$

8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi motor penggerak

Table 3.1. Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

Towler & Sinnott, table 3.1 , hal 111)

Dengan daya = 0,76092 kW didapatkan efisiensi = 80%

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi motor}} \\ &= \frac{0,76}{80\%} \text{ kW} \\ &= 0,95 \text{ kW} \\ &= 1,28 \text{ HP} \end{aligned}$$

Motor standar dipilih menurut gambar dibawah

<p><i>Horsepower Ratings.</i>³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are</p> <p>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.</p> <p>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.</p>

(Ludwig E.E., vol 3, hal 628)

Dipilih daya standar = 1 1/2 HP

9. Menghitung Tekanan Discharge

Untuk menghitung tekanan discharge pompa dapat menggunakan persamaan 5.48 dan 5.49 dari Silla, Harry, 2003, *Chemical Process Engineering Design and Economics*, Taylor & Francis Group LLC, pp. 264. Dan persamaan Hazen-Williams

$$W = \left(\frac{g}{gc} \right) (Z_1 - Z_2) + \left(\frac{P_1 - P_2}{\rho} \right) - (E_S + E_D) \quad \dots\dots\dots (5.48)$$

$$P_p = \frac{m.W}{\eta_p} \quad \dots\dots\dots (5.49)$$

$$h_f = \frac{10,67 \times Q^{1,9}}{C^{1,9} \times d^{4,9}} \times L \quad \dots\dots\dots \text{(Hazen-Williams)}$$

$$E = 0,10 \times h_f \times g \quad \dots\dots\dots \text{(Hazen-Williams)}$$

$$W = \text{Work} \quad (\text{N.m/kg})$$

$$g = \text{Acceleration of gravity} \quad (\text{m/s}^2)$$

$$g_c = \text{Conversion factor} \quad (\text{kg.m/N.s}^2)$$

$$Z = \text{Elevation} \quad (\text{m})$$

$$p = \text{Pressure} \quad (\text{bar})$$

$$\rho = \text{Density} \quad (\text{kg/m}^3)$$

$$E = \text{Total pressure loss} \quad (\text{bar})$$

$$P_p = \text{Pump power} \quad (\text{N.m/s})$$

$$m = \text{Mass flow rate} \quad (\text{kg/s})$$

$$\eta_p = \text{Pump efficiency}$$

$$h_f = \text{Head loss} \quad (\text{m})$$

$$Q = \text{Debit cairan} \quad (\text{l/s})$$

$$C = \text{Koefisien pipa}$$

$$d = \text{Diameter pipa} \quad (\text{mm})$$

$$L = \text{Panjang ekivalen pipa} \quad (\text{m})$$

$$P_p = \frac{m \cdot W}{\eta_p}$$

$$W = \frac{P_p \cdot \eta_p}{m}$$

$$= \frac{1,5 \text{ HP} \times 61\%}{11883,17 \text{ kg/jam}} \times \frac{745,7 \text{ N.m/s}}{1 \text{ HP}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ jam}}$$

$$= 206,71 \text{ N.m/kg}$$

Karena sistem diberi kerja maka Kerja/Usaha bernilai negatif

$$W = \left(\frac{g}{g_c} \right) (Z_1 - Z_2) + \left(\frac{p_1 - p_2}{\rho} \right) - (E_s + E_D)$$

$$W = -206,71 \text{ N.m/kg}$$

$$g/g_c = 9,8 \text{ N.m/kg}$$

$$\Delta Z = -8,0 \text{ m}$$

$$\rho = 721,71 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta E = 1,36 \text{ bar}$$

$$\Delta p = -0,48 \text{ bar}$$

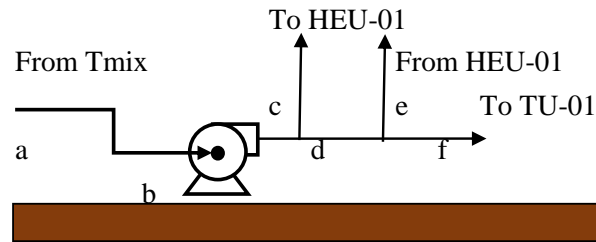
$$P_2 = p_1 - \Delta p$$

$$= 1,49 \text{ bar}$$

$$= 1,47 \text{ atm}$$

SPESIFIKASI PU-01

Tugas	:	Memompa downtherm A dari TU-01 ke FU-01 lalu HE-01 dan R-01
Jenis	:	<i>Centrifugal pump</i>
Kondisi Operasi		
Tekanan	:	1 atm
Suhu	:	390 °C
Kapasitas	:	16,47 m ³ /jam
Dimensi pompa		
Diameter dalam pipa (ID_{pipe})	:	0,08 m
Diameter luar pipa (OD_{pipe})	:	0,09 m
Panjang pipa	:	149 m
Head total	:	14,35 m
Kecepatan putar	:	1425 rpm
Efisiensi pompa	:	61%
Efisiensi motor penggerak	:	80%
Tenaga motor penggerak	:	1 1/2 HP

POMPA UTILITAS (PU-02)

Tugas : Memompa downtherm A dari Unit pemanas downtherm ke HEU-01 dan TU-01

Jenis : *Centrifugal pump*

Kondisi Operasi : $T = 351,5 \text{ } ^\circ\text{C} = 624,6 \text{ K}$

$P = 1 \text{ atm}$
 $= 14,7 \text{ psia}$

Rencana Pemipaan :

$a = 40 \text{ m}$; $d = 10 \text{ m}$

$b = 10 \text{ m}$; $e = 10 \text{ m}$

$c = 10 \text{ m}$; $f = 50,00 \text{ m}$

Panjang pipa lurus = 130 m

Elevasi, $Z_1 = 5 \text{ m}$

Elevasi, $Z_2 = 2,0 \text{ m}$

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
9. Menghitung Tekanan Discharge

Kecepatan massa = 11883,2 kg/jam

Densitas = 746,7 kg/m³

Kecepatan volume = 15,914 m³/jam

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Bagian atas dari HE-01 dan R-01

- Tinggi *Suction Head* = 5 m
- Tekanan, P_1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk ke HEU-01 dan TU-01

- Tinggi *Discharge Head* = 2 m
- Tekanan, P_2 = 1 atm

2. Menentukan Kapasitas Pompa

Kapasitas TU-01	= 2,55	m^3		
Laju volumetrik (F_V)	= 15,91	m^3/jam	= 0,0044	m^3/s
	= 562,00	ft^3/jam	= 0,16	ft^3/s
	= 4204,09	gal/jam	= 1,17	gal/s

3. Menghitung Ukuran Pompa Optimum

Digunakan pipa *stainless steel* dengan diameter optimum :

Diketahui, Di_{opt} : Diameter pipa optimum (in)

Q_L : Kecepatan volume fluida 0,16 ft^3/s

ρ_L : Densitas fluida (46,62 lb/ft^3)

(Pers. 15, Peters, M.S., K.D. Timmerhaus dan R.E. West, 2003, hal 496)

$$\begin{aligned}
 Di_{opt}(\text{in}) &= 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho_L^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,43 \times 1,65 \\
 &= 2,79 \text{ in} \\
 &= 0,07 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$Di_{std}(\text{in}) = 3,07 \text{ in}$$

TABLE 13
Steel-pipe dimensions

Nominal pipe size, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, ft^2	Surface per lin ft, ft^2		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	0.106	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

$$\begin{aligned}
 \text{Nominal pipe size, Nps} &= 3 \quad \text{in} \\
 \text{Outside Diameter, OD} &= 3,50 \quad \text{in} \\
 \text{Schedule Number, Sch} &= 40 \\
 \text{Inside Diameter, ID} &= 3,07 \quad \text{in} \\
 \text{Flow area per pipe} &= 7,38 \quad \text{in}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0044 \quad \text{m}^3/\text{s}}{0,0048 \quad \text{m}^2} = 0,93 \quad \text{m/s}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Viskositas fluida} &= 1095,14 \quad \text{cP} \\
 &= 1,10 \quad \text{kg/m.s} \\
 &= 0,77 \quad \text{lb/ft.s}
 \end{aligned}$$

Bilangan reynold

$$\begin{aligned}
 \text{Re} &= \frac{\rho_L \times V \times \text{ID}}{\mu_L} \\
 &= \frac{746,70 \quad \text{kg/m}^3 \times 0,93 \quad \text{m/s} \times 0,078 \quad \text{m}}{1,10 \quad \text{kg/m.s}} \\
 &= 49,33 \quad (\text{Laminer})
 \end{aligned}$$

Bahan Konstruksi

Dipilih bahan stainless steel

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
	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Brass	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Plastic	—	Smooth	Smooth	
Glass	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Concrete	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Rubber	Stave	0.0016	0.5	±40
Wood	—	—	—	

(White, F.M, *Fluid Mechanics*, hal 371)

$$\begin{aligned}
 \text{Kekasaran pipa} &= 7, \text{E-}06 \quad \text{ft} \\
 &= 2, \text{E-}03 \quad \text{mm} \\
 \text{Kekasaran relatif} &= \frac{e}{\text{ID}} \\
 &= 2,74 \text{E-}05
 \end{aligned}$$

Faktor friksi *Darcy* :

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana, $e/ID = 0,000027$

$Re = 49,33$

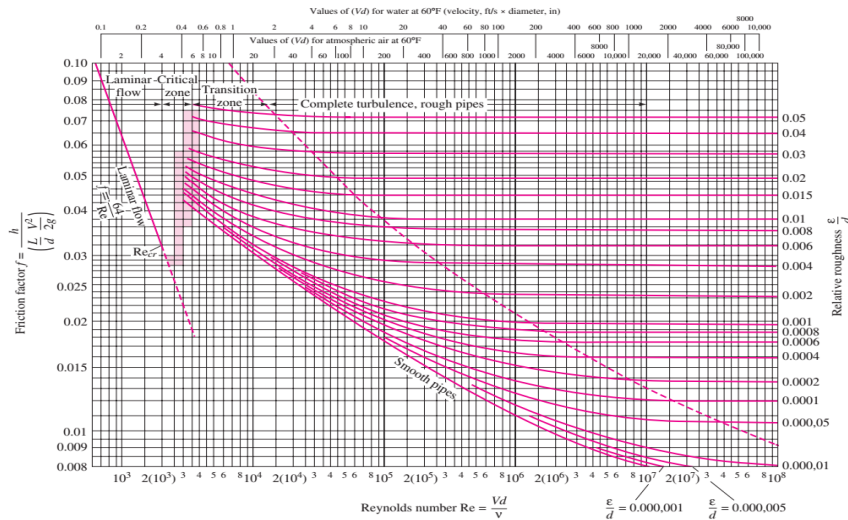


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$f = 0,07$

Memilih panjang ekuivalen (L_e) dan panjang pipa (L)

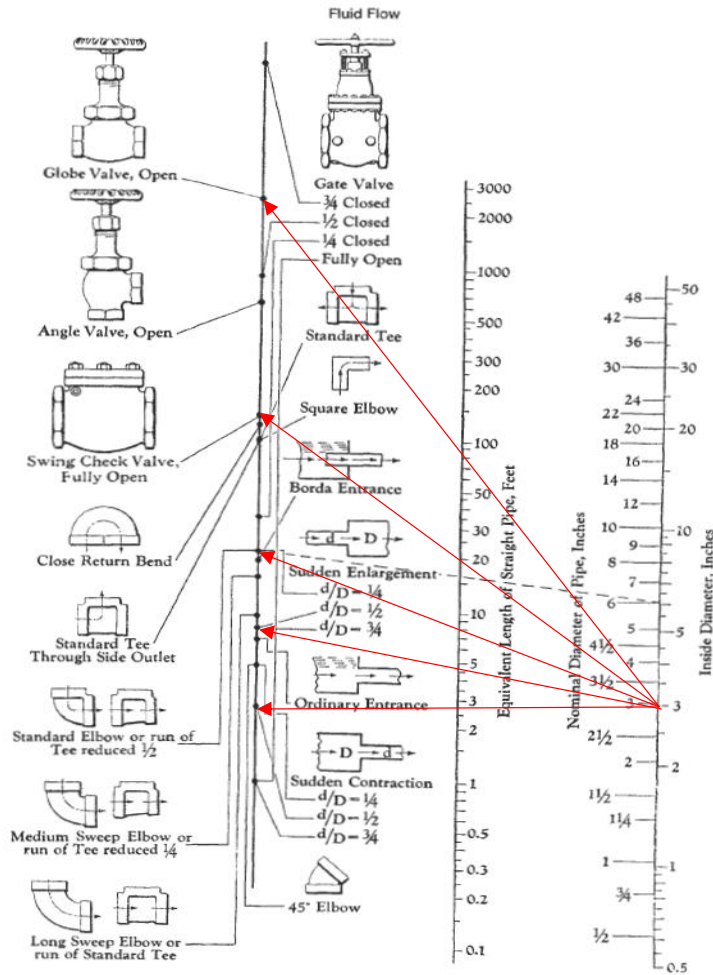
Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd ed., hal 87, dengan ukuran ID 3 in didapatkan :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣLe		
			ft	m	
<i>Sudden enlargement</i>	3,9	2	7,8	2,4	
<i>Sudden contraction</i>	2,9	2	5,8	1,8	
<i>Check valve</i>	20	1	20	6,1	
<i>Globe valve, open</i>	80	1	80	24,4	
<i>Standart elbow</i>	8	10	80	24,4	
Total				59,0	

$\Sigma Le = 59,0 \quad m$

$\Sigma Le + L = 189,0 \quad m$

$= 620 \quad ft$



4. Menghitung Head Pompa

Dihitung menggunakan persamaan Bernaulli

$$\frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + H_f + H_{man} = \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g}$$

Dari persamaan diatas, dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho \times g}$$

$$= \frac{(1 - 1) \text{ atm}}{46,62 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \times \frac{101325 \text{ kg/ms}^2}{1 \text{ atm}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot g} \\
 &= \frac{(0,93 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 0,04 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= Z_2 - Z_1 \\
 &= 2 - 5 \\
 &= -3 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f (L + \sum L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\
 &= \frac{0,07 (189,0 \text{ m}) (0,93 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,08 \text{ m}} \\
 &= 7,47 \text{ m}
 \end{aligned}$$

e. Total Head Pompa

$$\begin{aligned}
 H &= H_p + H_v + H_s + H_f \\
 &= 4,51 \text{ m} \\
 &= 14,80 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}} \quad (\text{Ludwig E.E., vol 1, hal 330, pers. 5-11a})$$

Dengan :

$$\begin{aligned}
 N_s &= \text{kecepatan spesifik} \\
 n &= \text{kecepatan putar (rpm)} \\
 Q &= \text{kapasitas pompa (m}^3/\text{min} = 0,27 \text{ m}^3/\text{min} \\
 H &= \text{head pompa (m)} = 4,51 \text{ m} \\
 g &= \text{percepatan gravitasi} = 9,8 \text{ m/s}^2
 \end{aligned}$$

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2., Ludwig, E.E., 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-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Kecepatan putar dipilih : 1500 rpm
Faktor slip : 5% (prediksi)

$$\begin{aligned} \text{rpm} &= 1500 \times 95\% \\ &= 1425 \text{ rpm} \\ &= 23,75 \text{ rps} \\ &= 149,2 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} N_s &= \frac{1425 \text{ rpm} \times (0,27 \text{ m}^3/\text{min})^{0,5}}{(4,51 \text{ m})^{0,8}} \\ &= 237,09 \text{ rpm} \end{aligned}$$

6. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

NPSH yang tersedia dihitung dengan :

$$NPSH_A = S + (P_a - P_{vp}) \times \left(\frac{10,2}{\text{spgr}} \right) - h_{SL} \quad (\text{Ludwig E.E., Pers. 5-10 hal 326})$$

$$T = 624,6013 \text{ K}$$

Komponen	Xi	Pi° (mmHg)	K=Pi°/P	Yi=Xi.K
Dowtherm	1	126257,34	3962,27	3962,27

$$P_{\text{uap total}} = 31,86 \text{ mmHg} = 0,04 \text{ atm}$$

$$P_{\text{operasi}} = 760,00 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$$

Dengan :

$$\begin{aligned}
 S &= \text{suction head} &= 5 &\text{ m} \\
 P_a &= \text{tekanan operasi} &= 1 &\text{ atm} \\
 P_{vp} &= \text{tekanan uap campura} &= 0,04 &\text{ atm} \\
 spgr &= \text{specific gravity} &= 1 \\
 f &= \text{friction factor} &= 0,07 \\
 L+L_e &= \text{panjang pipa total} &= 189,0 &\text{ m} \\
 V &= \text{kecepatan aliran} &= 0,93 &\text{ m/s} \\
 g &= \text{kecepatan gravitasi} &= 9,8 &\text{ m/s}^2 \\
 ID &= \text{diameter dalam} &= 0,08 &\text{ m}
 \end{aligned}$$

$$h_{SL} = \text{friction loss}$$

$$h_{SL} = \frac{f \times (L_{suction}) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$\begin{aligned}
 h_{SL} &= \frac{0,07 \times 54,5 \text{ m} \times (0,93 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,08 \text{ m}} \\
 &= 2,15 \text{ m}
 \end{aligned}$$

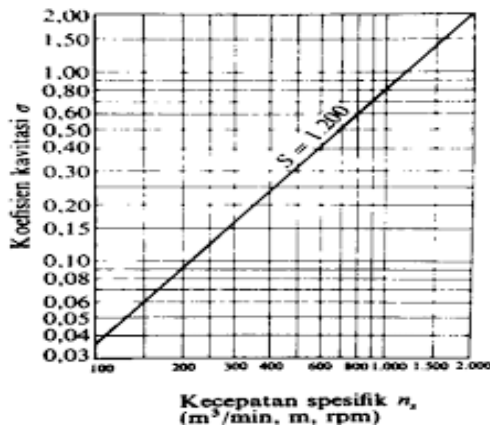
$$\begin{aligned}
 NPSH_a &= 5 \text{ m} + (1 - 0,04) \text{ atm} \times \frac{10,2}{1} - 2,15 \text{ m} \\
 &= 12,62 \text{ m}
 \end{aligned}$$

NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$)

NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$) dihitung dengan mencari koefisien kavitasi Thoma

dengan data :

$$N_s = 237,09 \text{ rpm}$$



Dari grafik didapatkan nilai koefisien kavitasi dari kecepatan spesifik sebesar = 0,08
maka,

$$\begin{aligned}
 NPSH_R &= \sigma \times NPSH_a \\
 &= 0,08 \times 12,62 \text{ m} \\
 &= 1,01 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$NPSH$ yang tersedia ($NPSH_a$) $>$ $NPSH$ yang diperlukan ($NPSH_R$), maka tidak kavitasi

7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

Dengan :

BHP = Daya penggerak poros (Watt)

Q = kapasitas pompa = 15,91 m³/jam = 0,004 m³/s

H = head pompa = 4,51 m

γ = rapat berat = 7.318 N/m³

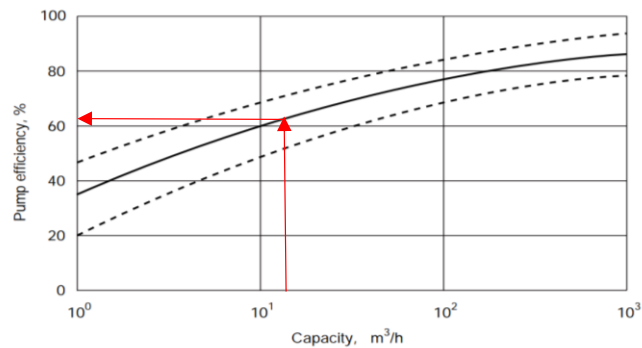


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 61%

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0,004 \text{ m}^3/\text{s} \times 4,51 \text{ m} \times 7317,7 \text{ N/m}^3}{61\%} \\ &= 239,23 \text{ Watt} \\ &= 0,24 \text{ kW} \\ &= 0,32 \text{ hp} \end{aligned}$$

8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi motor penggerak

Table 3.1. Approximate Efficiencies of Electric Motors

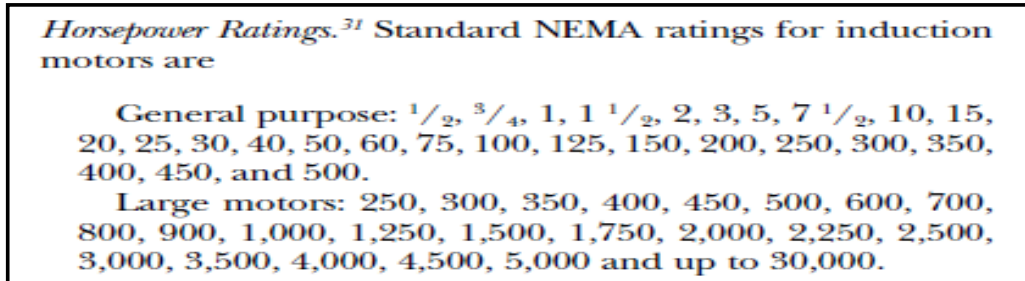
Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

(Towler & Sinnott, table 3.1 , hal 111)

Dengan daya = 0,23923 kW didapatkan efisiensi = 80%

$$\begin{aligned}
 \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi motor}} \\
 &= \frac{0,24}{80\%} \text{ kW} \\
 &= 0,30 \quad \text{kW} \\
 &= 0,40 \quad \text{HP}
 \end{aligned}$$

Motor standar dipilih menurut gambar dibawah



(Ludwig E.E., vol 3, hal 628)

$$\text{Dipilih daya standar} = 1/2 \quad \text{HP}$$

9. Menghitung Tekanan Discharge

Untuk menghitung tekanan discharge pompa dapat menggunakan persamaan 5.48 dan 5.49 dari Silla, Harry, 2003, *Chemical Process Engineering Design and Economics*, Taylor & Francis Group LLC, pp. 264. Dan persamaan Hazen-Williams

$$W = \left(\frac{g}{gc} \right) (Z_1 - Z_2) + \left(\frac{P_1 - P_2}{\rho} \right) - (E_S + E_D) \quad \dots\dots\dots (5.48)$$

$$P_p = \frac{m.W}{\eta_p} \quad \dots\dots\dots (5.49)$$

$$h_f = \frac{10,67}{C^{1,9}} \times \frac{Q^{1,9}}{d^{4,9}} \times L \quad \dots\dots\dots \text{(Hazen-Williams)}$$

$$E = 0,10 \quad \times h_f \quad \times g \quad \dots\dots\dots \text{(Hazen-Williams)}$$

$$W = \text{Work} \quad (\text{N.m/kg})$$

$$g = \text{Acceleration of gravity} \quad (\text{m/s}^2)$$

$$gc = \text{Conversion factor} \quad (\text{kg.m/N.s}^2)$$

$$Z = \text{Elevation} \quad (\text{m})$$

$$p = \text{Pressure} \quad (\text{bar})$$

ρ	= Density	(kg/m ³)
E	= Total pressure loss	(bar)
P_p	= Pump power	(N.m/s)
m	= Mass flow rate	(kg/s)
η_p	= Pump efficiency	
h_f	= Head loss	(m)
Q	= Debit cairan	(l/s)
C	= Koefisien pipa	
d	= Diameter pipa	(mm)
L	= Panjang ekivalen pipa	(m)

$$P_p = \frac{m \cdot W}{\eta_p}$$

$$W = \frac{P_p \cdot \eta_p}{m}$$

$$= \frac{0,5 \text{ HP} \times 61\%}{11883,2 \text{ kg/jam}} \times \frac{745,7 \text{ N.m/s}}{1 \text{ HP}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ jam}}$$

$$= 68,90 \text{ N.m/kg}$$

Karena sistem diberi kerja maka Kerja/Usaha bernilai negatif

$$W = \left(\frac{g}{gc} \right) (Z_1 - Z_2) + \left(\frac{P_1 - P_2}{\rho} \right) - (E_s + E_D)$$

$$W = -68,90 \text{ N.m/kg}$$

$$g/gc = 9,8 \text{ N.m/kg}$$

$$\Delta Z = 3,0 \text{ m}$$

$$\rho = 746,70 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta E = 1,62 \text{ bar}$$

$$\Delta p = -0,18 \text{ bar}$$

$$P_2 = P_1 - \Delta p$$

$$= 1,20 \text{ bar}$$

$$= 1,18 \text{ atm}$$

SPESIFIKASI PU-02

Tugas	:	Memompa air dari unit pemanas dowtherm A ke TU - 01
Jenis	:	<i>Centrifugal pump</i>
Kondisi Operasi		
Tekanan	:	1 atm
Suhu	:	351,45 °C
Kapasitas	:	15,91 m ³ /jam
Dimensi pompa		
Diameter dalam pipa (ID_{pipe})	:	0,08 m
Diameter luar pipa (OD_{pipe})	:	0,09 m
Panjang pipa	:	189 m
Head total	:	4,51 m
Kecepatan putar	:	1425 rpm
Efisiensi pompa	:	61%
Efisiensi motor penggerak	:	80%
Tenaga motor penggerak	:	1/2 HP

KEBUTUHAN AIR

Air merupakan kebutuhan pokok dalam pemenuhan kebutuhan proses produksi. Kebutuhan air digunakan sebagai air sanitasi & kantor, air pendingin, air layanan umum, dan air hydrant. Pabrik Propylene 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 tiap jam:

Air yang digunakan meliputi :

1. Air Pendingin
1. Air Pemanas
2. 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	µS
- TOC (<i>Total Organic Carbon</i>)	=	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

Perhitungan Kebutuhan Air

1. Air Pendingin

Condenser Tangki	(CD-01)	66,20	Kg/jam
Cooler	(CL-01)	78,87	Kg/jam
Intercooler	(IC-01)	82,49	Kg/jam
Aftercooler	(AC-01)	82,49	Kg/jam
Condenser Parsial	(CDP-01)	2.474,12	Kg/jam
Condenser MD	(CD-02)	3.588,47	Kg/jam
Cooler	(CL-02)	87,85	Kg/jam
Total		6.460,49	Kg/jam

2. Air Pemanas

Reboiler MD	(RB-01)	566,18	Kg/jam
Total		566,18	Kg/jam

Spesifikasi air pendingin & pemanas adalah sebagai berikut :

- Kekeruhan (Turbiditas)	=	10	NTU (max)
- Konduktivitas	=	1000	µS (max)
- pH	=	6 - 8	
- TOC	=	1000	ppm (max)

- TDS	=	1000	mg/L (max)
- Silika	=	150	mg/L (max)
- CaCO ₃	=	300	mg/L (max)
- MgCO ₃	=	350	mg/L (max)

2. Air hidrant

Dari Sularso, hal 22 diketahui air hidrant sebanyak 130-260 liter/menit

Dirancang untuk dipakai selama : 10 jam

$$\begin{aligned} \text{Air Hidran} &= 260 \frac{\text{liter}}{\text{menit}} \times 60 \frac{\text{menit}}{\text{jam}} \times 10 \text{ jam} \\ &= 156000 \text{ liter} = 155321 \text{ kg} \\ \text{Waktu tinggal} &= 30 \text{ hari} = 720 \text{ jam} \\ \text{Kebutuhan air} &= \frac{155321 \text{ kg}}{720 \text{ jam}} \\ &= 215,7242 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3. Air kebutuhan Kantor dan Rumah Tangga

a. Air untuk Kantor (sanitasi)

Dari Tabel. 2.9 Sularso, hal. 21 diketahui :

Air untuk kantor sebanyak 100-120 liter/hari tiap orang.

Dirancang untuk memenuhi : 214 orang.

Densitas air suhu ruangan = 995,65 Kg/m³ = 0,99565 Kg/L

$$\begin{aligned} \text{Air untuk Kantor} &= 120 \times \frac{\text{Liter}}{\text{Hari} \cdot \text{Orang}} \times 214 \text{ Orang} \\ &= 25680 \text{ Liter/hari} \\ &= 1070 \text{ Liter/jam} \\ &= 1065,3455 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

b. Kebutuhan Lain-Lain

Laboratorium (10% dari Air Kantor)	106,53455 Kg/jam
Bengkel (10% dari Air Kantor)	106,53455 Kg/jam
Poliklinik (10% dari Air Kantor)	106,53455 Kg/jam
Masjid (10% dari Air Kantor)	106,53455 Kg/jam
Kantin (10% dari Air Kantor)	106,53455 Kg/jam
Total	532,67275 Kg/jam

4. Menghitung Kebutuhan Air Total (Start-Up)

Air Pendingin	6.460,49 Kg/jam
Air Hidran	215,72 Kg/jam
Air Kebutuhan Kantor dan Rumah Tangga	1.598,02 Kg/jam
Total	8.274,23 Kg/jam

5. Menghitung Kebutuhan Air Make-Up

Unit Cooling Tower

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

Evaporation loss (We)	82,1943 Kg/jam
Drift loss (Wd)	1,2921 Kg/jam
Blowdown discharge	19,2565 Kg/jam
Total Air Make Up	102,7429 Kg/jam

Untuk faktor *safety*, maka total air *make-up* dirancang 1,5 kali dari total kebutuhan air *make-up*, sehingga total air yang dibutuhkan untuk air *make-up* sebesar 154,114 kg/jam

6. Kebutuhan Air Total

Air Hidran & servis	215,72 Kg/jam
Air Kebutuhan Kantor dan Rumah Tangga	1.598,02 Kg/jam
Air Pendingin dan pemanas	6.460,49 Kg/jam
Total	8.274,23 Kg/jam

Perhitungan air yang hilang

a. Air yang hilang karena digunakan

Air kebutuhan kantor dan rumah tangga	1.598,02 kg/jam
Air hidran dan servis	215,72 kg/jam

b. Air yang hilang pada *Cooling Tower*

Air <i>make up Cooling Tower</i>	154,11 kg/jam
----------------------------------	---------------

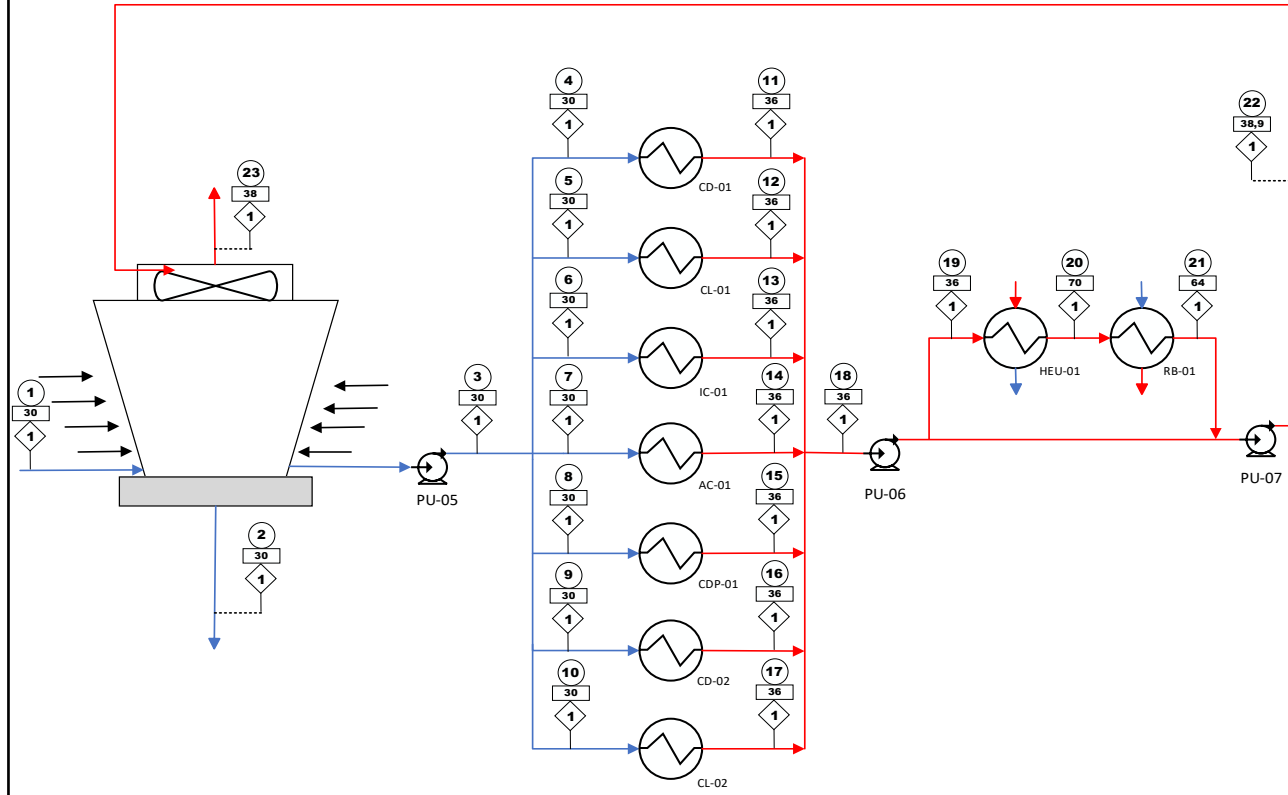
c. Air yang hilang karena *blowdown*

<i>Blowdown</i> Bak Air Sanitasi	177,56 kg/jam
<i>Blowdown</i> Bak Air Bersih	827,42 kg/jam
TOTAL	2.972,84 kg/jam

5. Uraian Proses Utilitas Air

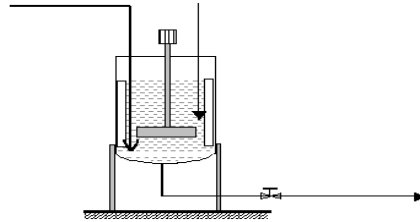
Air bersih dari PT Krakatau Tirta Industri dialirkan ke BU-01 melalui pemipaan untuk ditampung. Air dari BU-01 di alirkan ke BU-02 untuk ditampung dan didistribusikan untuk kebutuhan sanitasi kantor dan rumah tangga. Air dari TU-02 juga dialirkan sebagai hidran serta dialirkan ke bak CT-01 untuk digunakan sebagai media pendingin pada CD-01, CL-01, IC-01, AC-01, CDP-01, CD-02, CL-02. Air keluaran CL-01 dan IC-01 dialirkan ke FU-02 untuk digunakan sebagai media pemanas pada RB-01. Hasil keluaran RB -01, CD-01, AC-01, CDP-01, CD-02 dan CL-02 air dialirkan ke CT-01 untuk didinginkan kembali. Air *make-up* juga dialirkan ke bak CT-01 untuk mengganti air yang menguap selama pendinginan di CT-01 dan untuk mengganti air *blowdown* CT-01.

DIAGRAM ALIR PENYEDIAAN AIR



Komponen	Nomor Arus (kg/jam)										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H2O	5.414,72	86,11	5.414,72	66,23	309,00	82,49	82,49	2.474,12	2.312,84	87,55	66,23

Komponen	Nomor Arus (kg/jam)											
	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
H2O	309,00	82,49	82,49	2.474,12	2.312,84	87,55	5.414,72	566,18	566,18	566,18	5.414,72	68,89

TANGKI KLORINASI (TU-02)

Tugas : Melarutkan kaporit ($\text{Ca}(\text{OCl})_2$) untuk diumpankan ke dalam bak air minum sebagai penghilang kuman dan patogen dalam air kebutuhan rumah tangga.

Jenis alat : Tangki silinder tegak

Data : Suhu operasi = 30 °C
 Tekanan = 1 atm
 Kecepatan massa air = 1.598,02 kg/jam
 Densitas air = 1.022,88 kg/m³
 Densitas kaporit = 2.350,00 kg/m³
 Waktu tinggal = 330 hari

1. Volume Air Kantor dan Rumah Tangga

$$\begin{aligned} V_L &= \frac{\text{kecepatan massa air}}{\text{densitas air}} \\ &= \frac{1.598,02 \text{ kg/jam}}{1.022,88 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1,56 \text{ m}^3/\text{jam} = 1.562,28 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

2. Kebutuhan Kaporit

Kebutuhan Cl_2 = 0,5 ppm dalam umpan air (Permenkes, No. 907 Tahun 2002)

Kadar klor murni dalam kaporit = 60 - 70%

$$\begin{aligned} \text{Kaporit yang diperlukan} &= 0,5 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1.000.000 \text{ mg}} \times 1562,28 \frac{\text{L}}{\text{jam}} \times \frac{100}{70} \\ &= 0,001 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3. Massa Air

Larutan kaporit dibuat dengan kadar 5%

$$\begin{aligned} \text{Massa air} &= \frac{95\%}{5\%} \times 0,001 \text{ kg/jam} \\ &= 0,02 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

4. Volume larutan

$$\begin{aligned}
 W &= \text{laju alir massa} \times \text{waktu tinggal} \\
 &= 0,02 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari} \\
 &= 167,923 \text{ kg} \\
 V &= 0,164 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

5. Volume Tangki

Dirancang dengan angka keamanan 120%

$$\begin{aligned}
 V_T &= 120\% \times 0,164 \text{ m}^3 \\
 &= 0,20 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

6. Ukuran Tangki

Dirancang tangki dengan perbandingan D : H = 1 : 2

$$V_t = \frac{\pi D^2 H}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi D^2 2D}{4}$$

$$D^3 = \frac{4 V_t}{2\pi}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \times V_t}{\pi}}$$

$$ID = 0,50 \text{ m} = 19,71 \text{ in}$$

$$H = 1,00 \text{ m} = 39,41 \text{ in}$$

Menentukan tebal dinding

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *stainless steel* SA-167 tipe 316

(Brownell & Young, hal 342)

$$f = \text{allowable stress} : 18.750 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, appendix D})$$

$$E = \text{efisiensi sambungan} : 0,8 \quad (\text{Brownell \& Young, tabel 13.2, hal 254})$$

$$c = \text{korosi} : 0,125 \text{ in} \quad (\text{Peters \& Timmerhaus})$$

$$\text{Faktor keamanan} : 120\%$$

$$\text{Tekanan perancangan (P)} : 120\% \times 14,7 \text{ psi}$$

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

Tebal dinding dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal 258

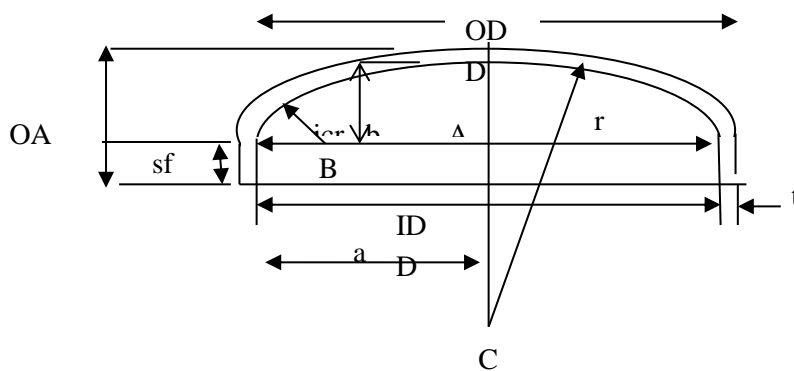
$$t_{\text{dinding}} = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6 \times P} + C$$

$$t_{\text{dinding}} = \frac{17,64 \times 9,85339}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64} + 0,125$$

$$t_{\text{dinding}} = 0,13659 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell standar 0,1875 in (Brownell & Young, hal 88)

Menentukan *head*



Keterangan :

icr	: inside-corner radius	OD	: outside diameter
sf	: straight flange	a	: inside radius
r	: radius of dish	b	: depth of dish (inside)
IDs	: inside diameter shell = 0,50 m		
			= 19,71 in

$$a = \frac{IDs}{2} = \frac{19,7068}{2} = 9,85 \text{ in}$$

Menentukan tebal *head* dengan menggunakan persamaan 13.12 Brownell, L. E, 1959

Jenis bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis stainless steel SA 167 type 316 (Brownell & Young, hal: 342)

f = allowable stress : 18750 psi (appendix D, Brownell & Young)

E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell)

c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Faktor keamanan : 120%

$$\begin{aligned} \text{Tekanan perancangan (P)} & : 120\% \times 14,7 \text{ psi} \\ & : 17,64 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal *head* dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal 258

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times P \times r}{f \times E - 0,1 \times P} + C$$

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times 17,64 \times 9,85}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 17,64} + 0,125$$

$$t_{\text{head}} = 0,13525 \text{ in}$$

Dipilih tebal *head* standar 0,1875 in (Brownell & Young, hal 88)

Menentukan tinggi head

$$\begin{aligned} \text{OD} & = \text{IDs} + 2 \cdot t_h \\ & = 20,08 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 89 digunakan OD standar = 20 in, dengan tebal *head* 3/16 in, diperoleh :

$$\begin{aligned} r & = 20 \text{ in} \\ \text{icr} & = 1 \frac{1}{4} \text{ in} \\ \text{ID} & = \text{OD} - (2 \times t_{\text{head}}) \\ & = 19,63 \text{ in} = 0,50 \text{ m} \\ a & = \text{ID}/2 = 9,81 \text{ in} \\ \text{AB} & = a - \text{icr} \\ & = 9,81 - 1 \frac{1}{4} \text{ in} \\ & = 8,56 \text{ in} \\ \text{BC} & = r - \text{icr} \\ & = 20 - 1 \frac{1}{4} \text{ in} \\ & = 18 \frac{3}{4} \text{ in} \\ b & = r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5} \\ & = 3,32 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal *head* 3/16 in maka *sf* adalah 1,5-2 in

$$\begin{aligned} \text{Dipilih } sf & = 1,5 \text{ in} \\ \text{Tinggi head} & = t_h + b + sf \\ & = 0,1875 + 3,319 + 2 \text{ in} \\ & = 5,01 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,13 \text{ m} \\
 H_{\text{total}} &= H + 2.\text{tinggi head} \\
 &= 1,00 + 0,25 \text{ m} \\
 &= 1,26 \text{ m}
 \end{aligned}$$

7. Pengaduk

Data untuk perhitungan pengaduk

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter impeller (Da)} &= 1/3 \text{ ID} = 0,17 \text{ m} = 0,55 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi cairan (Z}_1\text{)} &= \frac{4.Vl}{2\pi.ID^2} = 0,21 \text{ m} = 0,69 \text{ ft} \\
 \text{Jarak pengaduk dari dasar (E)} &= 1/3 \text{ ID} = 0,17 \text{ m} = 0,55 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi impeller (W)} &= 1/8 \text{ Da} = 0,02 \text{ m} = 0,07 \text{ ft} \\
 \text{Lebar baffle (j)} &= 1/12 \text{ ID} = 0,04 \text{ m} = 0,14 \text{ ft} \\
 \text{Lebar impeller (L)} &= 1/4 \text{ Da} = 0,04 \text{ m} = 0,14 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi pengaduk} &= H_{\text{tot}} - E = 1,09 \text{ m} = 3,57 \text{ ft} \\
 \text{WELH} &= Z_1 \times \text{sg} = 0,21 \text{ m} = 0,68 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Putaran pengaduk

$$N = \frac{600 \times 0,3048}{\pi \times Da} \sqrt{\frac{WELH}{2 \times Da}}$$

$$N = 84,22 \text{ rpm}$$

Kecepatan pengaduk standar ditentukan dari Wallas, hal 288

IMPELLER SPEED

With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320 rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continuously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.

$$\begin{aligned}
 \text{Dipilih kecepatan pengaduk standar} &= 84 \text{ rpm} \\
 &= 1,4 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

Perhitungan bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

$$\mu_{\text{mix}} = 0,8204 \text{ cP}$$

$$= 0,000820399 \text{ kg/m.s}$$

$$\rho_{\text{mix}} = 1.089,23 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Re} = 51.317,75$$

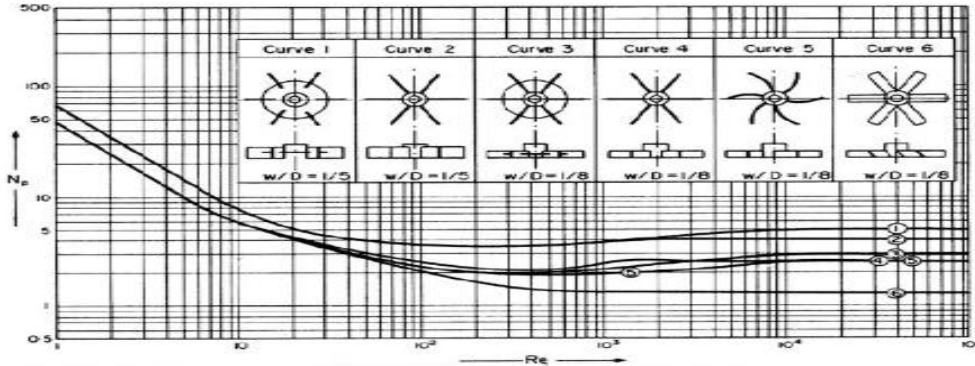


Figure 10.59. Power correlations for baffled turbine impellers, for tank with 4 baffles [from Uhl and Gray (1967) with permission]. w = impeller width, D = impeller diameter.

Dari gambar 10.59 halaman 348 dalam Rase, untuk *six blade turbine* (kurva 1) dengan $\text{Nre} > 10^5$ maka didapatkan:

$$\text{Np} = 5$$

Menghitung tenaga motor pengaduk

Dihitung dengan persamaan :

$$P_o = \text{Np} \times \rho_L \times N^3 \times D a^5$$

Keterangan

P_o = Daya penggerak (watt)

Np = Bilangan daya = 5 (fig 10.59, Wallas, hal 292)

ρ_L = Rapat massa fluida yang diaduk (kg/m^3) = 1.089,23 kg/m^3

N = Kecepatan pengaduk (s^{-1}) = 1,4 rps

Da = Diameter impeller (m) = 0,17 m

Maka,

$$P_o = 5 \times 1.089,23 \text{ kg/m}^3 \times 2,744 \text{ rps} \times 1,27, \text{E-04} \text{ m}^5$$

$$= 1,89 \text{ Watt}$$

$$= 1,89, \text{E-03} \text{ kW}$$

Efisiensi motor pengaduk diperoleh dari tabel 3.1 Sinnott & Towler hal 111

Table 3.1. Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

Berdasarkan tabel diatas diperoleh efisiensi = 80% , maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan:

$$\begin{aligned}
 \text{Daya} &= 1,89, \text{E-}03 \text{ kW} / 80\% \\
 &= 2,37, \text{E-}03 \text{ kW} \\
 &= 3,17, \text{E-}03 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Digunakan motor pengaduk standar yang diperoleh dari Ludwig E.F., Vol.3, hal 628

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

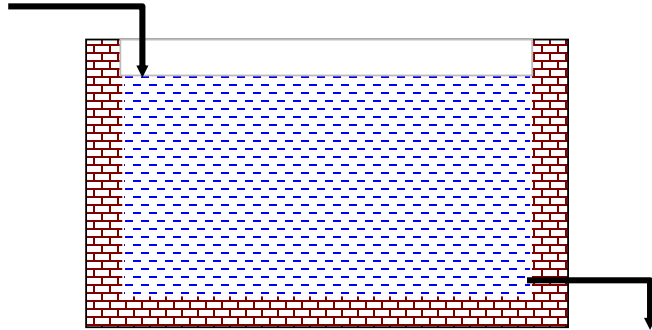
General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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 motor pengaduk standar = 0,5 HP

SPESIFIKASI TANGKI KLORINASI (TU-02)

Volume	=	0,20	m ³
Diameter luar	=	0,51	m
Diameter dalam	=	0,50	m
Tinggi	=	1,26	m
Daya pengaduk	=	0,5	Hp

BAK AIR BERSIH (BU-01)

Tugas : Menampung air bersih dari unit pembelian (dari PT Krakatau Tirta Industri)

Jenis : Bak persegi panjang

Data :

Suhu operasi	=	30 °C = 303,2 K
Tekanan	=	1 Atm
Kecepatan massa	=	8.274,2 Kg/Jam
Kecepatan volume	=	8,1 m ³ /Jam
Densitas	=	1.023 Kg/m ³
Waktu tinggal	=	72 Jam

Langkah Perhitungan :**1. Volume Air**

$$\begin{aligned}
 V_L &= \text{Kecepatan Volume} \times \text{Waktu Tinggal} \\
 &= 8,0892 \text{ m}^3/\text{jam} \times 72 \text{ jam} \\
 &= 582,422 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

2. Volume Bak Penampung

$$\begin{aligned}
 \text{Dirancang angka keamanan} &= 20\% \\
 V_B &= 582,422 \text{ m}^3 \times 120\% \\
 &= 698,906 \text{ m}^3 \\
 &= 698,906 \text{ m}^3 \times \frac{8,386 \text{ bbl}}{1 \text{ m}^3} \\
 &= 5.861 \text{ bbl}
 \end{aligned}$$

3. Ukuran Bak Penampung

Dirancang kedalaman bak, $H = 5$ m

Rasio panjang : lebar = 2 : 1

Maka, $P = 2L$

$$V = P \times L \times T$$

$$V = 2L \times L \times 5$$

$$V = 10L^2$$

Maka :

$$L = \left(\frac{V}{10} \right)^{1/2}$$

$$= \left(\frac{698,9058}{10} \right)^{1/2}$$

$$= 8,3601 \text{ m}$$

$$P = 2 \times L$$

$$= 16,7201 \text{ m}$$

4. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi bak penampung air dari unit pembelian dipilih berupa beton bertulang

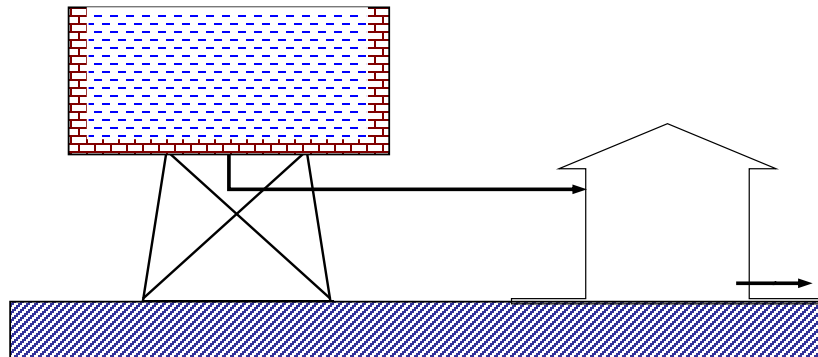
Ringkasan Bak Air Bersih

$$\text{Panjang} = 16,7201 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 8,3601 \text{ m}$$

$$\text{Kedalaman} = 5 \text{ m}$$

BAK AIR KEBUTUHAN KANTOR DAN RUMAH TANGGA (BU-02)



Tugas : Menampung air untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga

Jenis : Bak persegi panjang

Data :

Suhu operasi	=	30 °C
Tekanan	=	1 Atm
Kecepatan massa	=	1.598 Kg/Jam
Kecepatan volume	=	1,6 m ³ /Jam
Densitas	=	1.023 Kg/m ³
Waktu tinggal	=	72 Jam

Langkah Perhitungan :

1. Volume Air

$$\begin{aligned}
 V_L &= \text{Kecepatan Volume} \times \text{Waktu Tinggal} \\
 &= 1,5623 \text{ m}^3/\text{jam} \times 72 \text{ jam} \\
 &= 112,484 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

2. Volume Bak Penampung

$$\begin{aligned}
 \text{Dirancang angka keamanan} &= 20\% \\
 V_B &= 112,484 \text{ m}^3 \times 120\% \\
 &= 134,981 \text{ m}^3 \\
 &= 134,981 \text{ m}^3 \times \frac{8,386 \text{ bbl}}{1 \text{ m}^3} \\
 &= 1131,95 \text{ bbl}
 \end{aligned}$$

3. Ukuran Bak Penampung

$$\text{Dirancang kedalaman } l = 5 \text{ m}$$

$$\text{Rasio panjang : lebar} = 2 : 1$$

$$\text{Maka, } P = 2L$$

$$V = P \times L \times T$$

$$V = 2L \times L \times 5$$

$$V = 10L^2$$

Maka :

$$L = \left(\frac{V}{10} \right)^{1/2}$$

$$= \left(\frac{134,9810}{10} \right)^{1/2}$$

$$= 3,6740 \text{ m}$$

$$P = 2 \times L$$

$$= 7,3480 \text{ m}$$

4. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi bak air kebutuhan kantor dan rumah tangga dipilih berupa beton bertulang

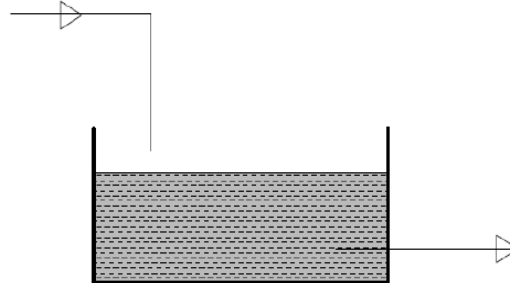
Ringkasan Bak Air Bersih

$$\text{Panjang} = 7,3480 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 3,6740 \text{ m}$$

$$\text{Kedalaman} = 5 \text{ m}$$

**BAK AIR BEKAS PENDINGIN
(BU-03)**



Tugas : Menampung air dari alat pendingin
 Jenis : Bak persegi panjang
 Data : Suhu operasi = 36 °C
 Tekanan = 1 atm
 Kecepatan massa = 6.460,49 kg/jam
 Kecepatan volume = 6,35 m³/jam
 Densitas = 1017,35 kg/m³
 Waktu tinggal = 1 jam

1. Volume Air

$$\begin{aligned} V_L &= \text{Kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 6,35 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 6,35 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Volume Bak Penampung

$$\begin{aligned} \text{Dirancang angka keamanan} &= 120\% \\ V_T &= \text{Volume air} \times \text{Angka keamanan} \\ &= 6,35 \text{ m}^3 \times 120\% \\ &= 7,62 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

3. Ukuran Bak Penampung

$$\begin{aligned} \text{Dirancang kedalaman bak, H} &= 5 \text{ m} \\ \text{Rasio panjang : lebar} &= 1 : 1 \\ V &= P \times L \times H \end{aligned}$$

$$= 1 L \times L \times 5 \text{ m}$$

$$= 5 L^2$$

Maka :

$$L = \left(\frac{V_T}{5} \right)^{1/2}$$

$$= \left(\frac{7,62}{5} \right)^{1/2}$$

$$= 1,23 \text{ m}$$

$$P = L$$

$$= 1,23 \text{ m}$$

Tebal dinding beton standar untuk penampung air antara 15 - 30 cm.

Dipilih tebal = 20 cm

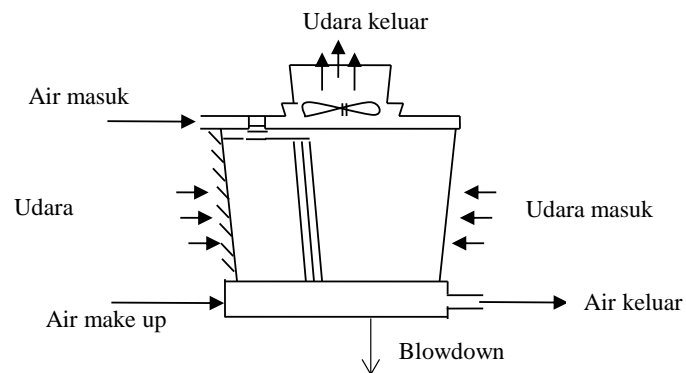
4. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi bak air bersih dipilih berupa beton bertulang.

SPESIFIKASI BAK AIR BEKAS PENDINGIN (BU-03)

Laju alir	=	6.460,49	kg/jam
Waktu tinggal	=	1	jam
Volume bak	=	7,62	m ³
Panjang	=	1,23	m
Lebar	=	1,23	m
Tinggi	=	5	m
Tebal	=	0,2	m

Cooling Tower Utilitas (CTU-01)



Tugas : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan di alat-alat proses untuk disirkulasi kembali

Jenis : *Mechanical induced draft counterflow cooling tower*

Data Operasi :

Kecepatan Air Masuk (L1)	=	6.460,49	kg/jam	
Suhu air masuk (T1)	=	38,92	⁰ C =	312,07 K
Tekanan	=	1	atm	
Suhu air keluar (T2)	=	30	⁰ C =	303,15 K
Kapasitas panas air (Cpa)	=	37,3193	kJ/kg.K	
Densitas air	=	1,019	g/mL	= 1.018,8 kg/m ³

Data udara lingkungan:

Suhu udara, Tgin	=	30	⁰ C =	303,15 K
Kelembaban relatif, RH	=	60%		
Kapasitas panas udara	=	1,005	kJ/kg.K	
Kapasitas panas uap air	=	1,884	kJ/kg.K	
Entalpi penguapan, H _{vap}	=	2302	kJ/kg dry air	

(Table 7.1 Treybal, R, E., 1981, "Mass Transfer Operations", 3rd Ed.)

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", 3rd ed., McGraw-Hill, New York, 1981)

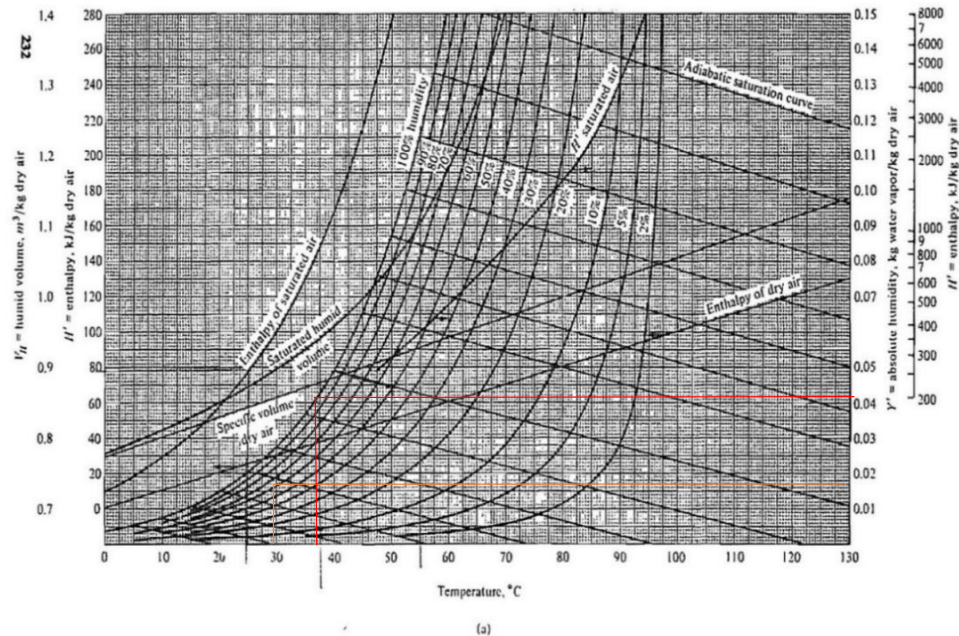


Figure 7.5 (a) Psychrometric chart for air-water vapor, 1 std atm abs, in SI units.

Suhu = 30 °C
 Kelembaban relatif = 60%
 Diperoleh, Y' = 0,017

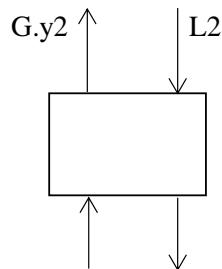
2. Menentukan Kebutuhan Udara

Diperoleh dengan cara membuat neraca massa dan neraca panas.

Dirancang:

Suhu udara maksimum = 38 °C = 311,15 K
 Kelembaban relatif = 98%
 Rasio uap air/massa udara = 0,042 kg/kg dry air (humidity chart)

Neraca Massa ;



$$G.y1 \quad L1$$

Kecepatan massa masuk - kecepatan massa keluar = akumulasi

Pada keadaan tunak, akumulasi = 0

$$L2 + G.y1 - L1 - G.y2 = 0$$

$$G(y1 - y2) + L2 = L1$$

Neraca panas :

$$Q_{G1} - Q_{L1} - Q_{G2} + Q_{L2} = 0$$

Data dari Table 7-1, Treyball R.E, "Mass Transfer Operation", 3th Edition, p.234

$$Cp \text{ H}_2\text{O}_{(g)} = 1,884 \text{ kJ/kg.K}$$

$$Cp \text{ udara} = 1,005 \text{ kJ/kg.K}$$

$$Cp \text{ H}_2\text{O}_{(l)} = 4,191 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\lambda = 2302 \text{ kJ/kg}$$

a. Panas yang dibawa udara masuk (Q_{G1})

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T_{G1} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{G2} = 38 \text{ }^{\circ}\text{C} = 311,15 \text{ K}$$

$$y1 = 0,017 \text{ kg air/kg udara}$$

$$\lambda = 2302 \text{ kJ/kg}$$

$$G.Cp \text{ udara}.(T_{G1} - T_{ref}) = G \times 1,005 \times 5$$

$$= 5,025 \text{ G}$$

$$G.Cp \text{ H}_2\text{O}_{(g)}.(T_{G2} - T_{ref}) = G \times 1,884 \times 13$$

$$= 24,49 \text{ G}$$

$$G. \lambda. y1 = G \times 2302 \times 0,017$$

$$= 39,134 \text{ G}$$

$$Q_{G1} = 5,025 \text{ G} + 24,49 \text{ G} + 39,134 \text{ G}$$

$$= 68,651 \text{ G}$$

b. Panas yang dibawa udara keluar (Q_{G2})

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T_{G2} = 38 \text{ }^{\circ}\text{C} = 311,15 \text{ K}$$

$$y2 = 0,042 \text{ kg air/kg udara}$$

$$\lambda = 2502,3 \text{ kJ/kg}$$

$$G.(Cp \text{ udara} + Cp \text{ H}_2\text{O}_{(g)}).(T_{G2} - T_{ref}) = G \times 2,889 \times 13$$

$$= 37,557 \text{ G}$$

$$G. \lambda. y2 = G \times 2502,3 \times 0,042$$

$$= 105,0966 \text{ G}$$

$$Q_{G2} = 37,557 \text{ G} + 105,0966 \text{ G}$$

$$= 142,6536 \text{ G kJ/jam}$$

c. Panas yang dibawa oleh air masuk (Q_{L2})

$$T_{L2} = 38,92 \text{ }^{\circ}\text{C} = 312,0724 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$L2 = 6.460,49 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} Q_{L2} &= L2.Cp H_2O_{(l)}.(T_{L2} - T_{ref}) \\ &= 6.460,49 \times 4,191 \times 13,92 \\ &= 376.960,82 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

d. Panas yang dibawa oleh air keluar

$$T_{L1} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} Q_{L1} &= L1.Cp H_2O_{(l)}.(T_{L1} - T_{ref}) \\ &= L1 \times 4,191 \times 5 \\ &= 20,96 L1 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

e. Neraca panas di cooling tower

$$\begin{aligned} (Q2-Q1) G + Q_{out.L1} &= Q_{lin} \\ \left[142,654 - 68,651 \right] G + 20,96 L1 &= 376.960,82 \\ 74,0026 G + 20,96 L1 &= 376.960,82 \dots\dots\dots(1) \\ G(y1 - y2) + L1 &= L2 \\ G \cdot 0,025 + L1 &= 6.460,49 \dots\dots\dots(2) \end{aligned}$$

Mencari G dan L1 dengan cara eliminasi dan substitusi persamaan (1) dan (2)

$$\begin{aligned} 74,0026 G + 20,96 L1 &= 376.960,82 \text{ (x1)} \\ 0,025 G + L1 &= 6.460,49 \text{ (x20,96)} \end{aligned}$$

$$\begin{array}{r} 74,0026 G + 20,96 L1 = 376.960,82 \\ 0,5239 G + 20,96 L1 = 135.379,52 \text{ -} \\ \hline 73,4787 G = 241.581,30 \\ G = 3.287,77 \text{ kg/jam} \end{array}$$

$$\text{Maka, didapat: } L1 = 6.378,29 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Air yang menguap} &= L2 - L1 \\ &= 82,1943 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang disirkulasi, } Wc &= 6.460,49 \text{ kg/jam} \\ &= 6,34147 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

3. Kebutuhan Air Make Up

a. Evaporated Loss

$$\begin{aligned} W_e &= \text{massa air menguap} \\ &= 82,1943 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Drift Loss

Untuk *mechanical induce draft cooling tower* diambil drift loss sebesar 0,02% dari air yang disirkulasi, maka:

$$\begin{aligned} \text{drift loss} &= 0,02\% \\ W_d &= 0,02\% \times W_c \\ &= 0,02\% \times 6460,49 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$= 1,2921 \text{ kg/jam}$$

c. Kebutuhan Air *Blowdown*

Cycles of Concentration (COC) berkisar 1 sampai 5

Diambil COC sebesar = 5

$$W_b = \frac{W_e - (\text{Cycles} - 1) W_d}{\text{Cycles} - 1} \quad (\text{Perry's, pers 12-14c})$$

$$= \frac{82,19 \text{ kg/jam} - (5 - 1) \times 1,2921 \text{ kg/jam}}{5 - 1}$$

$$= 19,256 \text{ kg/jam}$$

d. Kebutuhan Air Make Up

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

$$= 82,19 + 1,2921 + 19,256$$

$$= 102,743 \text{ kg/jam}$$

4. Ukuran Cooling Tower

a. Luas Penampang

Dihitung berdasarkan flux volume air (Perry, 8th edition, p. 12-19)

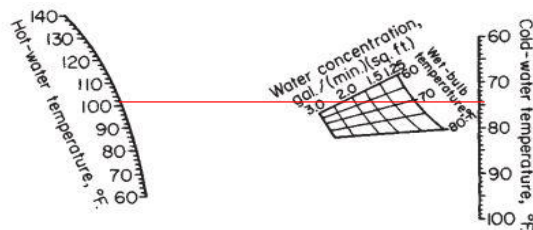


FIG. 12-14 Sizing chart for a counterflow induced-draft cooling tower, for induced-draft towers with (1) an upspray distributing system with 24 ft of fill or (2) a flume-type distributing system and 32 ft of fill. The chart will give approximations for towers of any height. (Ecodyne Corp.)

$$\begin{aligned} \text{Tair masuk} &= 38,92 \text{ } ^\circ\text{C} = 102,0603 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \text{Tair keluar} &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \text{Flux volume} &= 2,30 \text{ gallon /menit.ft}^2 = 5,6223 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ jam} \\ W_c &= 6460,5 \text{ kg/jam} \\ &= 6,34 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 27,92 \text{ gpm} \\ \text{Luas Penampang, A} &= \frac{W_c}{\text{flux}} \\ &= \frac{6,34 \text{ m}^3/\text{jam}}{5,6223 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ jam}} = 1,1279 \text{ m}^2 \\ \text{Diameter Cooling Tower} &= \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} = 1,198 \text{ m} \end{aligned}$$

Dirancang panjang (P) = lebar (L)

Tinggi cooling tower berkisar 7,6 – 9,1 m. (Perry's Chemical Engineer's Handbook 8th Ed., 2008, p. 12-19)

Dipilih tinggi = 7,6 m

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)

$$nd = \frac{Ka \cdot V}{L} = \int_{T_1}^{T_2} \frac{dt}{H' - H}$$

Dimana :

H' = enthalpy udara jenuh pada suhu cair (tabel 17.2, Kern)

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	0.0503	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 = enthalpy udara pada suhu air

$$H_2 = H_1 + \frac{L}{G} \cdot (T_2 - T_1)$$

$$\frac{L}{G} = \frac{6378,293197}{3287,772116} = 1,9400$$

H₁ = enthalpy udara jenuh pada suhu wet bulb (86 F)

$$H_1 = 31 \text{ BTU/lb udara}$$

$$H_2 = 31 + 1,9400 [102,0603 - 86]$$

$$= 62,16 \text{ BTU/lb udara}$$

Persamaan di atas dapat diselesaikan secara pendekatan dengan *Log Mean Enthalpy Difference* sebagai berikut:

$$\text{Log mean}(H' - H) = \frac{(H'_2 - H_2) - (H'_1 - H_1)}{\ln\left(\frac{H'_2 - H_2}{H'_1 - H_1}\right)}$$

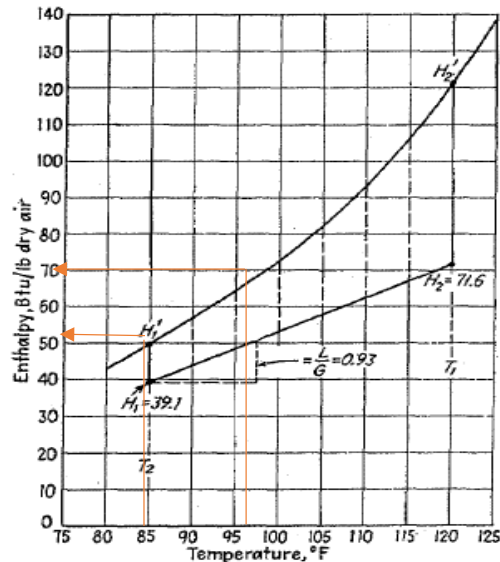


Fig. 17.12. Solution of Example 17.2.

Dari fig 17.12, Kern, p-603, didapat :

$$H'_1 = 51 \quad \text{Btu/lb udara kering}$$

$$H'_2 = 71 \quad \text{Btu/lb udara kering}$$

$$\log \text{ mean } (H'-H) = \frac{[71 - 62,16] - [51 - 31]}{\ln \frac{[71 - 62,16]}{[51 - 31]}} = 13,67$$

Sehingga :

$$nd = \frac{Ka \cdot V}{L} = \int_{T_1}^{T_2} \frac{dt}{H' - H} = \frac{[102,0603 - 86]F}{13,67} = 1,175$$

Liquid loading (L) = 3000 lb/jam ft² (kern hal 600)

Menghitung tinggi bahan isian:

$$\begin{aligned} Z &= \frac{nd \cdot L}{Kxa} = \frac{1,175 \times 3000 \text{ lb/jamft}^2}{351 \text{ lb/jamft}^3} \\ &= 10,04 \text{ ft} \\ &= 3,06 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Bak Basin

Cooling tower (CT) dilengkapi dengan tangki penampung cooling tower yang berfungsi untuk menampung air pada CT yang akan diumpankan ke cooler.

Dibuat bak pengendap yang berbentuk empat persegi sama sisi

Waktu tinggal = 10 menit

$$\begin{aligned} \text{Volume air dalam bak} &= \frac{6460,49 \text{ kg/jam}}{1018,77 \text{ kg/m}^3} \\ &= 6,34 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air yang harus ditampung} &= 6,34 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 10 \text{ menit} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \\ &= 1,06 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Over design 20%

$$\text{Volume bak} = 120 \% \times 1,06 \text{ m}^3 = 1,27 \text{ m}^3$$

Dimensi bak :

$$P = L$$

$$T = 0,8 P$$

$$V_{\text{basin}} = P \times L \times T$$

$$1,27 = L \times L \times 0,8 L$$

$$L = 1,166 \text{ m}$$

$$P = 1,166 \text{ m}$$

$$T = 0,933 \text{ m}$$

5. Daya Penggerak Fan

Daya penggerak yang digunakan berdasarkan fig. 12-15 Perry, R.H., p. 12-17 pada 100% performance.

$$W = 0,043 \text{ Hp/ft}^2$$

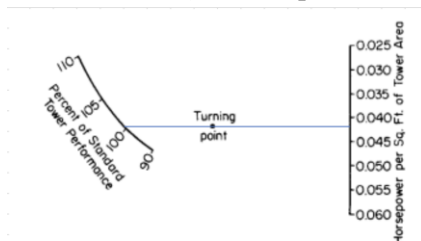


FIG. 12-8d Horsepower chart for a counterflow induced-draft cooling tower [Fluor Corp. (now Ecodyne Corp.)]

$$\begin{aligned} \text{Power} &= Wc/\text{Flux Volume} \times W \\ &= 12,1 \text{ ft}^2 \times 0,043 \text{ Hp/ft}^2 \\ &= 0,5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

*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 motor standar = 0,5 Hp

KESIMPULAN COOLING TOWER (CT-01)

Tugas : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan di alat-alat proses untuk disirkulasi kembali

Jenis : *Mechanical induced draft counterflow cooling tower*

Luas penampang = 1,1279 m²
Kebutuhan air make up = 102,743 kg/jam

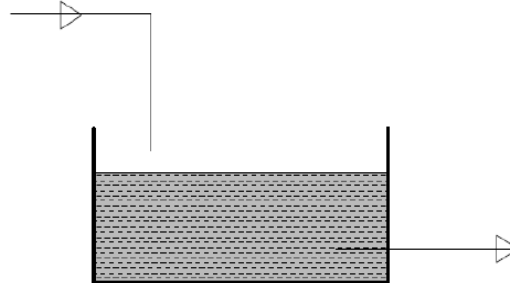
Ukuran Cooling tower

Diameter = 1,20 m
Tinggi = 7,6 m
Daya penggerak fan = 0,043 Hp/ft²
Motor standar = 0,5 Hp
Jumlah = 1 unit

Ukuran Bak Basin

Panjang = 1,166 m
Lebar = 1,166 m
Tinggi = 0,933 m

**BAK AIR BEKAS PEMANAS
(BU-04)**



Tugas	:	Menampung air dari alat pemanas
Jenis	:	Bak persegi panjang
Data	:	Suhu operasi = 64 °C
		Tekanan = 1 atm
		Kecepatan massa = 566,18 kg/jam
		Kecepatan volume = 0,57 m ³ /jam
		Densitas = 990,995 kg/m ³
		Waktu tinggal = 12 jam

1. Volume Air

$$\begin{aligned}
 V_L &= \text{Kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal} \\
 &= 0,57 \text{ m}^3/\text{jam} \times 12 \text{ jam} \\
 &= 6,86 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

2. Volume Bak Penampung

$$\begin{aligned}
 \text{Dirancang angka keamanan} &= 120\% \\
 V_T &= \text{Volume air} \times \text{Angka keamanan} \\
 &= 6,86 \text{ m}^3 \times 120\% \\
 &= 8,23 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

3. Ukuran Bak Penampung

$$\begin{aligned}
 \text{Dirancang kedalaman bak, H} &= 5 \text{ m} \\
 \text{Rasio panjang : lebar} &= 1 : 1 \\
 V &= P \times L \times H
 \end{aligned}$$

$$= 1 L \times L \times 5 \text{ m}$$

$$= 5 L^2$$

Maka :

$$L = \left(\frac{V_T}{5} \right)^{1/2}$$

$$= \left(\frac{8,23}{5} \right)^{1/2}$$

$$= 1,28 \text{ m}$$

$$P = L$$

$$= 1,28 \text{ m}$$

Tebal dinding beton standar untuk penampung air antara 15 - 30 cm.

Dipilih tebal = 20 cm

4. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi bak air bersih dipilih berupa beton bertulang.

SPESIFIKASI BAK AIR BEKAS PENDINGIN (BU-03)

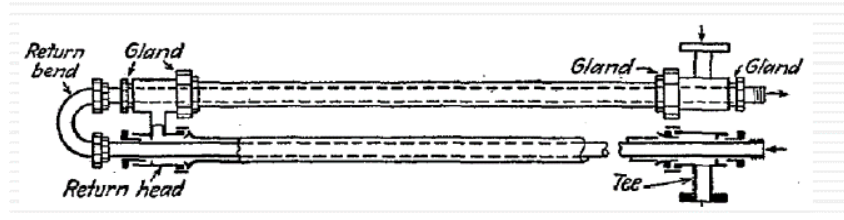
Laju alir	=	566,18	kg/jam
Waktu tinggal	=	12	jam
Volume bak	=	8,23	m ³
Panjang	=	1,28	m
Lebar	=	1,28	m
Tinggi	=	5	m
Tebal	=	0,2	m

HEATER (HE-01)

Tugas : Memanaskan air keluar dengan media pemanas dowtherm A sebelum masuk ke RB-01

Jenis alat : *Double pipe exchanger*

Sketsa :



Data :

Fluida panas

Tekanan, Pt = 1,000 atm
1,013 bar

Suhu masuk, t1 = 343,15 K = 70,00 °C

Suhu keluar, t2 = 337,15 K = 64,00 °C

Tabel 1. Komposisi fluida panas

Komponen	BM	kmol /jam	kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
H2O	18	31,45	566,1800	1,00	1,00

Kapasitas panas fase cair

Persamaan :

$$C_p = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3$$

dimana:

C_p = kapasitas panas (joule/mol.K)

T = Temperatur (K)

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Tabel 2. Kapasitas panas fase cair

Komponen	A	B	C	D
H2O	92,053	-0,04	-0,000211	5,E-07

Konduktivitas thermal fase cair

Persamaan diperoleh dari Yaws, Chemical properties hand book

$$N_{gas} = A + (B)T + (C)T^2$$

Dimana :

Prarancangan Pabrik Kimia Propylene dengan Proses Dehidrogenasi Propane Kapasitas 215.000 Ton/Tahun

K_{gas} : Konduktivitas thermal fasa cair

K_{thga} , k_{thgb} , k_{thgc} : konstanta

T : suhu operasi

Data konstanta k_{thga} , k_{thgb} , k_{thgc}

Diperoleh dari Yaws, chemical properties hand book

Tabel 3. Data Konduktivitas thermal fasa cair

Komponen	A	B	C
H ₂ O	-3,E-01	5,E-03	-6,E-06

Viskositas Fasa Cair

Persamaan diperoleh dari sifat gas cair (liquid and gas properties)

KETERANGAN = $A+BT+CT^2$

Tabel 4. Viskositas Fase Cair

Komponen	miuP		
	A	B	C
H ₂ O	-10,216	1790,000	1,770E-02

Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pemanas
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan kalor
5. Alat penukar kalor standart
6. Route fluida
7. Koefisien perpindahan kalor h_i , h_{io} , h_o , dan U_c
8. Faktor pengotoran
9. Pressure drop

1. Beban panas

Dihitung dengan persamaan

$$Q_t = \sum m_i c_{pgi} [t_2 - t_1]$$

c_p : Kapasitas panas fase cair [kJ/kg.K]

m_i : Kecepatan massa masing masing komponen [kg/jam]

Q_t : Beban panas total [kJ/jam]

t1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

untuk t1 = 343,150 K = 70,0 °C = 158 °F

t2 = 337,150 K = 64,0 °C = 147,2 °F

deltaT = -6,00 K

Komponen	kmol/jam	cpdt	m.cpdt
H2O	31,45	92,35	2.904,90

Qt = 2.904,90 kJ/jam

2. Media pemanas

Sebagai media pemanas dipakai Dowtherm A

Data steam diperoleh dari J.M.Smith, "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", 2001.

Jenis = Dowtherm A

P = 0,10133 Mpa = 1,000 atm

Suhu Masuk (t1) = 351,5 C = 624,7 K

Suhu Keluar (t2) = 345,0 C = 618,2 K

Data-data dowtherm

	a	b	c	d	e	f
Kapasitas panas (J/kg.K)	-2,E+03	4,0E+01	-1,0E-01	3,9E-04	-4,4E-07	2,0E-10
Density (kg/m ³)	1,E+03	-3,33E+00	1,25E-02	-2,97E-05	3,44E-08	-1,62E-11
Enthalphy (j/kg)	-7,E+05	4,12E+03	-1,24E+01	2,77E-02	-2,78E-05	1,11E-08
conductivity (W/m.K)	2,E-01	-1,60E-04	5,91E-12			

	a	b	c	d	e	f
--	---	---	---	---	---	---

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= \frac{275,000 \text{ K} - 287,530 \text{ K}}{\ln\left(\frac{275,000 \text{ K}}{287,530 \text{ K}}\right)} \\
 &= 271,218 \text{ K}
 \end{aligned}$$

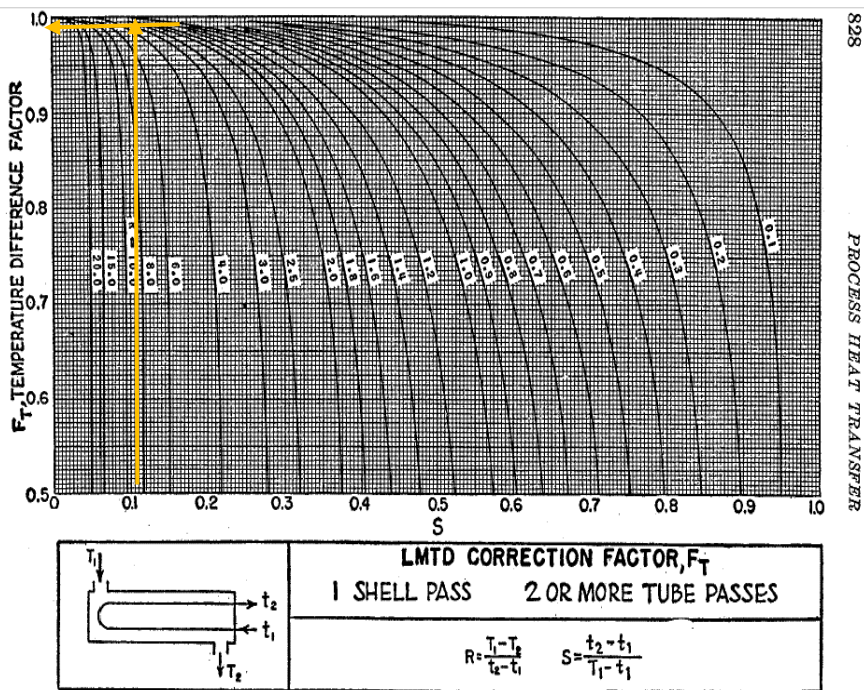
Beda suhu rerata

$$\Delta t \text{ LMTD} = 271,218$$

Mencari faktor koreksi Δt LMTD

$$R = 1,088$$

$$S = 0,0213$$



Dari Fig. 18 Kern didapat $f = 1,00$
 Maka, didapat $\Delta t \text{ LMTD} = 1,00 \times 271,22$
 $= 271,22 \text{ K}$

4. Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan Towler, dan Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles, Practice and economics of Plant and Process Design ,McGraw Hill (2008), halaman 797

Nilai Ud bekisar antara 30- 60 BTU/ft².jam.F.

$$\begin{aligned}
 \text{Dicoba : } Ud &= 40 \text{ BTU/ft}^2.\text{jam.F} \\
 &81,77 \text{ kJ/m}^2 \text{ jam K}
 \end{aligned}$$

Prarancangan Pabrik Kimia Propylene dengan Proses Dehidrogenasi Propane Kapasitas 215.000 Ton/Tahun

Exchangers		
Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Water	Water	250-500§
Aqueous solutions	Aqueous solutions	250-500§
Light organics	Light organics	40-75
Medium organics	Medium organics	20-60
Heavy organics	Heavy organics	10-40
Heavy organics	Light organics	30-60
Light organics	Heavy organics	10-40

5. Alat penukar kalor standart

a. Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m²]

Q_t : Beban panas [kJ/jam]

U_d : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m² s.K]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{2.905 \text{ kJ/jam}}{81,767 \text{ kJ/m}^2 \text{ jam.K} \times 271,218 \text{ K}} = 0,262 \text{ m}^2 = 2,8 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan kalor < 100 ft², maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah *Double pipe exchanger* (Kern, pp 103).

b. Ukuran pipa

Dari "Process Heat Transfer", Kern (1965), diperoleh

TABLE 6.2. FLOW AREAS AND EQUIVALENT DIAMETERS IN DOUBLE PIPE EXCHANGERS

Exchanger, IPS	Flow area, in. ²		Annulus, in.	
	Annulus	Pipe	d_e	d'_e
2 × 1¼	1.19	1.50	0.915	0.40
2½ × 1¼	2.63	1.50	2.02	0.81
3 × 2	2.93	3.35	1.57	0.69
4 × 3	3.14	7.38	1.14	0.53

Dipilih ukuran pipa

Inner Pipe

Diameter luar (OD)	=	1,05	in	=	0,0267 m
Diameter dalam (ID)	=	0,824	in	=	0,0209 m
Flow area per pipe	=	0,534	in ²	=	0,0003 m
Luas Outside (Ao)	=	0,22	ft ² /ft	=	0,0671 m ² /m

Annulus

Diameter luar (OD)	=	1,66	in	=	0,0422 m
Diameter dalam (ID)	=	1,38	in	=	0,0351 m
Flow area per pipe	=	1,5	in ²	=	0,0010 m
Luas Outside (Ao)	=	0,435	ft ² /ft	=	0,1326 m ² /m

Panjang pipa total (L)

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa total (L)} &= \frac{A}{A_o \text{ inner pipe}} \\
 &= \frac{0,2620}{0,0671} \\
 &= 3,907 \text{ m} \\
 &= 12,818 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Panjang tabung (lt)

Panjang tabung standart , 6 ft , 8 ft,10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

Towler dan Sinnott, Chemical Engineering Design Principles,Mc Graw Hill

New York, 2008, halaman 805

Menghitung banyaknya hairpin

$$\begin{aligned}
 \text{lt} &= 6 \text{ ft} \\
 &= 1,8288 \text{ m} \\
 \text{Nh} &= \frac{L}{2 \text{ lt}} \\
 &= \frac{3,91}{2 \cdot 1,8288} \\
 &= 1,0681 \\
 &= 1
 \end{aligned}$$

d Koefisien Perpindahan Kalor Standar

$$\begin{aligned}
 U_d &= \frac{Q_t}{2 \times l_t \times A_o \times N_h \times \Delta T} \\
 &= \frac{2904,896}{2 \times 1,8 \times 0,07 \times 1 \times 271,2} \\
 &= 90,3389 \quad \text{kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \\
 &= 44,1933 \quad \text{BTU/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}
 \end{aligned}$$

(Ud terkoreksi masih di dalam 40-75 BTU/ft².jam.F)

7. Koefisien perpindahan kalor dalam annulus, pipe, dan gabungan

a. Annulus (Fluida Dingin)

i Menghitung Luas Aliran

Dihitung dengan persamaan

$$\begin{aligned}
 aa &= \frac{\pi \times (D_2^2 - D_1^2)}{4} \\
 aa &= \text{Luas aliran [m}^2\text{]} \\
 D_1 &= \text{Diameter luar inner pipe [m]} \\
 D_2 &= \text{Diameter dalam annulus [m]} \\
 aa &= \frac{3,1416 \times (0,0012^2 - 0,0007^2)}{4} \\
 &= 0,0004 \quad \text{m}^2 \\
 &= 0,0044 \quad \text{ft}^2
 \end{aligned}$$

ii Diameter Ekuivalen

Dihitung dengan persamaan

$$\begin{aligned}
 D_e &= \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1} \\
 &= \frac{0,0012^2 - 0,001^2}{0,0267} \\
 &= 0,0194 \quad \text{m} \\
 &= 0,06364 \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

iii Menghitung Fluks Massa

$$\begin{aligned}
 Ga &= \frac{\text{Kecepatan Massa Fluida Dingin}}{aa} \\
 &= \frac{566,18 \text{ kg/jam}}{0,0004 \text{ m}^2} \\
 &= 1.393.403,82 \text{ kg/jam.m}^2 \\
 &= 387,0566 \text{ kg/s.m}^2 \\
 &= 285.391,60 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

v Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{Gs \times De}{\mu_{uav}} \\
 &= \frac{1.393.403,82 \text{ kg/jam.m}^2 \times 0,0194 \text{ m}}{61,0906 \frac{\text{kg}}{\text{jam.m}}} \\
 &= 442,453
 \end{aligned}$$

e. Bilangan Prandl

$$\begin{aligned}
 Pr &= \frac{C_p \times \mu_{uav}}{k_{thav}} \\
 &= \frac{75,0737 \text{ kJ/kg.K} \times 219926,24 \text{ kg/m.jam}}{2,5E+00 \text{ kJ/jam.m.K}} \\
 &= 6,49E+03
 \end{aligned}$$

f. Mencari ho

$$ho = 0,36 \times \frac{k_{thav}}{De} \times Re^{0,8} \times Pr^{1/3}$$

$$ho = 0,4 \times \frac{2,5E+00 \text{ kJ/jam.m.K}}{0,0194 \text{ m}} \times 442,5^{0,8} \times 6,49E+03^{1/3}$$

$$ho = 115,20 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

- pipe (Fluida Panas)

a. Luas aliran

$$ap = \frac{\pi \times D^2}{4}$$

$$= \frac{3,1416 \times 0,0004 \text{ m}^2}{4}$$

$$= 0,0003 \text{ m}^2$$

b. Fluks massa

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

$$Gt = \frac{152,48 \text{ kg/jam}}{0,0003 \text{ m}^2} = 443.206,63 \text{ kg/jam.m}^2$$

$$= 123,11 \text{ kg/s.m}^2$$

c. Sifat fisis fase gas

$$T1 = 343,15 \text{ K}$$

$$T2 = 337,15 \text{ K}$$

$$T_{av} = 340,15 \text{ K}$$

$$P = 1,00 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

Tabel 15. Konduktivitas termal

Komponen	BM	kmol/jam	yi	kth	yi.kth.BM ^{1/3}	yi.BM ^{1/3}
H2O	18,00	31,45	1	0,7065	1,8517	2,6207
Total	18,00	31,45	1	0,707	1,852	2,621

$$k_{thav} = 0,70654 \text{ J/s.m.K}$$

$$= 2,5435 \text{ kJ/jam.m.K}$$

Tabel 16. Densitas

Komponen	BM	kmol/jam	yi
H2O	18,00	31,454	1
Total	18,00	31,45	1,00

$$BM_{mix} = 18,00 \text{ kg/kmol}$$

$$R = 8,314 \text{ kPa.m}^3/\text{kmol.K}$$

$$\rho_v = \frac{BM_{mix} \times P}{R \times T} = 0,6449 \text{ kg/m}^3$$

Tabel 17. Viskositas

Komponen	BM	kmol/jam	yi	miu	miu.yi.BM ^{0,5}	yi.BM ^{0,5}
H ₂ O	18,00	31,454	1	6,11E+04	2,59E+05	4,2426
Total	18,00	31,45	1,0000	6,11E+04	2,59E+05	4,24E+00

$$\text{miuav} = \frac{2,59E+05}{4,2426} = 6,109E+04 \text{ cp} = 6,109E+01 \text{ kg/m.s}$$

$$= 2,199E+05 \text{ kg/m.jam}$$

Tabel 18. Kapasitas panas

Komponen	BM	kmol/jam	yi	cp	cp.yi
H ₂ O	18,00	31,454	1	75,07	7,51E+01
Total		31,45	1,00	7,507E+01	7,507E+01

$$C_p = 75,0737 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\text{kth campuran} = 2,5435 \text{ kJ/jam.m.K}$$

$$\rho \text{ campuran} = 0,645 \text{ kg/m}^3$$

$$c_p \text{ campuran} = 75,074 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\mu \text{ campuran} = 2,E+05 \text{ kg/m.jam}$$

c. Kecepatan linier

$$v_{\text{lin}} = \frac{G_t}{\rho l}$$

$$= \frac{443.206,63 \text{ kg/jam.m}^2}{0,64 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 687.222,90 \text{ m/jam} = 190,90 \text{ m/s}$$

d. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Id G_t}{\mu}$$

$$Re = \frac{0,02 \text{ m} \times 443.206,63 \text{ kg/jam.m}^2}{61,09 \text{ kg/m.jam}}$$

$$= 1.518,42 \text{ laminar}$$

- e. Koefisien perpindahan kalor

$$h_i = \frac{4.2 (1.35 + 0.02 \text{ tav}) v_{lin}^{0.8}}{Id^{0.2}}$$

Dengan hubungan: (Towler, dan Sinnott, 2008, halaman 827)

Id : diameter dalam [m]

hi : koefisien transfer panas dalam tabung [kJ/m².s.K]

tav : suhu rerata [K]

vlin : kecepatan linear [m/s]

$$h_i = \frac{4,2 \left[1,35 + 0,02 \times 340,15 \right] 190,9^{0,8}}{0,0209^{0,2}}$$

$$\begin{aligned} h_i &= 4.955,08 \text{ kJ/m}^2.\text{s.K} \\ &= 17.838.286,98 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= \frac{h_i \times Id}{Od} \\ &= \frac{17.838.286,98 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \times 0,0209 \text{ m}}{0,0267 \text{ m}} \\ &= 13.998.808,07 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{13.998.808 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \times 115,20 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}}{13.998.808 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} + 115,20 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}} \\ &= 115,20 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \end{aligned}$$

8 Faktor Pengotor

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c} \\ &= \frac{1}{81,77 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}} - \frac{1}{115 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}} \\ &= 4,8 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2.\text{jam.K/kJ} = 12,777 \text{ m}^2.\text{s.K/kJ} \\ &= 0,073 \text{ ft}^2.\text{jam.}^\circ\text{F/BTU} \end{aligned}$$

$$R_{dmin} = 0,003 \text{ ft}^2\text{h}^\circ\text{F/BTU} = 0,528 \text{ m}^2.\text{s.K/kJ}$$

Faktor pengotoran minimum

Rd min

Rd terhitung > Rd minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat.

a. Faktor Friksi

Dihitung dengan persamaan:

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{\text{Re}^{0.42}}$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{285391,6^{0,42}}$$

$$f = 0,0048$$

b. Penurunan Tekanan

Dihitung dengan persamaan:

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_d s}{2 \rho_f D_e}$$

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

I_{ds} : diameter dalam *annulus* (m)

G_s : Flux massa [kg/m².s]

D_e : diameter ekuivalen [m]

N : jumlah pass tabung

ρ_f : densitas fluida (kg/m³)

ΔP_s : Penurunan tekanan dalam annulus [kg/ms²=Pa]

$$\Delta P_s = \frac{0,0048 \left[1 + 1 \right] 387,1^2 0,0351}{2 \cdot 0,64 \cdot 0,0194}$$

$$\Delta P_s = 1357,172 \text{ Pa} = 0,1969 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 2 \text{ psi}$$

ΔP_s < ΔP_s max, maka alat ini layak untuk digunakan.

9. Penurunan tekanan

- pipe (Fluida panas)

a. Faktor friksi

Dihitung dengan persamaan

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}}$$

$$f = 0,0036$$

b. Penurunan tekanan

Dihitung dengan persamaan

$$\Delta P_t = \frac{4 f G_t^2 L n_p}{2 \rho_{air} I_d}$$

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

G_t : Flux massa [$\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$]

I_d : diameter dalam tabung [m]

n_p : jumlah pass tabung

ΔP_t : Penurunan tekanan [Pa]

$$\Delta P_t = \frac{4 \cdot 0,0036 \cdot 123,11^2 \cdot 1,83 \cdot 1}{2 \cdot 0,6449 \cdot 0,0209}$$

$$\Delta P_t = 29,94 \text{ Pa} = 0,0043 \text{ psi}$$

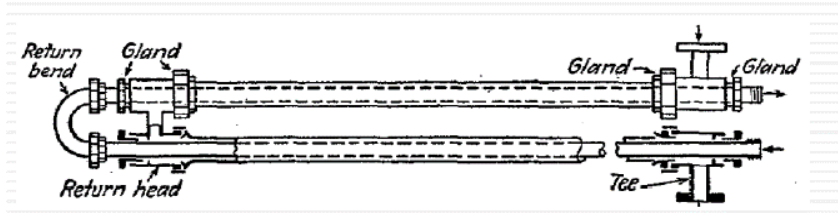
$$\Delta P_{t\text{max}} = 5 \text{ psi}$$

$\Delta P_t \leq \Delta P_t$ maksimum, alat penukar kalor yang dipilih dapat dipakai.

RINGKASAN HEATER (HE-01)

Tugas : Memanaskan air keluar dengan media pemanas dowtherm A sebelum masuk ke RB-01

Jenis Alat : *Double pipe exchanger*



Kondisi operasi :

P1	=	1,000	atm	=	760	mmHg
P2	=	0,987	atm	=	749,817604	mmHg
T1	=	70,00	C	=	343,00	K
T2	=	64,00	C	=	337,00	K

Ukuran Alat :

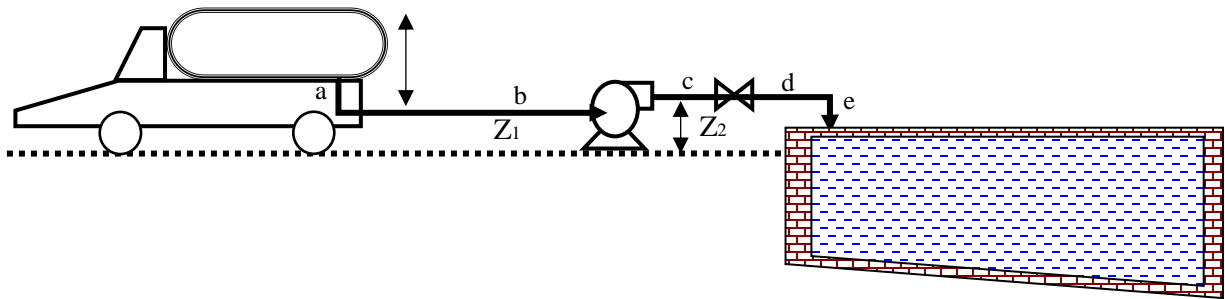
Od Annulus	=	0,0422	m	=	1,66	in
Id Annulus	=	0,0351	m	=	1,38	in
Od Innerpipe	=	0,0267	m	=	1,05	in
Id Innerpipe	=	0,0209	m	=	0,824	in
Jumlah <i>Hairpin</i>	=	1	buah			
Panjang Pipa	=	1,829	m	=	6	ft
Luas Perpindahan kalor standar	=	0,2620	m ²			
Beban Panas	=	2904,896	kJ/jam			
	=	0,00	MW			

Media Pemanas :

Jenis	=	Dowtherm A			
Suhu Masuk	=	351,53	C	=	624,53 K
Suhu Keluar	=	345,00	C	=	618,00 K
Massa Media pemanas	=	152,482	kg/jam		

Koefisien Perpindahan Panas	:			
ho	=	115,20	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$	
hio	=	1,E+07	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$	
Uc	=	115,20	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$	
Ud	=	81,7671	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$	
Rd terhitung	=	12,7767	$\text{m}^2.\text{s.K/kJ}$	
Rd minimum	=	0,5283	$\text{m}^2.\text{s.K/kJ}$	
<i>Pressure drop annulus</i>	=	0,1969	psi	= 1,E-02 atm
<i>Pressure drop pipe</i>	=	0,0043	psi	= 0,0003 atm

POMPA UTILITAS (PU-03)



Tugas : Memompa air bersih yang dibeli untuk ditampung di (BU-01)
 Jenis : *Centrifugal pump*
 Kondisi Operasi : $T = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$
 $P = 1\text{ atm}$
 $= 14,7\text{ psia}$

Rencana Pemipaian :
 $a = 1\text{ m}$; $c = 10\text{ m}$; $e = 1\text{ m}$
 $b = 30\text{ m}$; $d = 10\text{ m}$;
 Panjang pipa lurus = $52,0\text{ m}$
 Elevasi, Z_1 = 1 m
 Elevasi, Z_2 = $0,5\text{ m}$

Kecepatan massa = $8.274,23\text{ kg/jam}$
 Densitas = $1.022,88\text{ kg/m}^3$
 Kecepatan volume = $8,09\text{ m}^3/\text{jam}$

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Bagian atas dari Bak Sumber Air

- Tinggi *Suction Head* = 1 m
- Tekanan, P_1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk Bak Air Bersih (BU-01)

- Tinggi *Discharge Head* = $0,5\text{ m}$
- Tekanan, P_2 = 1 atm

2. Menentukan Kapasitas Pompa

Kapasitas Bak Sumber Air = $582,42\text{ m}^3$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju volumetrik (F}_V) &= 8,09 \text{ m}^3/\text{jam} = 2,25, \text{E-}03 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 285,67 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,08 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 2136,94 \text{ gal/jam} = 0,59 \text{ gal/s}
 \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pompa Optimum

Digunakan pipa *stainless steel* dengan diameter optimum :

Diketahui, Di_{opt} : Diameter pipa optimum (in)

Q_L : Kecepatan volume fluida (0,08 ft^3/s)

ρ_L : Densitas fluida (63,86 lb/ft^3)

(Pers. 15, Peters, M.S., K.D. Timmerhaus dan R.E. West, 2003, hal 496)

$$\begin{aligned}
 Di_{opt} \text{ (in)} &= 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho_L^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,320 \times 1,72 \\
 &= 2,14 \text{ in} \\
 &= 0,05 \text{ m} \\
 Di_{std} \text{ (in)} &= 1,38 \text{ in}
 \end{aligned}$$

TABLE 13
Steel-pipe dimensions

Nominal pipe size, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		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	0.106	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	12.00	115	3.330	3.17	42.0

12	12.75	30	12.09	115	3.338	5.17	43.8
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.00	94.7

† Schedule 40 designates former "standard" pipe.

‡ Schedule 80 designates former "extra-strong" pipe.

Nominal pipe size, Nps	=	1,50 in
Outside Diameter, OD	=	1,90 in
Schedule Number, Sch	=	40,00
Inside Diameter, ID	=	1,61 in
Flow area per pipe	=	2,04 in ²

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{2,25, E-03 \text{ m}^3/\text{s}}{1,32, E-03 \text{ m}^2} = 1,71 \text{ m/s}$$

Viskositas fluida	=	532,02	cP
	=	0,53	kg/m.s
	=	0,37	lb/ft.s

Bilangan reynold

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho_L \times V \times ID}{\mu_L} \\ &= \frac{1022,88 \text{ kg/m}^3 \times 1,71 \text{ m/s} \times 0,041 \text{ m}}{0,53 \text{ kg/m.s}} \\ &= 134,23 \quad (\text{Laminer}) \end{aligned}$$

Bahan Konstruksi

Dipilih bahan stainless steel

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
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

(White, F.M, *Fluid Mechanics*, hal 371)

$$\begin{aligned} \text{Kekasaran pipa} &= 7,00, \text{E-06} \quad \text{ft} \\ &= 2,13, \text{E-03} \quad \text{mm} \\ \text{Kekasaran relatif} &= \frac{e}{ID} \\ &= 5,22 \text{E-05} \end{aligned}$$

Faktor friksi *Darcy* :

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana, $e/ID = 0,00005$

$Re = 134,23262$

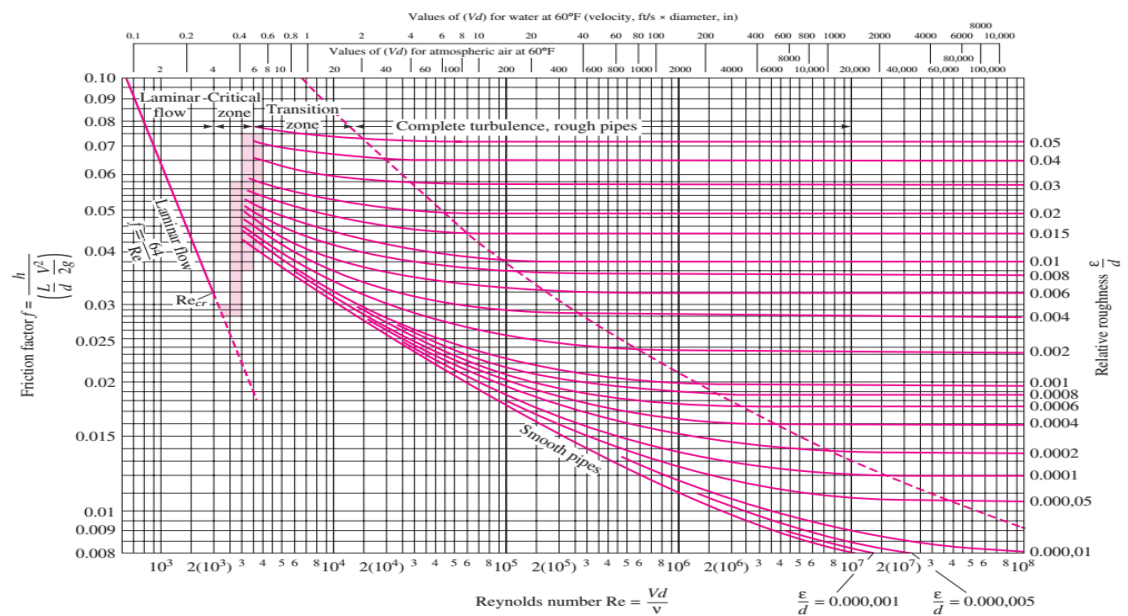


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

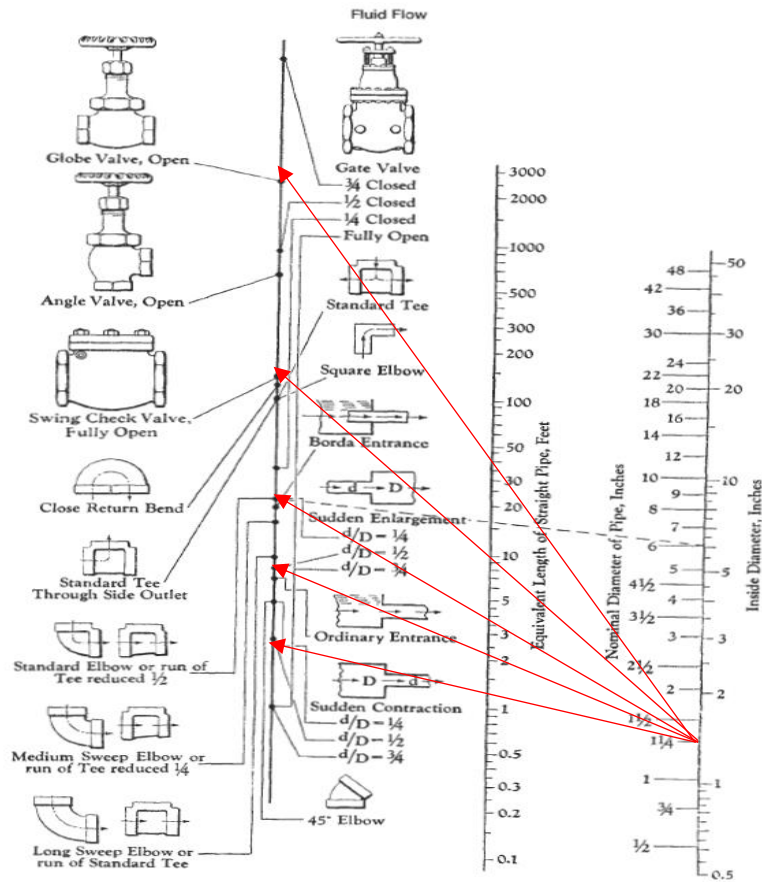
$f = 0,07$

Memilih panjang ekivalen (L_e) dan panjang pipa (L)

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd ed., hal 87, dengan ukuran ID 1,5 in didapatkan :

Panjang Ekivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣL_e	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	4	2	8	2,4
<i>Sudden contraction</i>	1,5	2	3	0,9
<i>Check valve</i>	10	1	10	3,0
<i>Globe valve, open</i>	40	1	40	12,2
<i>Standart elbow</i>	4	4	16	4,9
Total				23,5

$$\begin{aligned}\Sigma L_e &= 23,5 && \text{m} \\ \Sigma L_e + L &= 75,5 && \text{m} \\ &= 247,60 && \text{ft}\end{aligned}$$



87

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung menggunakan persamaan Bernaulli

$$\frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2.g} + H_f + H_{man} = \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2.g}$$

Dari persamaan diatas, dapat dihitung :

a. *Pressure Head*

$$\begin{aligned}
 H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\rho \times g} \\
 &= \frac{(1 - 1) \text{ atm}}{1022,88 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \times \frac{101325}{1 \text{ atm}} \\
 &= 0 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b. *Velocity Head*

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot g} \\
 &= \frac{(1,71 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 0,15 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. *Static Head*

$$\begin{aligned}
 H_s &= Z_2 - Z_1 \\
 &= 0,5 - 1 \\
 &= -0,5 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. *Friction Head*

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f (L + \Sigma L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\
 &= \frac{0,07 (75,5 \text{ m}) (1,71 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,04 \text{ m}} \\
 &= 19,21 \text{ m}
 \end{aligned}$$

e. *Total Head Pompa*

$$\begin{aligned}
 H &= H_p + H_v + H_s + H_f \\
 &= 18,86 \text{ m} \\
 &= 61,88 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}} \quad (\text{Ludwig E.E., vol 1, hal 330, pers. 5-11a})$$

Dengan :

Ns = kecepatan spesifik

n = kecepatan putar (rpm)

$$\begin{aligned}
 Q &= \text{kapasitas pompa (m}^3/\text{min)} = 0,13 \quad \text{m}^3/\text{min} \\
 H &= \text{head pompa (m)} = 18,86 \quad \text{m} \\
 g &= \text{percepatan gravitasi} = 9,8 \quad \text{m/s}^2
 \end{aligned}$$

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2., Ludwig, E.E., 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-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan putar dipilih} &: 3000 \quad \text{rpm} \\
 \text{Faktor slip} &: 5\% \quad (\text{prediksi})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{rpm} &= 3000 \quad \times \quad 95\% \\
 &= 2850 \quad \text{rpm} \\
 &= 47,5 \quad \text{rps} \\
 &= 298,5 \quad \text{rad/s}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
 N_s &= \frac{2850 \quad \text{rpm} \times (0,13 \quad \text{m}^3/\text{min})^{0,5}}{(18,86 \quad \text{m})^{0,8}} \\
 &= 242,82 \quad \text{rpm}
 \end{aligned}$$

6. Menghitung *Net Positive Suction Head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dihitung dengan :

$$NPSH_A = S + (P_a - P_{vp}) \times \left(\frac{10,2}{\text{spgr}} \right) - h_{SL} \quad (\text{Ludwig E.E., Pers. 5-10 hal 326})$$

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

Komponen	X_i	P_i° (mmHg)	$K=P_i^\circ/P$	$Y_i=X_i.K$
Air Bersih	1	31,86	1,00	1,00

$$P \text{ uap total} = 31,86 \text{ mmHg} = 0,04 \text{ atm}$$

$$P \text{ operasi} = 760,00 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$$

Dengan :

$$S = \text{suction head} = 1 \text{ m}$$

$$P_a = \text{tekanan operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{vp} = \text{tekanan uap campuran} = 0,04 \text{ atm}$$

$$spgr = \text{specific gravity} = 1$$

$$f = \text{friction factor} = 0,1$$

$$L+L_e = \text{panjang pipa total} = 75,5 \text{ m}$$

$$V = \text{kecepatan aliran} = 1,71 \text{ m/s}$$

$$g = \text{kecepatan gravitasi} = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$ID = \text{diameter dalam} = 0,04 \text{ m}$$

$$h_{SL} = \text{friction loss}$$

$$h_{SL} = \frac{f \times (L_{suction}) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$h_{SL} = \frac{0,07 \times 48,4 \text{ m} \times (1,71 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,04 \text{ m}}$$

$$= 12,31 \text{ m}$$

$$NPSH_a = 1 \text{ m} + (1 - 0,04) \text{ atm} \times \frac{10,2}{1} - 12,31 \text{ m}$$

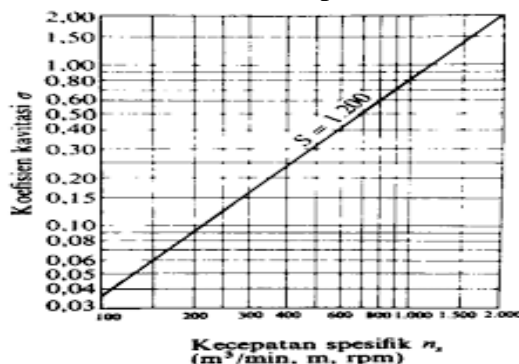
$$= -1,54 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$)

NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$) dihitung dengan mencari koefisien kavitasi Thoma (σ)

dengan data :

$$N_s = 242,82 \text{ rpm}$$



Dari grafik didapatkan nilai koefisien kavitasi dari kecepatan spesifik sebesar =

$$0,04 \text{ maka,}$$

$$NPSH_R = \sigma \times NPSH_a$$

$$= 0,04 \times -1,54 \text{ m}$$

$$= -0,06 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) < NPSH yang diperlukan (NPSHR), maka terjadi kavitas

7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

Dengan :

BHP = Daya penggerak poros (Watt)

Q = kapasitas pompa = 8,09 m³/jam = 2,25,E-03 m³/s

H = head pompa = 18,86 m

γ = rapat berat = 10.024 N/m³

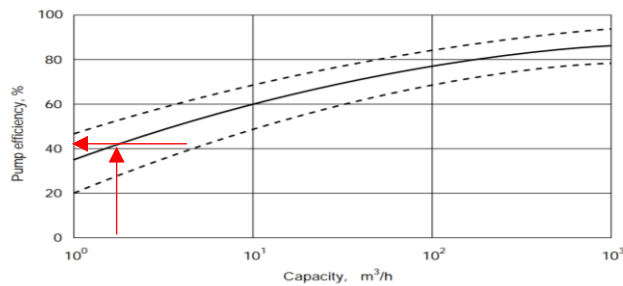


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 42%

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{2,25,E-03 \text{ m}^3/\text{s} \times 18,86 \text{ m} \times 10024,18 \text{ N/m}^3}{42\%} \\ &= 1011,47 \text{ Watt} \\ &= 1,01 \text{ kW} \\ &= 1,36 \text{ hp} \end{aligned}$$

8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi motor penggerak

Table 3.1. Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

(Towler & Sinnott, table 3.1 , hal 111)

Dengan daya = = kW didapatkan efisiensi = 80%

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi motor}} \\ &= \frac{1,01}{80\%} \text{ kW} \\ &= 1,26 \text{ kW} \\ &= 1,70 \text{ HP} \end{aligned}$$

Motor standar dipilih menurut gambar dibawah

*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.

(Ludwig E.E., vol 3, hal 628)

Dipilih daya standar = 1 HP

9. Menghitung Tekanan Discharge

Untuk menghitung tekanan discharge pompa dapat menggunakan persamaan 5.48 dan 5.49 dari Silla, Harry, 2003, Chemical Process Engineering Design and Economics, Taylor & Francis Group LLC, pp. 264. Dan persamaan Hazen-Williams.

$$W = \left(\frac{g}{gc} \right) (Z_1 - Z_2) + \left(\frac{P_1 - P_2}{\rho} \right) - (E_S + E_D) \quad \dots\dots\dots (5.48)$$

$$P_p = \frac{m.W}{\eta_P} \quad \dots\dots\dots (5.49)$$

$$h_f = \frac{10,67}{C^{1,9}} \times \frac{Q^{1,9}}{d^{4,9}} \times L \quad \dots\dots\dots \text{(Hazen-Williams)}$$

$$E = 0,0981 \times h_f \times g \quad \dots\dots\dots \text{(Hazen-Williams)}$$

W	=	Work	(N.m/kg)
g	=	Acceleration of gravity	(m/s ²)
gc	=	Conversion factor	(kg.m/N.s ²)
Z	=	Elevation	(m)
p	=	Pressure	(bar)
ρ	=	Density	(kg/m ³)
E	=	Total pressure loss	(bar)
P _p	=	Pump power	(N.m/s)
m	=	Mass flow rate	(kg/s)
η _p	=	Pump efficiency	
h _f	=	Head loss	(m)
Q	=	Debit cairan	(l/s)
C	=	Koefisien pipa	
d	=	Diameter pipa	(mm)
L	=	Panjang ekivalen pipa	(m)
P _p	=	$\frac{m \cdot W}{\eta_p}$	
W	=	$\frac{P_p \cdot \eta_p}{m}$	
	=	$\frac{1}{8.274,2} \frac{\text{HP} \times 42\%}{\text{kg/jam}} \times \frac{745,7 \text{ N.m/s}}{1 \text{ HP}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ jam}}$	
	=	136,27 N.m/kg	

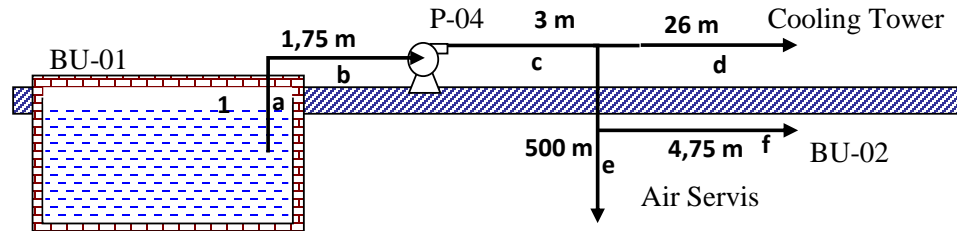
Karena sistem diberi kerja maka Kerja/Usaha bernilai negatif

W	=	$(\frac{g}{gc}) (Z_1 - Z_2) + (\frac{p_1 - p_2}{\rho}) - (E_s + E_D)$
W	=	-136,27 N.m/kg
g/gc	=	9,8 N.m/kg
ΔZ	=	-0,5 m
ρ	=	1022,88 kg/m ³
ΔE	=	4,2821 bar
Δp	=	0,50 bar
p ₂	=	p ₁ - Δp
	=	-0,50 bar
	=	-0,49 atm

SPESIFIKASI PU-03

Tugas	:	Memompa air bersih yang dibeli untuk ditampung di Bak Air Bersih (BU-01)
Jenis	:	<i>Centrifugal pump</i>
Kondisi Operasi		
Tekanan	:	1 atm
Suhu	:	30 °C
Kapasitas	:	8,09 m ³ /jam
Dimensi pompa		
Diameter dalam pipa (ID_{pipe})	:	0,04 m
Diameter luar pipa (OD_{pipe})	:	0,05 m
Panjang pipa	:	75 m
<i>Head</i> total	:	18,86 m
Kecepatan putar	:	2850 rpm
Efisiensi pompa	:	42%
Efisiensi motor penggerak	:	80%
Tenaga motor penggerak	:	1 hp

POMPA UTILITAS (PU-04)



Tugas : Memompa air dari Bak Air Bersih (BU-01) ke Air Service,
Air Make-Up, Air Sanitasi

Jenis : *Centrifugal pump*

Kondisi Operasi : $T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,2 \text{ K}$
 $P = 1 \text{ atm}$
 $= 14,7 \text{ psia}$

Rencana Pemipaan :

$a = 1 \text{ m}$; $d = 26 \text{ m}$
 $b = 1,75 \text{ m}$; $e = 500 \text{ m}$
 $c = 3 \text{ m}$; $f = 4,75 \text{ m}$

Panjang pipa lurus = 537 m

Elevasi, $Z_1 = 1 \text{ m}$

Elevasi, $Z_2 = 8,0 \text{ m}$

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
9. Menghitung Tekanan Discharge

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan massa} &= 8274,2 \text{ kg/jam} \\ \text{Densitas} &= 1022,9 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Kecepatan volume} &= 8,089 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Bagian atas dari Bak Air Bersih (BU-01)

$$\begin{aligned} - \text{Tinggi Suction Head} &= 1 \text{ m} \\ - \text{Tekanan, } P_1 &= 1 \text{ atm} \end{aligned}$$

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk ke (BU-02)

$$\begin{aligned} - \text{Tinggi Discharge Head} &= 8 \text{ m} \\ - \text{Tekanan, } P_2 &= 1 \text{ atm} \end{aligned}$$

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Bak Air Bersih} &= 582,42 \text{ m}^3 \\ \text{Laju volumetrik (F}_V\text{)} &= 8,09 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0022 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 285,67 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,08 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 2136,94 \text{ gal/jam} = 0,59 \text{ gal/s} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pompa Optimum

Digunakan pipa *stainless steel* dengan diameter optimum :

$$\begin{aligned} \text{Diketahui, } D_{i\text{opt}} &: \text{Diameter pipa optimum (in)} \\ Q_L &: \text{Kecepatan volume fluida } 0,08 \text{ ft}^3/\text{s} \\ \rho_L &: \text{Densitas fluida (} 63,86 \text{ lb/ft}^3\text{)} \end{aligned}$$

(Pers. 15, Peters, M.S., K.D. Timmerhaus dan R.E. West, 2003, hal 496)

$$\begin{aligned} D_{i\text{opt}} \text{ (in)} &= 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho_L^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,32 \times 1,72 \\ &= 2,14 \text{ in} \\ &= 0,05 \text{ m} \end{aligned}$$

$$D_{i\text{std}} \text{ (in)} = 2,47 \text{ in}$$

TABLE 13
Steel-pipe dimensions

Nom- inal pipe size, in.	OD, in.	Sched- ule No.	ID, in.	Flow area, sq. in.	Surface per lin ft., ft ²		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	0.106	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	0.929	0.672	0.344	0.252	2.17

1½	1.66	30	0.957	0.718	0.344	0.250	2.17
		40	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
1¾	1.90	30	1.278	1.28	0.435	0.335	3.00
		40	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
2	2.38	30	1.500	1.76	0.498	0.393	3.64
		40	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
2½	2.88	30	1.939	2.95	0.622	0.508	5.03
		40	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
3	3.50	30	2.323	4.23	0.753	0.609	7.67
		40	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		30	2.900	6.61	0.917	0.760	10.3

Nominal pipe size, Nps = 2 in

Outside Diameter, OD = 2,88 in

Schedule Number, Sch = 40

Inside Diameter, ID = 2,47 in

Flow area per pipe = 4,79 in²

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0022 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0031 \text{ m}^2} = 0,73 \text{ m/s}$$

Viskositas fluida = 532,02 cP

= 0,53 kg/m.s

= 0,37 lb/ft.s

Bilangan reynold

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho_L \times V \times \text{ID}}{\mu_L} \\ &= \frac{1022,88 \text{ kg/m}^3 \times 0,73 \text{ m/s} \times 0,063 \text{ m}}{0,53 \text{ kg/m.s}} \\ &= 87,67 \quad (\text{Laminer}) \end{aligned}$$

Bahan Konstruksi

Dipilih bahan stainless steel

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

(White, F.M, *Fluid Mechanics*, hal 371)

Kekasaran pipa = 7,E-06 ft
 = 2,E-03 mm
 Kekasaran relatif = $\frac{e}{ID}$
 = 3,40E-05

Faktor friksi *Darcy* :

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana, $e/ID = 0,000034$

$Re = 87,67$

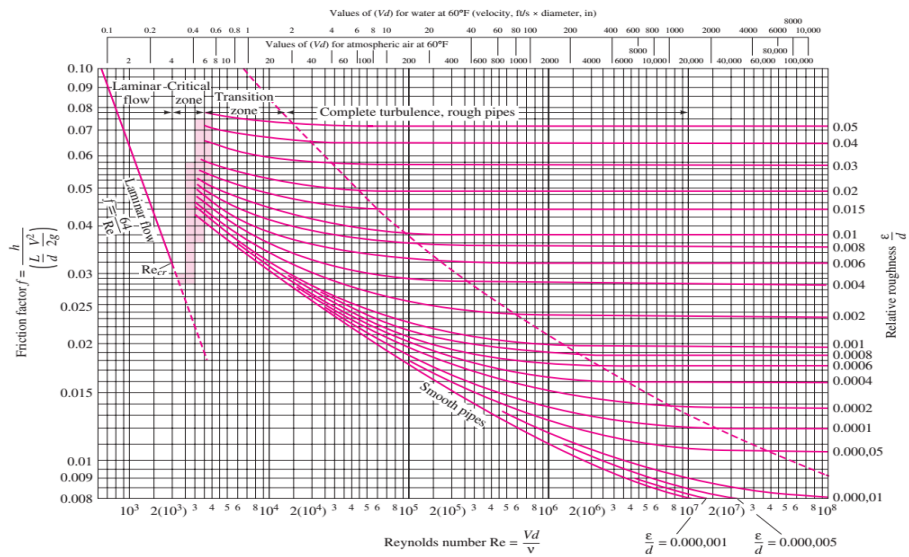


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

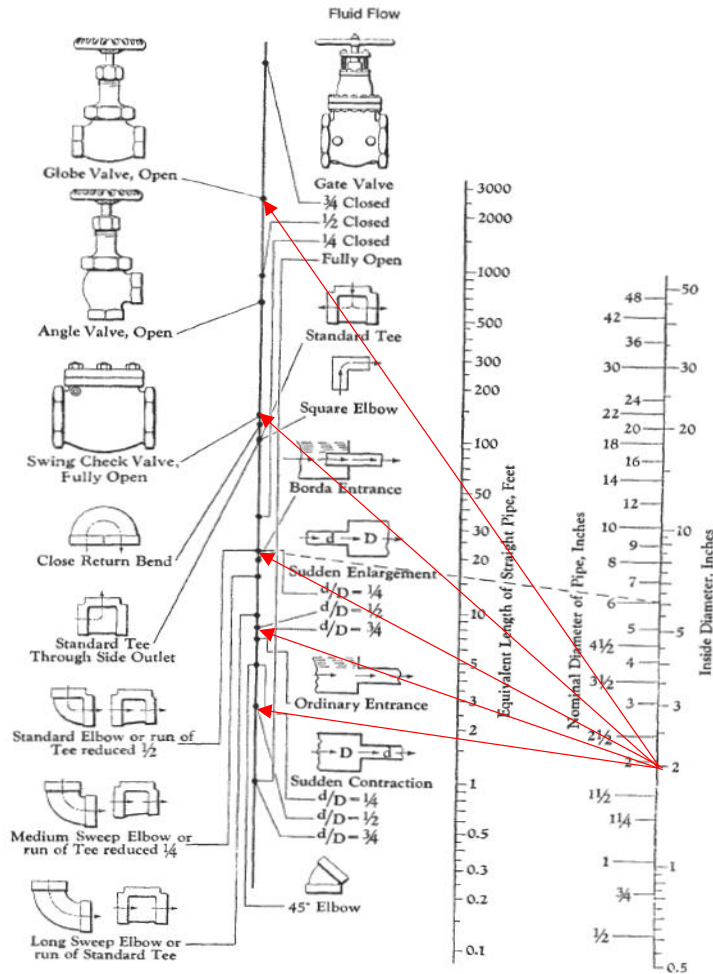
$f = 0,07$

Memilih panjang ekivalen (L_e) dan panjang pipa (L)

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd ed., hal 87, dengan ukuran ID 2 in didapatkan :

Panjang Ekivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣL_e		
			ft	m	
<i>Sudden enlargement</i>	3	2	6	1,8	
<i>Sudden contraction</i>	1,8	2	3,6	1,1	
<i>Check valve</i>	15	1	15	4,6	
<i>Globe valve, open</i>	50	1	50	15,2	
<i>Standart elbow</i>	5	4	20	6,1	
Total				28,8	

$$\begin{aligned} \Sigma Le &= 28,8 \quad \text{m} \\ \Sigma Le+L &= 565,3 \quad \text{m} \\ &= 1.855 \quad \text{ft} \end{aligned}$$



87

4. Menghitung Head Pompa

Dihitung menggunakan persamaan Bernaulli

$$\frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2.g} + H_f + H_{man} = \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2.g}$$

Dari persamaan diatas, dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho \times g}$$

$$= \frac{(1 - 1) \text{ atm}}{63,86 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \times \frac{101325 \text{ kg/ms}^2}{1 \text{ atm}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

b. *Velocity Head*

$$H_v = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot g}$$

$$= \frac{(0,73 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0,03 \text{ m}$$

c. *Static Head*

$$H_s = Z_2 - Z_1$$

$$= 8 - 1$$

$$= 7 \text{ m}$$

d. *Friction Head*

$$H_f = \frac{f (L + \sum L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$= \frac{0,07 (565,3 \text{ m}) (0,73 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,06 \text{ m}}$$

$$= 17,02 \text{ m}$$

e. *Total Head Pompa*

$$H = H_p + H_v + H_s + H_f$$

$$= 24,05 \text{ m}$$

$$= 78,90 \text{ ft}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}} \quad (\text{Ludwig E.E., vol 1, hal 330, pers. 5-11a})$$

Dengan :

N_s = kecepatan spesifik

n = kecepatan putar (rpm)

Q = kapasitas pompa ($\text{m}^3/\text{min} = 0,13 \text{ m}^3/\text{min}$)

$$\begin{aligned}
 H &= \text{head pompa (m)} &= 24,05 & \text{ m} \\
 g &= \text{percepatan gravitasi} &= 9,8 & \text{ m/s}^2
 \end{aligned}$$

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2., Ludwig, E.E., 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-	 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-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Kecepatan putar dipilih : 3000 rpm
 Faktor slip : 5% (prediksi)

$$\begin{aligned}
 \text{rpm} &= 3000 \times 95\% \\
 &= 2850 \text{ rpm} \\
 &= 47,5 \text{ rps} \\
 &= 298,5 \text{ rad/s}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
 N_s &= \frac{2850 \text{ rpm} \times (0,13 \text{ m}^3/\text{min})^{0,5}}{(24,05 \text{ m})^{0,8}} \\
 &= 433,63 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

6. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

NPSH yang tersedia dihitung dengan :

$$NPSH_A = S + (P_a - P_{vp}) \times \left(\frac{10,2}{spgr} \right) - h_{SL} \quad (\text{Ludwig E.E., Pers. 5-10 hal 326})$$

$$T = 303,15 \text{ K}$$

Komponen	Xi	Pi° (mmHg)	K=Pi°/P	Yi=Xi.K
Air Bersih	1	31,86	1,00	1,00

$$P \text{ uap total} = 31,86 \text{ mmHg} = 0,04 \text{ atm}$$

$$P \text{ operasi} = 760,00 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$$

Dengan :

$$S = \text{suction head} = 1 \text{ m}$$

$$P_a = \text{tekanan operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{vp} = \text{tekanan uap campuran} = 0,04 \text{ atm}$$

$$spgr = \text{specific gravity} = 1$$

$$f = \text{friction factor} = 0,07$$

$$L+L_e = \text{panjang pipa total} = 565,3 \text{ m}$$

$$V = \text{kecepatan aliran} = 0,73 \text{ m/s}$$

$$g = \text{kecepatan gravitasi} = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$ID = \text{diameter dalam} = 0,06 \text{ m}$$

$$h_{SL} = \text{friction loss}$$

$$h_{SL} = \frac{f \times (L_{suction}) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$h_{SL} = \frac{0,07 \times 5,7 \text{ m} \times (0,73 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,06 \text{ m}}$$

$$= 0,17 \text{ m}$$

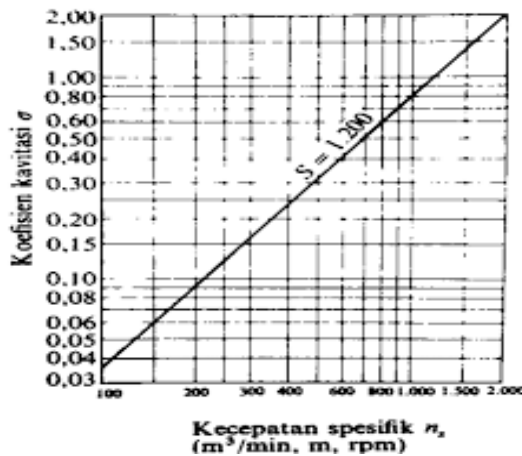
$$NPSH_a = 1 \text{ m} + (1 - 0,04) \text{ atm} \times \frac{10,2}{1} - 0,17 \text{ m}$$

$$= 10,60 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

NPSH yang diperlukan (NPSH_R) dihitung dengan mencari koefisien kavitasi Thoma dengan data :

$$N_s = 433,63 \text{ rpm}$$



Dari grafik didapatkan nilai koefisien kavitasi dari kecepatan spesifik sebesar = 0,03

maka,

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_R &= \sigma \times \text{NPSH}_a \\ &= 0,03 \times 10,60 \text{ m} \\ &= 0,32 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSHR), maka tidak kavitasi

7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

Dengan :

BHP = Daya penggerak poros (Watt)

Q = kapasitas pompa = 8,09 m³/jar = 0,002 m³/s

H = head pompa = 24,05 m

γ = rapat berat = 10.024 N/m³

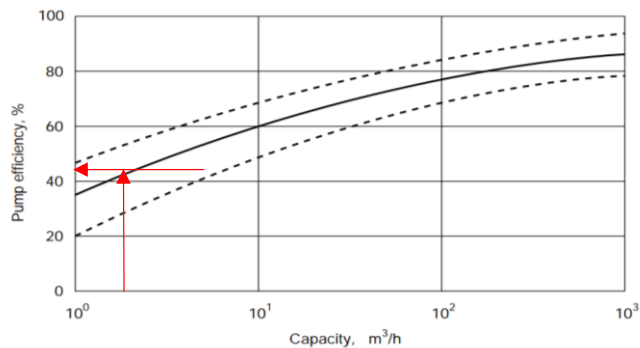


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 43%

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0,002 \text{ m}^3/\text{s} \times 24,05 \text{ m} \times 10024,2 \text{ N/m}^3}{43\%} \\ &= 1259,70 \text{ Watt} \\ &= 1,26 \text{ kW} \\ &= 1,69 \text{ hp} \end{aligned}$$

8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi motor penggerak

Table 3.1. Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

Towler & Sinnott, table 3.1 , hal 111)

Dengan daya = 1,25970 kW didapatkan efisiensi = 80%

$$\begin{aligned}
 \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi motor}} \\
 &= \frac{1,26}{80\%} \text{ kW} \\
 &= 1,57 \text{ kW} \\
 &= 2,11 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Motor standar dipilih menurut gambar dibawah

<p><i>Horsepower Ratings.</i>³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are</p> <p>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.</p> <p>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.</p>

(Ludwig E.E., vol 3, hal 628)

Dipilih daya standar = 3 HP

9. Menghitung Tekanan Discharge

Untuk menghitung tekanan discharge pompa dapat menggunakan persamaan 5.48 dan 5.49 dari Silla, Harry, 2003, *Chemical Process Engineering Design and Economics*, Taylor & Francis Group LLC, pp. 264. Dan persamaan Hazen-Williams

$$W = \left(\frac{g}{gc} \right) (Z_1 - Z_2) + \left(\frac{P_1 - P_2}{\rho} \right) - (E_S + E_D) \dots\dots\dots (5.48)$$

$$P_p = \frac{m.W}{\eta_p} \dots\dots\dots (5.49)$$

$$h_f = \frac{10,67 \times Q^{1,9}}{C^{1,9} \times d^{4,9}} \times L \quad \dots\dots\dots \text{(Hazen-Williams)}$$

$$E = 0,10 \times h_f \times g \quad \dots\dots\dots \text{(Hazen-Williams)}$$

W = Work (N.m/kg)

g = Acceleration of gravity (m/s²)

gc = Conversion factor (kg.m/N.s²)

Z = Elevation (m)

p = Pressure (bar)

ρ = Density (kg/m³)

E = Total pressure loss (bar)

P_p = Pump power (N.m/s)

m = Mass flow rate (kg/s)

η_p = Pump efficiency

h_f = Head loss (m)

Q = Debit cairan (l/s)

C = Koefisien pipa

d = Diameter pipa (mm)

L = Panjang ekivalen pipa (m)

$$P_p = \frac{m \cdot W}{\eta_p}$$

$$W = \frac{P_p \cdot \eta_p}{m}$$

$$= \frac{3 \text{ HP} \times 43\%}{8274,23 \text{ kg/jam}} \times \frac{745,7 \text{ N.m/s}}{1 \text{ HP}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ jam}}$$

$$= 418,53 \text{ N.m/kg}$$

Karena sistem diberi kerja maka Kerja/Usaha bernilai negatif

$$W = \left(\frac{g}{gc} \right) (Z_1 - Z_2) + \left(\frac{p_1 - p_2}{\rho} \right) - (E_s + E_D)$$

$$W = -418,53 \text{ N.m/kg}$$

$$g/gc = 9,8 \text{ N.m/kg}$$

$$\Delta Z = -7,0 \text{ m}$$

$$\rho = 1022,88 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta E = 4,00 \text{ bar}$$

$$\Delta p = -1,87 \text{ bar}$$

$$P_2 = p_1 - \Delta p$$

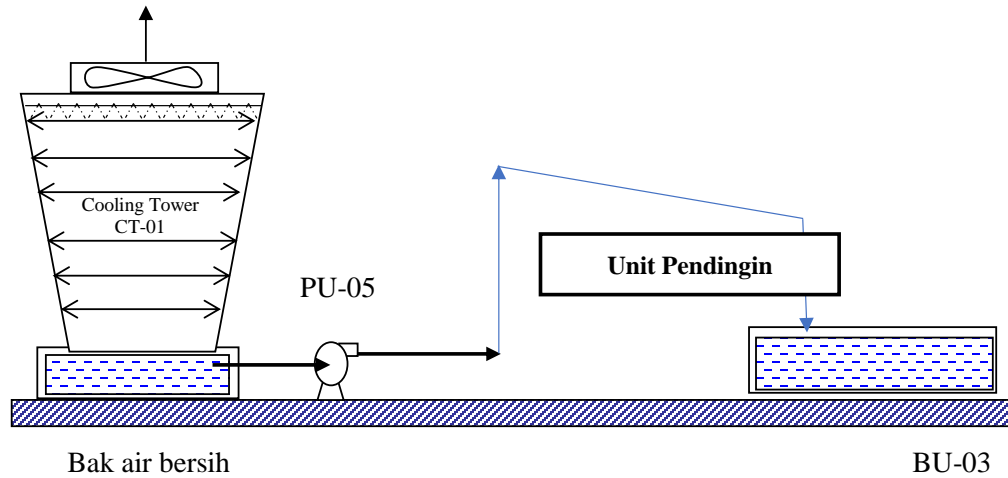
$$= 2,88 \text{ bar}$$

$$= 2,85 \text{ atm}$$

SPESIFIKASI PU-04

Tugas	:	Memompa air dari (BU-01) ke Air Service, Air Make-Up, Air Sanitasi
Jenis	:	<i>Centrifugal pump</i>
Kondisi Operasi		
Tekanan	:	1 atm
Suhu	:	30 °C
Kapasitas	:	8,09 m ³ /jam
Dimensi pompa		
Diameter dalam pipa (ID_{pipe})	:	0,06 m
Diameter luar pipa (OD_{pipe})	:	0,07 m
Panjang pipa	:	565 m
<i>Head</i> total	:	24,05 m
Kecepatan putar	:	2850 rpm
Efisiensi pompa	:	43%
Efisiensi motor penggerak	:	80%
Tenaga motor penggerak	:	3 HP

POMPA UTILITAS (PU-05)



Tugas : Memompa air dari Cooling Tower (CT-01) ke Unit Pendingin

Jenis : *Centrifugal pump*

Kondisi Operasi : $T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,2 \text{ K}$

$P = 1 \text{ atm}$

$= 14,7 \text{ psia}$

Rencana Pemipaan :

Panjang pipa lurus = 400 m

Elevasi, $Z_1 = 2 \text{ m}$

Elevasi, $Z_2 = 10,0 \text{ m}$

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
9. Menghitung Tekanan Discharge

Kecepatan massa	=	6.460,5 kg/jam
Densitas	=	1.018,8 kg/m ³
Kecepatan volume	=	6,34 m ³ /jam

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Bagian bawah dari Cooling Tower (CT-01)

- Tinggi *Suction Head* = 2 m
- Tekanan, P₁ = 1 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa diatas Bak Air Bekas Pendingin (BU-03)

- Tinggi *Discharge Head* = 10 m
- Tekanan, P₂ = 1 atm

2. Menentukan Kapasitas Pompa

Kapasitas Basin CT-01	=	1,27	m ³	
Laju volumetrik (F _V)	=	6,34 m ³ /jam	=	1,76,E-03 m ³ /s
	=	223,95 ft ³ /jam	=	0,06 ft ³ /s
	=	1.675 gal/jam	=	0,47 gal/s

3. Menghitung Ukuran Pompa Optimum

Digunakan pipa *stainless steel* dengan diameter optimum :

- Diketahui, Di_{opt} : Diameter pipa optimum (in)
 Q_L : Kecepatan volume fluida 0,06 ft³/s
 ρ_L : Densitas fluida (63,60 lb/ft³)

(Pers. 15, Peters, M.S., K.D. Timmerhaus dan R.E. West, 2003, hal 496)

$$\begin{aligned}
 Di_{opt}(\text{in}) &= 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho_L^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,29 \times 1,72 \\
 &= 1,92 \text{ in} \\
 &= 0,05 \text{ m} \\
 Di_{std}(\text{in}) &= 2,07 \text{ in}
 \end{aligned}$$

TABLE 13
Steel-pipe dimensions

Nominal pipe size, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		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	0.106	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.

Nominal pipe size, Nps = 2 in
 Outside Diameter, OD = 2,38 in
 Schedule Number, Sch = 40
 Inside Diameter, ID = 2,07 in
 Flow area per pipe = 3,35 in²

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{1,76, E-03 \text{ m}^3/\text{s}}{0,002 \text{ m}^2} = 0,82 \text{ m/s}$$

Viskositas fluida = 532,02 cP
 = 0,53 kg/m.s
 = 0,37 lb/ft.s

Bilangan reynold

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho_L \times V \times \text{ID}}{\mu_L} \\ &= \frac{1018,77 \text{ kg/m}^3 \times 0,82 \text{ m/s} \times 0,05 \text{ m}}{0,53 \text{ kg/m.s}} \\ &= 81,94 \quad (\text{Laminer}) \end{aligned}$$

Bahan Konstruksi

Dipilih bahan stainless steel

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
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
Rough		0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

(White, F.M, *Fluid Mechanics*, hal 371)

$$\begin{aligned} \text{Kekasaran pipa} &= 7, \text{E}-06 \quad \text{ft} \\ &= 2, \text{E}-03 \quad \text{mm} \\ \text{Kekasaran relatif} &= \frac{e}{\text{ID}} \\ &= 4,06 \text{E}-05 \end{aligned}$$

Faktor friksi *Darcy* :

Diperoleh dari diagram *Moody*

$$\text{Dimana, } e/\text{ID} = 0,00004$$

$$\text{Re} = 81,94$$

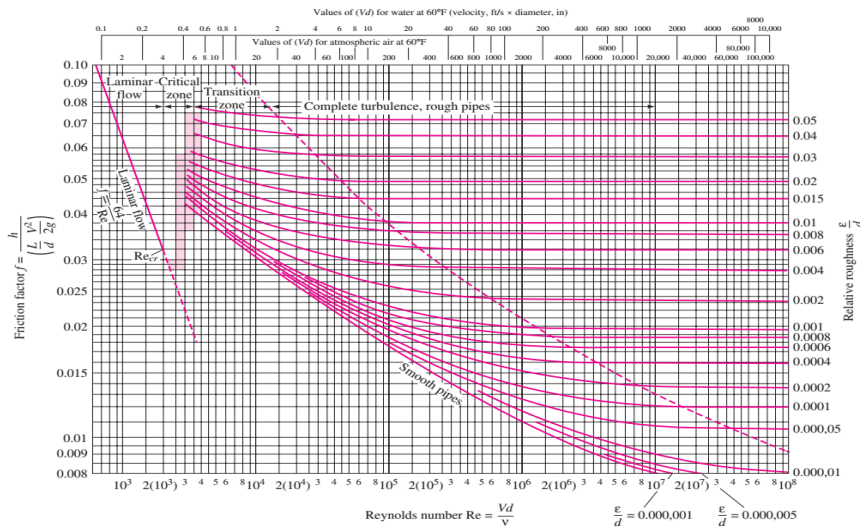


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

f = 0,07

Memilih panjang ekivalen (Le) dan panjang pipa (L)

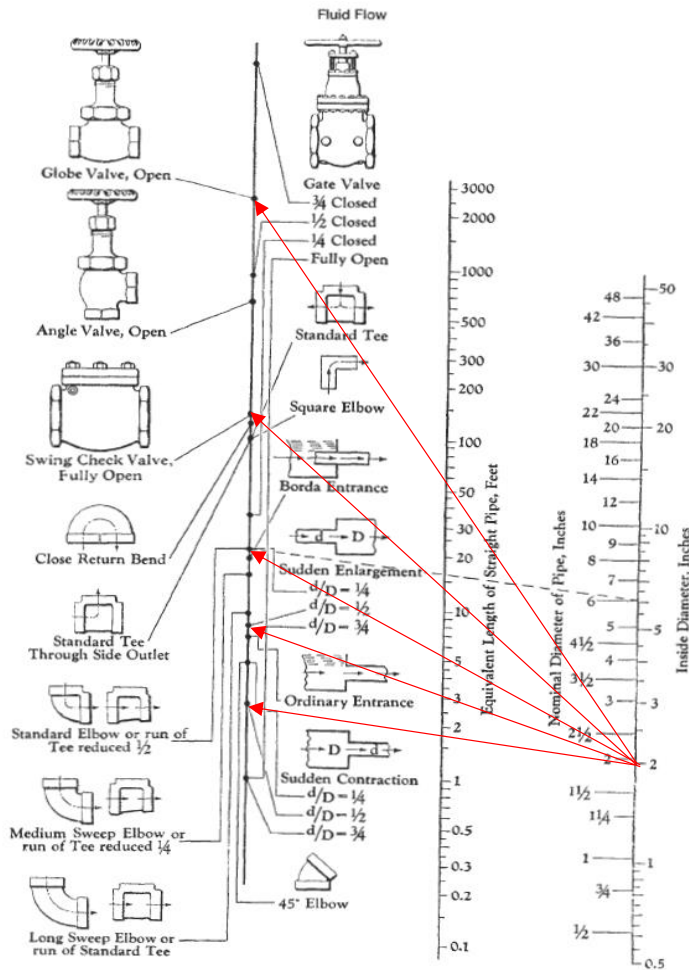
Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd ed., hal 87, dengan ukuran ID 2 in didapatkan :

Panjang Ekivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	3	2	6	1,8
<i>Sudden contraction</i>	1,8	2	3,6	1,1
<i>Check valve</i>	15	1	15	4,6
<i>Globe valve, open</i>	50	1	50	15,2
<i>Standart elbow</i>	5	32	160	48,8
Total				71,5

Σ Le = 71,5 m

ΣLe+L= 471,5 m

= 1546,936 ft



4. Menghitung Head Pompa

Dihitung menggunakan persamaan Bernauli

$$\frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2.g} + Hf + H_{man} = \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2.g}$$

Dari persamaan diatas, dapat dihitung :

a. *Pressure Head*

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\rho \times g} \\ &= \frac{(1 - 1) \text{ atm}}{63,60 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \times \frac{101325 \text{ kg/ms}^2}{1 \text{ atm}} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

b. *Velocity Head*

$$H_v = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2.g}$$

$$= \frac{(0,82 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0,03 \text{ m}$$

c. *Static Head*

$$H_s = Z_2 - Z_1$$

$$= 10 - 2$$

$$= 8 \text{ m}$$

d. *Friction Head*

$$H_f = \frac{f (L + \sum L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$= \frac{0,07 (471,5 \text{ m}) (0,82 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,05 \text{ m}}$$

$$= 21,31 \text{ m}$$

e. *Total Head Pompa*

$$H = H_p + H_v + H_s + H_f$$

$$= 29,34 \text{ m}$$

$$= 96,26 \text{ ft}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}} \quad (\text{Ludwig E.E., vol 1, hal 330, pers. 5-11a})$$

Dengan :

$$N_s = \text{kecepatan spesifik}$$

$$n = \text{kecepatan putar (rpm)}$$

$$Q = \text{kapasitas pompa (m}^3/\text{min)} = 0,11 \text{ m}^3/\text{min}$$

$$H = \text{head pompa (m)} = 29,34 \text{ m}$$

$$g = \text{percepatan gravitasi} = 9,8 \text{ m/s}^2$$

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2., Ludwig, E.E., 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-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Kecepatan putar dipilih : 3000 rpm

Faktor slip : 5% (prediksi)

$$\begin{aligned} \text{rpm} &= 3000 \times 95\% \\ &= 2850 \text{ rpm} \\ &= 47,5 \text{ rps} \\ &= 298,5 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} N_s &= \frac{2850 \text{ rpm} \times (0,11 \text{ m}^3/\text{min})^{0,5}}{(29,34 \text{ m})^{0,8}} \\ &= 257,24 \text{ rpm} \end{aligned}$$

6. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

NPSH yang tersedia dihitung dengan :

$$NPSH_A = S + (P_a - P_{vp}) \times \left(\frac{10,2}{spgr} \right) - h_{SL} \quad (\text{Ludwig E.E., Pers. 5-10 hal 326})$$

$$T = 303,15 \text{ K}$$

Komponen	Xi	Pi° (mmHg)	K=Pi°/P	Yi=Xi.K
Air Bersih	1	31,86	1,00	1,00

$$P_{\text{uap total}} = 31,86 \text{ mmHg} = 0,04 \text{ atm}$$

$$P_{\text{operasi}} = 760,00 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$$

Dengan :

$$S = \text{suction head} = 2 \text{ m}$$

$$P_a = \text{tekanan operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{vp} = \text{tekanan uap campuran} = 0,04 \text{ atm}$$

$$spgr = \text{specific gravity} = 1$$

$$f = \text{friction factor} = 0,07$$

$$L+L_e = \text{panjang pipa total} = 471,5 \text{ m}$$

$$V = \text{kecepatan aliran} = 0,82 \text{ m/s}$$

$$g = \text{kecepatan gravitasi} = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$ID = \text{diameter dalam} = 0,05 \text{ m}$$

$$h_{SL} = \text{friction loss}$$

$$h_{SL} = \frac{f \times (L_{\text{suction}}) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$h_{SL} = \frac{0,07 \times 4,4 \text{ m} \times (0,82 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,05 \text{ m}}$$

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

$$NPSH_a = 2 \text{ m} + (1 - 0,04) \text{ atm} \times \frac{10,2}{1} - 0,20 \text{ m}$$

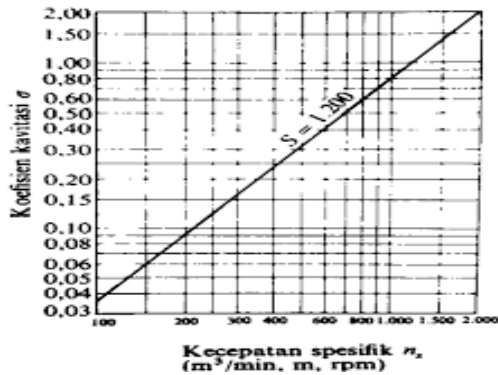
$$= 11,57 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

NPSH yang diperlukan (NPSH_R) dihitung dengan mencari koefisien kavitasi Thoma (σ)

dengan data :

$$N_s = 257,24 \text{ rpm}$$



Dari grafik didapatkan nilai koefisien kavitasi dari kecepatan spesifik sebesar = 0,035

maka,

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \sigma \times NPSH_a \\ &= 0,035 \times 11,57 \text{ m} \\ &= 0,41 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia (NPSH_a) > NPSH yang diperlukan (NPSH_R), maka tidak terjadi kavitasi

7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

Dengan :

BHP = Daya penggerak poros (Watt)

Q = kapasitas pompa = 6,34 m³/jar = 0,0018 m³/s

H = head pompa = 29,34 m

γ = rapat berat = 9983,93 N/m³

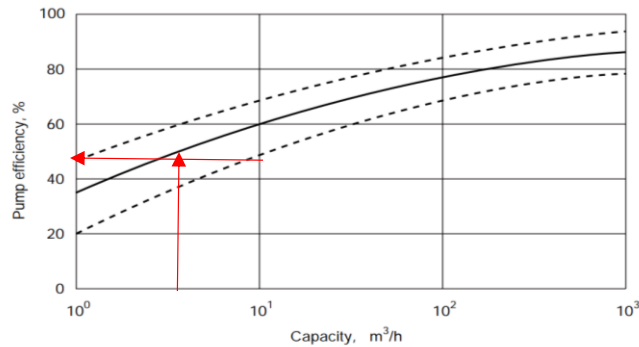


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 43%

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0,00 \text{ m}^3/\text{s} \times 29,34 \text{ m} \times 9.983,9 \text{ N/m}^3}{43\%} \\ &= ##### \text{ Watt} \\ &= 1,20 \text{ kW} \\ &= 1,61 \text{ hp} \end{aligned}$$

8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi motor penggerak

Table 3.1. Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

(Towler & Sinnott, table 3.1 , hal 111)

Dengan daya = 1,20 kW didapatkan efisiensi = 80%

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi motor}} \\ &= \frac{1,20}{80\%} \text{ kW} \\ &= 1,50 \text{ kW} \\ &= 2,01 \text{ HP} \end{aligned}$$

Motor standar dipilih menurut gambar dibawah

<p><i>Horsepower Ratings.</i>³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are</p> <p>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.</p> <p>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.</p>

(Ludwig E.E., vol 3, hal 628)

Dipilih daya standar = 1 1/2 HP

9. Menghitung Tekanan Discharge

Untuk menghitung tekanan discharge pompa dapat menggunakan persamaan 5.48 dan 5.49 dari Silla, Harry, 2003, *Chemical Process Engineering Design and Economics*, Taylor & Francis Group LLC, pp. 264. Dan persamaan Hazen-Williams

$$W = \left(\frac{g}{gc} \right) (Z_1 - Z_2) + \left(\frac{P_1 - P_2}{\rho} \right) - (E_S + E_D) \quad \dots\dots\dots (5.48)$$

$$P_p = \frac{m.W}{\eta_p} \quad \dots\dots\dots (5.49)$$

$$h_f = \frac{10,67 \times Q^{1,9}}{C^{1,9} \times d^{4,9}} \times L \quad \dots\dots\dots \text{(Hazen-Williams)}$$

$$E = 0,0981 \times h_f \times g \quad \dots\dots\dots \text{(Hazen-Williams)}$$

$$W = \text{Work} \quad (\text{N.m/kg})$$

$$g = \text{Acceleration of gravity} \quad (\text{m/s}^2)$$

$$g_c = \text{Conversion factor} \quad (\text{kg.m/N.s}^2)$$

$$Z = \text{Elevation} \quad (\text{m})$$

$$p = \text{Pressure} \quad (\text{bar})$$

$$\rho = \text{Density} \quad (\text{kg/m}^3)$$

$$E = \text{Total pressure loss} \quad (\text{bar})$$

$$P_p = \text{Pump power} \quad (\text{N.m/s})$$

$$m = \text{Mass flow rate} \quad (\text{kg/s})$$

$$\eta_p = \text{Pump efficiency}$$

$$h_f = \text{Head loss} \quad (\text{m})$$

$$Q = \text{Debit cairan} \quad (\text{l/s})$$

$$C = \text{Koefisien pipa}$$

$$d = \text{Diameter pipa} \quad (\text{mm})$$

$$L = \text{Panjang ekivalen pipa} \quad (\text{m})$$

$$P_p = \frac{m \cdot W}{\eta_p}$$

$$W = \frac{P_p \cdot \eta_p}{m}$$

$$= \frac{1,5 \text{ HP} \times 43\%}{6.460,5 \text{ kg/jam}} \times \frac{745,7 \text{ N.m/s}}{1 \text{ HP}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ jam}}$$

$$= 268,02 \text{ N.m/kg}$$

Karena sistem diberi kerja maka Kerja/Usaha bernilai negatif

$$W = \left(\frac{g}{g_c} \right) (Z_1 - Z_2) + \left(\frac{p_1 - p_2}{\rho} \right) - (E_s + E_D)$$

$$W = -268,02 \text{ N.m/kg}$$

$$g/g_c = 9,8 \text{ N.m/kg}$$

$$\Delta Z = -8,0 \text{ m}$$

$$\rho = 1018,77 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta E = 5,05 \text{ bar}$$

$$\Delta p = 0,20 \text{ bar}$$

$$P_2 = p_1 - \Delta p$$

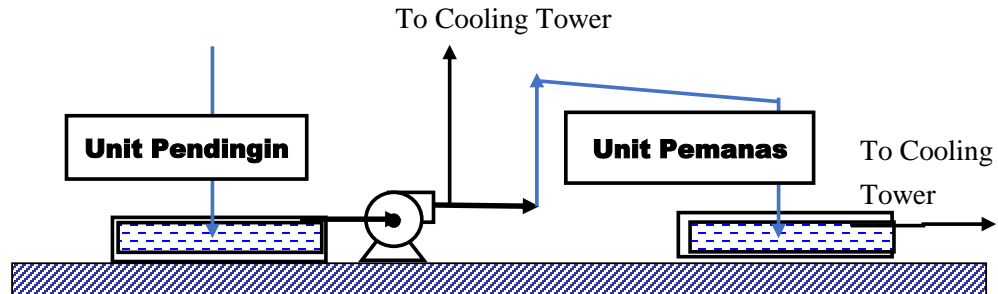
$$= 0,81 \text{ bar}$$

$$= 0,80 \text{ atm}$$

SPESIFIKASI PU-05

Tugas	:	Memompa air keluaran CT-01 untuk dialirkan ke unit pendinginan
Jenis	:	<i>Centrifugal pump</i>
Kondisi Operasi		
Tekanan	:	1 atm
Suhu	:	30 °C
Kapasitas	:	6,34 m ³ /jam
Dimensi pompa		
Diameter dalam pipa (ID_{pipe})	:	0,05 m
Diameter luar pipa (OD_{pipe})	:	0,06 m
Panjang pipa	:	472 m
Head total	:	29,34 m
Kecepatan putar	:	2850 rpm
Efisiensi pompa	:	43%
Efisiensi motor penggerak	:	80%
Tenaga motor penggerak	:	1 1/2 HP

POMPA UTILITAS (PU-06)



Tugas : Memompa air dari BU-03 ke Unit Pemanas

Jenis : *Centrifugal pump*

Kondisi Operasi : $T = 36 \text{ } ^\circ\text{C} = 309,2 \text{ K}$
 $P = 1 \text{ atm}$
 $= 14,7 \text{ psia}$

Rencana Pemipaan :

Panjang pipa lurus = 200 m

Elevasi, $Z_1 = 5 \text{ m}$

Elevasi, $Z_2 = 15,0 \text{ m}$

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
9. Menghitung Tekanan Discharge

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan massa} &= 6.460,5 \text{ kg/jam} \\ \text{Densitas} &= 1.017,3 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Kecepatan volume} &= 6,35 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Bagian bawah BU-03

- Tinggi *Suction Head* = 5 m
- Tekanan, P_1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa diatas unit pemanas

- Tinggi *Discharge Head* = 15 m
- Tekanan, P_2 = 1 atm

2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas BU-03} &= 6,35 \text{ m}^3 \\ \text{Laju volumetrik (F}_V\text{)} &= 6,35 \text{ m}^3/\text{jam} = 1,76\text{E-03 m}^3/\text{s} \\ &= 224,26 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,06 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 1.678 \text{ gal/jam} = 0,47 \text{ gal/s} \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Pompa Optimum

Digunakan pipa *stainless steel* dengan diameter optimum :

$$\begin{aligned} \text{Diketahui, } D_{i_{opt}} &: \text{ Diameter pipa optimum (in)} \\ Q_L &: \text{ Kecepatan volume fluida } 0,06 \text{ ft}^3/\text{s} \\ \rho_L &: \text{ Densitas fluida (} 63,51 \text{ lb/ft}^3\text{)} \end{aligned}$$

(Pers. 15, Peters, M.S., K.D. Timmerhaus dan R.E. West, 2003, hal 496)

$$\begin{aligned} D_{i_{opt}} \text{ (in)} &= 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho_L^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,29 \times 1,72 \\ &= 1,92 \text{ in} \\ &= 0,05 \text{ m} \end{aligned}$$

$$D_{i_{std}} \text{ (in)} = 2,07 \text{ in}$$

TABLE 13
Steel-pipe dimensions

Nominal pipe size, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area of pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		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	0.106	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

1/8	1.05	80	0.546	0.235	0.220	0.143	1.09
		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.

Nominal pipe size, Nps = 2 in
 Outside Diameter, OD = 2,38 in
 Schedule Number, Sch = 40
 Inside Diameter, ID = 2,07 in
 Flow area per pipe = 3,35 in²

Kecepatan aliran dalam pipa

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{1,76, E-03 \text{ m}^3/\text{s}}{0,002 \text{ m}^2} = 0,82 \text{ m/s}$$

Viskositas fluida = 542,50 cP
 = 0,54 kg/m.s
 = 0,38 lb/ft.s

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho_L \times V \times \text{ID}}{\mu_L} \\ &= \frac{1017,35 \text{ kg/m}^3 \times 0,82 \text{ m/s} \times 0,05 \text{ m}}{0,54 \text{ kg/m.s}} \\ &= 80,36 \quad (\text{Laminer}) \end{aligned}$$

Bahan Konstruksi

Dipilih bahan stainless steel

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
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

(White, F.M, *Fluid Mechanics*, hal 371)

$$\begin{aligned} \text{Kekasaran pipa} &= 7, \text{E-}06 \quad \text{ft} \\ &= 2, \text{E-}03 \quad \text{mm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kekasaran relatif} &= \frac{e}{ID} \\ &= 4,06 \text{E-}05 \end{aligned}$$

Faktor friksi *Darcy* :

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana, $e/ID = 0,00004$

$Re = 80,36$

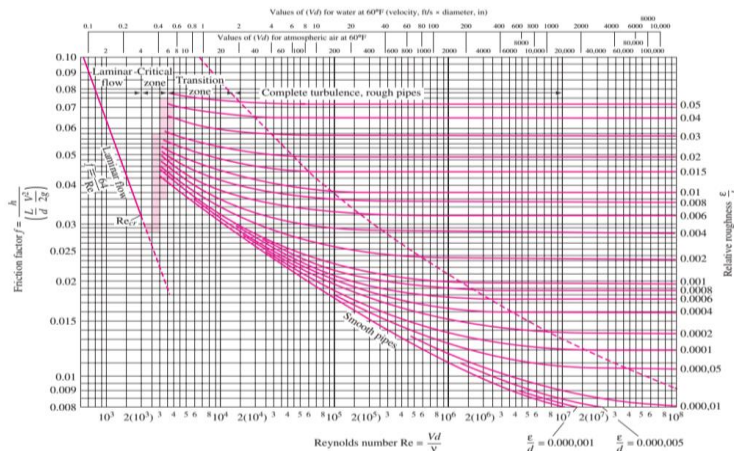


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$f = 0,07$

Memilih panjang ekivalen (L_e) dan panjang pipa (L)

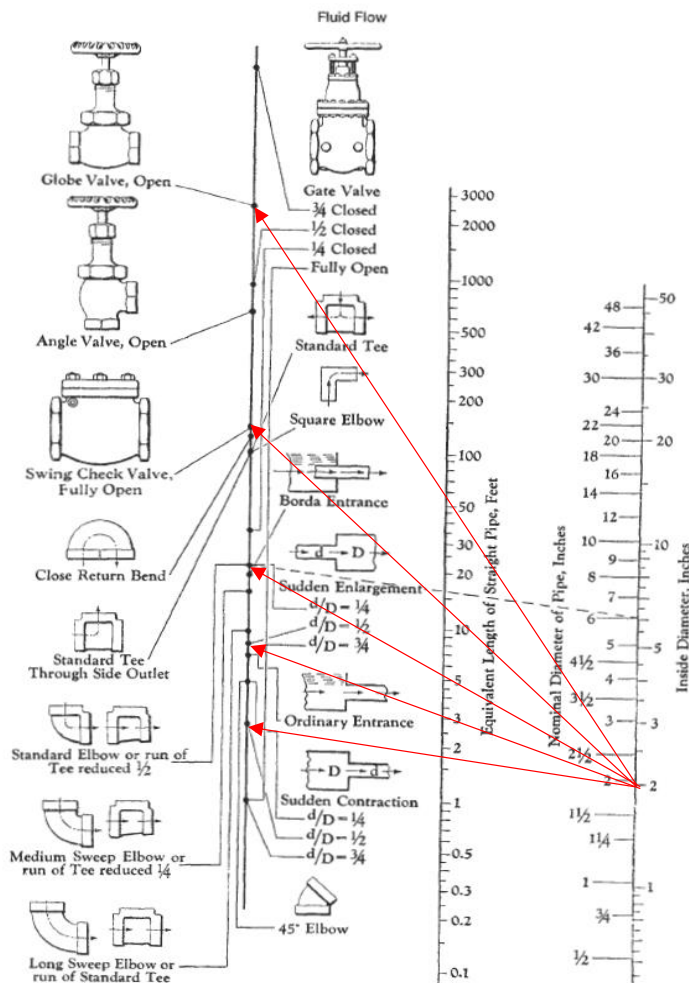
Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd ed., hal 87, dengan ukuran ID 2 in didapatkan :

Panjang Ekivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣL_e	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	3	2	6	1,8
<i>Sudden contraction</i>	1,8	2	3,6	1,1
<i>Check valve</i>	15	1	15	4,6
<i>Globe valve, open</i>	50	1	50	15,2
<i>Standart elbow</i>	5	8	40	12,2
Total				34,9

$\Sigma L_e = 34,9 \quad m$

$\Sigma L_e + L = 234,9 \quad m$

$= 770,768 \quad ft$



4. Menghitung Head Pompa

Dihitung menggunakan persamaan Bernaulli

$$\frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + H_f + H_{man} = \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g}$$

Dari persamaan diatas, dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\rho \times g} \\ &= \frac{(1 - 1) \text{ atm}}{63,51 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \times \frac{101325 \text{ kg/ms}^2}{1 \text{ atm}} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot g} \\ &= \frac{(0,82 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \\ &= 0,03 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= Z_2 - Z_1 \\ &= 15 - 5 \\ &= 10 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f (L + \sum L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,07 (234,9 \text{ m}) (0,82 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,05 \text{ m}} \\ &= 10,65 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 20,68 \text{ m} \\ &= 67,85 \text{ ft} \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}} \quad (\text{Ludwig E.E., vol 1, hal 330, pers. 5-11a})$$

Dengan :

$$\begin{aligned} N_s &= \text{kecepatan spesifik} \\ n &= \text{kecepatan putar (rpm)} \\ Q &= \text{kapasitas pompa (m}^3/\text{min} = 0,11 \quad \text{m}^3/\text{min} \\ H &= \text{head pompa (m)} = 20,68 \quad \text{m} \\ g &= \text{percepatan gravitasi} = 9,8 \quad \text{m/s}^2 \end{aligned}$$

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2., Ludwig, E.E., 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	1/3-10,000	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-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Kecepatan putar dipilih : 3000 rpm

Faktor slip : 5% (prediksi)

$$\begin{aligned} \text{rpm} &= 3000 \times 95\% \\ &= 2850 \text{ rpm} \\ &= 47,5 \text{ rps} \\ &= 298,5 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} N_s &= \frac{2850 \text{ rpm} \times (0,11 \text{ m}^3/\text{min})^{0,5}}{(20,68 \text{ m})^{0,8}} \\ &= 286,84 \text{ rpm} \end{aligned}$$

6. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

NPSH yang tersedia dihitung dengan :

$$NPSH_A = S + (P_a - P_{vp}) \times \left(\frac{10,2}{spgr} \right) - h_{SL} \quad (\text{Ludwig E.E., Pers. 5-10 hal 326})$$

$$T = 309,15 \text{ K}$$

Komponen	Xi	Pi° (mmHg)	K=Pi°/P	Yi=Xi.K
Air Bersih	1	44,63	1,40	1,40

$$P_{\text{uap total}} = 31,86 \text{ mmHg} = 0,04 \text{ atm}$$

$$P_{\text{operasi}} = 760,00 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$$

Dengan :

$$S = \text{suction head} = 5 \text{ m}$$

$$P_a = \text{tekanan operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{vp} = \text{tekanan uap campuran} = 0,04 \text{ atm}$$

$$spgr = \text{specific gravity} = 1$$

$$f = \text{friction factor} = 0,07$$

$$L+L_e = \text{panjang pipa total} = 234,9 \text{ m}$$

$$V = \text{kecepatan aliran} = 0,82 \text{ m/s}$$

$$g = \text{kecepatan gravitasi} = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$ID = \text{diameter dalam} = 0,05 \text{ m}$$

$$h_{SL} = \text{friction loss}$$

$$h_{SL} = \frac{f \times (L_{\text{suction}}) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$h_{SL} = \frac{0,07 \times 4,4 \text{ m} \times (0,82 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,05 \text{ m}}$$

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

$$NPSH_a = 5 \text{ m} + (1 - 0,04) \text{ atm} \times \frac{10,2}{1} - 0,20 \text{ m}$$

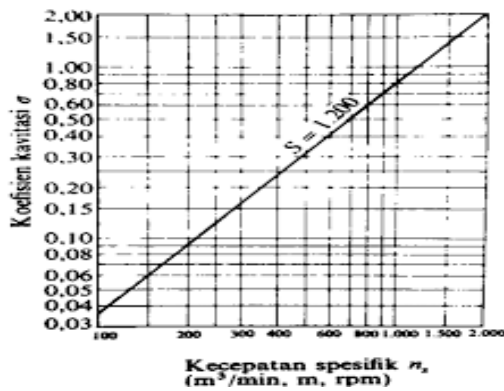
$$= 14,57 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan (NPSH_R)

NPSH yang diperlukan (NPSH_R) dihitung dengan mencari koefisien kavitasi

Thoma (σ) dengan data :

$$N_s = 286,84 \text{ rpm}$$



Dari grafik didapatkan nilai koefisien kavitasasi dari kecepatan spesifik sebesar = 0,038

maka,

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \sigma \times NPSH_a \\ &= 0,038 \times 14,57 \text{ m} \\ &= 0,55 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia (NPSH_a) > NPSH yang diperlukan (NPSH_R), maka tidak terjadi kavitasasi

7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

Dengan :

BHP = Daya penggerak poros (Watt)

Q = kapasitas pompa = 6,35 m³/jar = 0,0018 m³/s

H = head pompa = 20,68 m

γ = rapat berat = 9969,99 N/m³

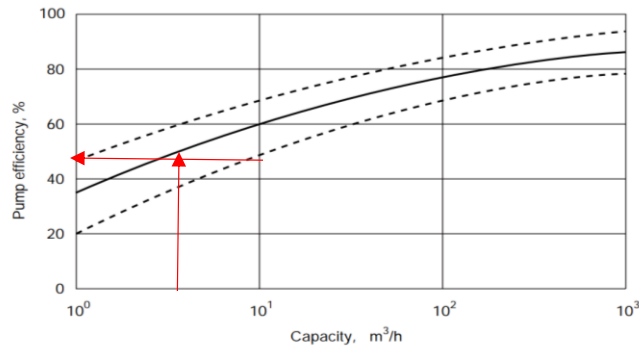


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 43%

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0,002 \text{ m}^3/\text{s} \times 20,68 \text{ m} \times 9.970,0 \text{ N/m}^3}{43\%} \\ &= 845,79 \text{ Watt} \\ &= 0,85 \text{ kW} \\ &= 1,13 \text{ hp} \end{aligned}$$

8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi motor penggerak

Table 3.1. Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

(Rowler & Sinnott, table 3.1, hal 111)

Dengan daya = 0,85 kW didapatkan efisiensi = 80%

$$\begin{aligned}
 \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi motor}} \\
 &= \frac{0,85}{80\%} \text{ kW} \\
 &= 1,06 \text{ kW} \\
 &= 1,42 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Motor standar dipilih menurut gambar dibawah

<p><i>Horsepower Ratings.</i>³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are</p> <p>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.</p> <p>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.</p>

(Ludwig E.E., vol 3, hal 628)

Dipilih daya standar = 1 HP

9. Menghitung Tekanan Discharge

Untuk menghitung tekanan discharge pompa dapat menggunakan persamaan 5.48 dan 5.49 dari Silla, Harry, 2003, *Chemical Process Engineering Design and Economics*, Taylor & Francis Group LLC, pp. 264. Dan persamaan Hazen-Williams

$$W = \left(\frac{g}{\gamma} \right) (Z_1 - Z_2) + \left(\frac{P_1 - P_2}{\gamma} \right) - (F_p + F_s) \quad (5.48)$$

$$W = \left(\frac{g}{gc} \right) (Z_1 - Z_2) + \left(\frac{P_1 - P_2}{\rho} \right) - (E_S + E_D) \dots\dots\dots (5.40)$$

$$P_p = \frac{m \cdot W}{\eta_p} \dots\dots\dots (5.49)$$

$$h_f = \frac{10,67}{C^{1,9}} \times \frac{Q^{1,9}}{d^{4,9}} \times L \dots\dots\dots \text{(Hazen-Williams)}$$

$$E = 0,0981 \times h_f \times g \dots\dots\dots \text{(Hazen-Williams)}$$

W = Work (N.m/kg)

g = Acceleration of gravity (m/s²)

gc = Conversion factor (kg.m/N.s²)

Z = Elevation (m)

p = Pressure (bar)

ρ = Density (kg/m³)

E = Total pressure loss (bar)

P_p = Pump power (N.m/s)

m = Mass flow rate (kg/s)

η_p = Pump efficiency

h_f = Head loss (m)

Q = Debit cairan (l/s)

C = Koefisien pipa

d = Diameter pipa (mm)

L = Panjang ekivalen pipa (m)

$$P_p = \frac{m \cdot W}{\eta_p}$$

$$W = \frac{P_p \cdot \eta_p}{m}$$

$$= \frac{1 \text{ HP} \times 43\%}{6.460,5 \text{ kg/jam}} \times \frac{745,7 \text{ N.m/s}}{1 \text{ HP}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ jam}}$$

$$= 178,68 \text{ N.m/kg}$$

Karena sistem diberi kerja maka Kerja/Usaha bernilai negatif

$$W = \left(\frac{g}{gc} \right) (Z_1 - Z_2) + \left(\frac{P_1 - P_2}{\rho} \right) - (E_S + E_D)$$

$$W = -178,68 \text{ N.m/kg}$$

$$g/gc = 9,8 \text{ N.m/kg}$$

$$\Delta Z = -10,0 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}\rho &= 1017,35 && \text{kg/m}^3 \\ \Delta E &= 2,52 && \text{bar} \\ \Delta p &= 0,24 && \text{bar} \\ p_2 &= p_1 - \Delta p \\ &= 0,77 && \text{bar} \\ &= 0,76 && \text{atm}\end{aligned}$$

SPESIFIKASI PU-06

Tugas	:	Memompa air di BU-03 untuk ditampung dialirkan ke unit pemanas dan CT-01
Jenis	:	<i>Centrifugal pump</i>
Kondisi Operasi		
Tekanan	:	1 atm
Suhu	:	36 °C
Kapasitas	:	6,35 m ³ /jam
Dimensi pompa		
Diameter dalam pipa (ID_{pipe})	:	0,05 m
Diameter luar pipa (OD_{pipe})	:	0,06 m
Panjang pipa	:	235 m
<i>Head</i> total	:	20,68 m
Kecepatan putar	:	2850 rpm
Efisiensi pompa	:	43%
Efisiensi motor penggerak	:	80%
Tenaga motor penggerak	:	1 HP

KEBUTUHAN LISTRIK**1. Kebutuhan listrik alat proses dan utilitas**

Kebutuhan listrik digunakan untuk menggerakkan alat proses dan utilitas sebagai berikut :

Alat	Daya	
Kompresor (K-01)	15,00 Hp	11,19 kW
Kompresor (K-02)	150,00 Hp	111,86 kW
Pompa (P-01)	3,00 Hp	2,24 kW
Pompa (P-02)	10,00 Hp	7,46 kW
Pompa (P-03)	1,00 Hp	0,75 kW
Pompa (P-04)	0,50 Hp	0,37 kW
Pressure Reducer (PR -01)	9,00 Hp	6,71 kW
Expansion Valve (EV -01)	75,00 Hp	55,93 kW
Expansion Valve (EV-02)	125,00 Hp	93,21 kW
Pompa Utilitas (PU-01)	1,50 Hp	1,12 kW
Pompa Utilitas (PU-02)	0,50 Hp	0,37 kW
Pompa Utilitas (PU-03)	1,00 Hp	0,75 kW
Pompa Utilitas (PU-04)	3,00 Hp	2,24 kW
Pompa Utilitas (PU-05)	1,50 Hp	1,12 kW
Pompa Utilitas (PU-06)	1,00 Hp	0,75 kW
Pompa Utilitas (PU-07)	0,50 Hp	0,37 kW
Pengaduk Tangki Klorinasi (TU-01)	0,50 Hp	0,37 kW
Kipas Cooling Tower (CT-01)	0,50 Hp	0,37 kW
Kompresor Udara Tekan (KU-01)	10,00 Hp	7,46 kW
TOTAL	408,50 Hp	304,62 kW

Maka, daya total untuk kebutuhan proses adalah 408,5 Hp atau setara dengan 304,62 kW

2. Kebutuhan listrik area gedung (kantor, perumahan, dll)

Area gedung dirancang untuk memiliki lampu, AC, komputer, kulkas, TV, proyektor, dispenser, sound system, dll

Kantor

Lantai 1	=			3	Lampu	x	25	W =	900	W	
		12	Ruang kasi	x	3	Komputer	x	700	W =	25200	W
					1	AC	x	1170	W =	14040	W
		2	Kamar mandi	x	2	Lampu	x	25	W =	100	W
					6	Lampu	x	25	W =	300	W
		2	Lobi	x	1	Komputer	x	700	W =	1400	W
					1	AC	x	1170	W =	2340	W
					1	TV	x	100	W =	200	W
		1	Gudang	x	1	Lampu	x	25	W =	25	W
		1	Lorong	x	9	Lampu	x	25	W =	225	W
		1	Pantry	x	1	Lampu	x	25	W =	25	W
					1	Dispenser	x	250	W =	250	W
Lantai 2	=				2	Lampu	x	25	W =	350	W
		7	Ruang kabag	x	1	Komputer	x	700	W =	4900	W
					1	AC	x	1170	W =	8190	W
					2	Lampu	x	25	W =	100	W
		2	Ruang direktur	x	2	Komputer	x	700	W =	2800	W
					1	AC	x	1170	W =	2340	W
					4	Lampu	x	25	W =	100	W
					2	Komputer	x	700	W =	1400	W
		1	Ruang dirut	x	1	AC	x	1170	W =	1170	W
					1	Dispenser	x	250	W =	250	W
					1	Kulkas	x	100	W =	100	W
		2	Kamar mandi	x	2	Lampu	x	25	W =	100	W
					4	Lampu	x	25	W =	100	W
		1	Ruang meeting	x	1	AC	x	1170	W =	1170	W
					1	Proyektor	x	270	W =	270	W
		1	Lorong	x	8	Lampu	x	25	W =	200	W
Perumahan	=	24	Rumah				x	2200	W =	52800	W
		6	Rumah				x	3500	W =	21000	W
Koperasi	=	1	Koperasi	x	10	Lampu	x	25	W =	250	W
					4	Kulkas	x	100	W =	400	W

Lampiran				Kebutuhan Listrik			
Kantin	=			14	Lampu	x	25 W = 350 W
		1 Kantin	x	7	Kulkas	x	100 W = 700 W
				1	TV	x	100 W = 100 W
Masjid	=			12	Lampu	x	25 W = 300 W
		1 Masjid	x	1	Sound system	x	1000 W = 1000 W
G. Serbaguna	=			30	Lampu	x	25 W = 750 W
		1 Gedung	x	2	Proyektor	x	270 W = 540 W
				1	Sound system	x	1000 W = 1000 W
Ruang Kontrol	=			10	Lampu	x	25 W = 250 W
		1 Control room	x	7	Komputer	x	1000 W = 7000 W
				3	AC	x	1170 W = 3510 W
Lab	=	1 Laboratorium	x	8	Lampu	x	25 W = 200 W
Bengkel	=	1 Bengkel	x	12	Lampu	x	25 W = 300 W
Damkar	=	2 Lantai	x	6	Lampu	x	25 W = 300 W
Balai	=			12	Lampu	x	25 W = 300 W
Pusdiklat	=	1 Lantai	x	2	Proyektor	x	270 W = 540 W
				4	AC	x	1170 W = 4680 W
Pos Satpam	=	1 Pos 1	x	4	Lampu	x	25 W = 100 W
		1 Pos 2	x	5	Lampu	x	25 W = 125 W
Lain-lain	=	50000	W				= 50000 W
				TOTAL			
				= 215.040 W			
				= 215,04 kW			

3. Kebutuhan listrik untuk penerangan pabrik (taman, parkir, dan lain-lain)

Penerangan pabrik non gedung dirancang menggunakan asumsi 1 lampu 500 W per 50 m² luas area pabrik.

Area proses	=	174	Lampu	x	500	W = 87.000 W	
Area utilitas	=	80	Lampu	x	500	W = 40.000 W	
Titik kumpul	=	5	Lampu	x	500	W = 2.500 W	
Taman	=	20	Lampu	x	500	W = 10.000 W	
Parkir	=	71	Lampu	x	500	W = 35.500 W	
Area peluasan	=	275	Lampu	x	500	W = 137.500 W	
Area loading	=	47	Lampu	x	500	W = 23.500 W	
Area UPL	=	28	Lampu	x	500	W = 14.000 W	
				TOTAL = 350.000 W			
				= 350 kW			

4 Kebutuhan listrik untuk instrumentasi kontrol

Kebutuhan listrik digunakan untuk alat instrumentasi kontrol sebagai berikut :

Alat	Jumlah	Daya (W)
Liquid Indicator	2	28,00
Temperature Indicator	12	15,84
Level Controller	3	3,96
Pressure Controller	4	5,28
Flow Controller	2	2,64
Total		43,84

Maka, daya total untuk kebutuhan instrumentasi kontrol adalah 0,04 kW

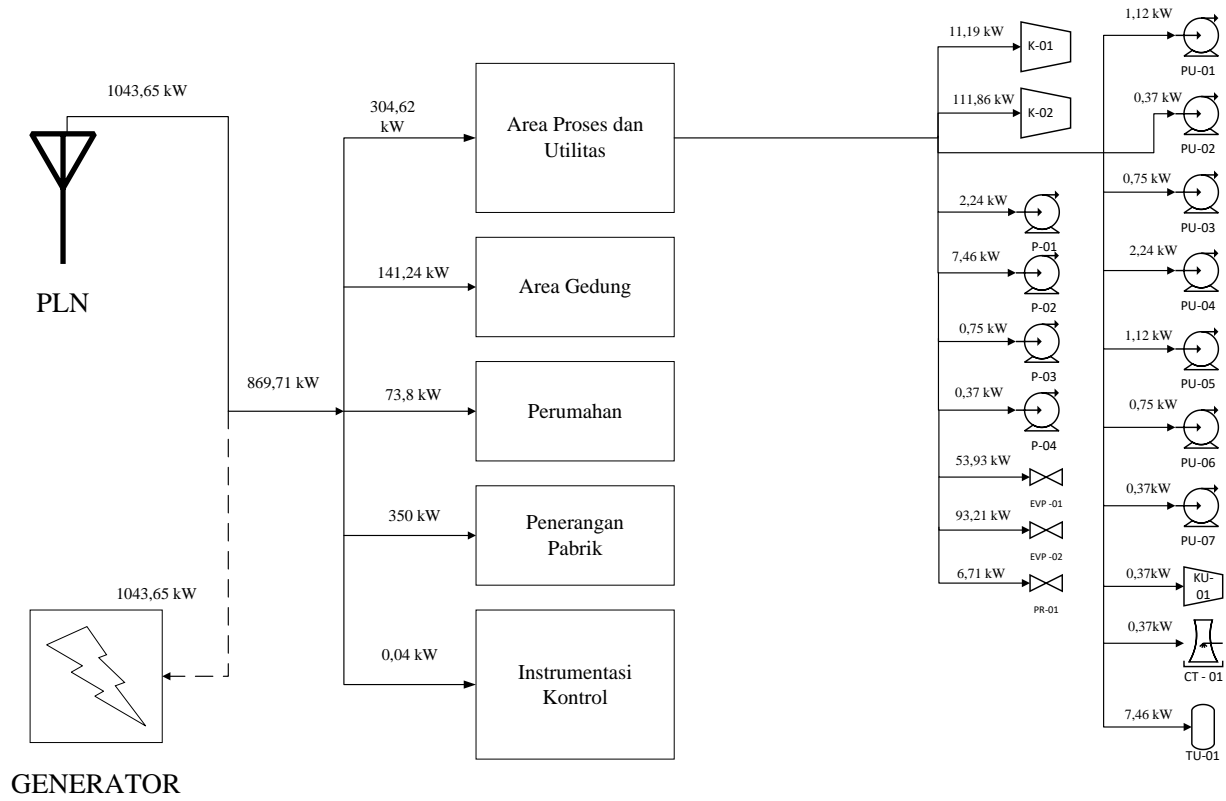
Total kebutuhan listrik pabrik

$$\begin{aligned}
 \text{Total} &= \text{Kebutuhan Listrik Proses} + \text{Kebutuhan Area Gedung} + \text{Kebutuhan Listrik} \\
 &\quad \text{Non Gedung (Penerangan)} + \text{Kebutuhan instrumentasi kontrol} \\
 &= 304,62 + 215,04 + 350 + 0,04 \text{ kW} \\
 &= 869,71 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Dibuat over design sebesar 120% = 1043,65 kW

Listrik dipenuhi oleh PLN (Perusahaan Listrik Negara), dipakai sebesar 1043,65 kW dan apabila ada pemutusan listrik dari PLN, maka digunakan Generator Pembangkit Listrik sebesar 1043,65 kW sebagai cadangan listrik.

DIAGRAM ALIR LISTRIK



GENERATOR

- Tugas : Membangkitkan listrik untuk keperluan proses, utilitas dan umum saat terjadi gangguan pada PLN
- Jenis : Generator bahan bakar solar

Total kebutuhan listrik pabrik

$$\begin{aligned}
 \text{Total} &= \text{Kebutuhan Listrik Proses} + \text{Kebutuhan Area Gedung} + \text{Kebutuhan Listrik Non Gedung (Penerangan)} + \text{Kebutuhan instrumentasi kontrol} \\
 &= 304,62 + 215,04 + 350 + 0,04 \text{ kW} \\
 &= 869,71 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

$$\text{Dibuat over design sebesar 120\%} = 1043,649 \text{ kW}$$

Listrik dipenuhi oleh PLN (Perusahaan Listrik Negara), dipakai sebesar 1043,649 kW dan apabila ada pemutusan listrik dari PLN, maka digunakan Generator Pembangkit Listrik sebesar 1043,649 kW sebagai cadangan listrik.

Diketahui daya yang diperlukan pabrik adalah :

$$\begin{aligned}
 &= 1043,649 \text{ kW} \times \frac{0,9487 \text{ BTU}}{1 \text{ kW.s}} \times \frac{1,0551 \text{ kJ}}{\text{BTU}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ jam}} \\
 &= 3.760.792,43 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Diperkirakan mati listrik 4 kali sebulan selama 3 jam tiap kali mati

Maka daya yang harus disediakan :

$$\begin{aligned}
 &= 3.760.792,43 \text{ kJ/jam} \times \frac{3 \text{ jam}}{\text{minggu}} \times \frac{52 \text{ minggu}}{\text{tahun}} \\
 &= 586.683.618,45 \text{ kJ/tahun}
 \end{aligned}$$

Kebutuhan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan adalah solar dengan 41,5° API (perry ed 7 tabel 27-6)

Mencari Heating valur dengan menggunakan grafik fig. 27-3 perry ed.7

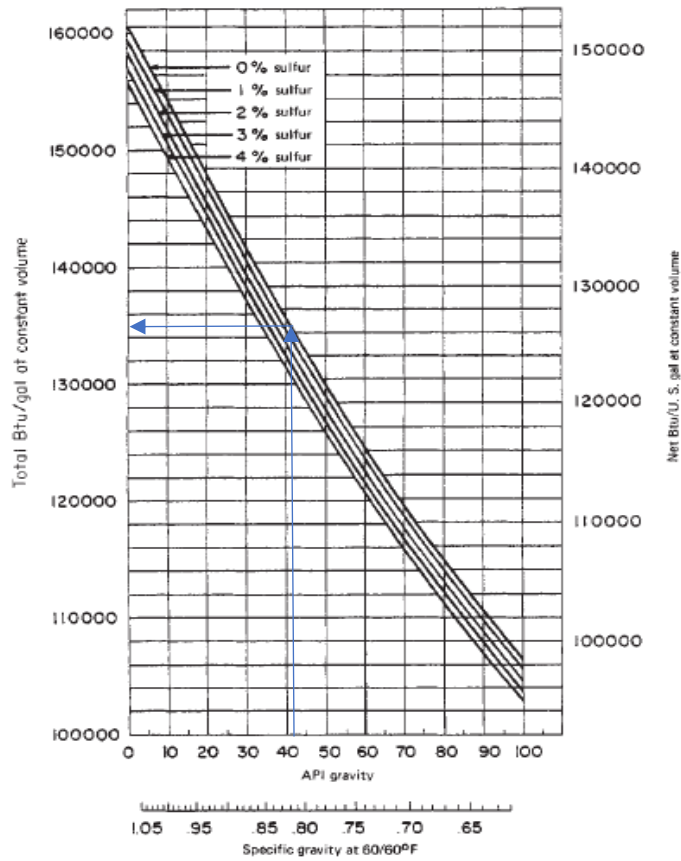


FIG. 27-3 Heat of combustion of petroleum fuels. To convert Btu/US gal to kJ/m^3 , multiply by 278.7.

Dari grafik tersebut didapatkan heating value sebesar

$$= 37.624.500 \text{ kJ/m}^3$$

$$\text{Efisiensi Pembakaran} = 80\%$$

$$\text{Densitas Bahan Bakar} = 832 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga kebutuhan bahan bakar

$$= \frac{Q_t}{\text{eff} \times \text{NHV}}$$

$$= \frac{586.683.618,45 \text{ kJ/tahun}}{80\% \times 37624500 \text{ kJ/m}^3}$$

$$= 19,49 \text{ m}^3/\text{tahun}$$

PENYEDIAAN BAHAN BAKAR

Kebutuhan bahan bakar pada pabrik Propilen meliputi :

$$\begin{aligned} \text{Furnace} &= 34,23 \text{ kg/jam} \\ &= 34,23 \text{ kg/jam} \times \frac{\text{m}^3}{832 \text{ kg}} \times \frac{24 \text{ jam}}{\text{hari}} \times \frac{330 \text{ hari}}{\text{tahun}} \\ &= 325,85 \text{ m}^3/\text{tahun} \\ \text{Generator} &= 19,49 \text{ m}^3/\text{tahun} = 2,05 \text{ kg/jam} \\ \text{Total} &= 325,85 \text{ m}^3/\text{tahun} + 19,491 \text{ m}^3/\text{tahun} \\ &= 345,35 \text{ m}^3/\text{tahun} \end{aligned}$$

UNIT PENYEDIA UDARA TEKAN

Udara tekan diperlukan untuk penggerak instrumen-instrumen pengendali.

Kebutuhan udara tekan adalah :

Jumlah instrumen pengendali = 18 buah
 Setiap instrumen membutuhkan = 3 Nm³/jam
 Tekanan = 5 - 6 bar = 4,93 - 5,92 atm
 (P. Croser & F. Ebel, Pneumatics Basic Level, hal 12)

Satuan Nm³/jam merupakan volume udara pada kondisi normal :

Suhu = 30 °C = 303,15 K
 Tekanan = 1 atm = 101,325 Kpa
 Relative Humidity = 80%

Dipilih :

Kebutuhan udara untuk tiap instrumen = 3 Nm³/jam
 Tekanan = 5 atm
 Suhu udara tekan yang digunakan = 30 °C = 86 °F = 303,15 K
 Relative Humidity = 80% (Asumsi)

a. Menentukan kebutuhan udara tekan untuk tiap instrument

Volume udara tekan yang dibutuhkan dihitung menggunakan persamaan gas ideal

$$\frac{P_o V_o}{T_o} = \frac{P_1 V_1}{T_1} \quad \text{Dimana : } \begin{array}{l} P_o : \text{ Tekanan udara pada kondisi normal} \\ V_o : \text{ Volume Udara pada kondisi normal} \\ T_o : \text{ Suhu udara pada kondisi normal} \\ P_1 : \text{ Tekanan udara pada kondisi operasi} \\ V_1 : \text{ Volume Udara pada kondisi operasi} \\ T_1 : \text{ Suhu udara pada kondisi operasi} \end{array}$$

Tekanan parsial air pada suhu = 30 °C (Pw)

$$P_w = P_{ws} \times \frac{\text{Relative Humidity (\%)}}{100\%} \quad \text{Dimana : PWS = Tekanan uap air (Fungsi suhu)}$$

Pada suhu 30 °C Pws = 0,0020 atm sehingga :

$$\begin{aligned} P_w &= 0,002 \times \frac{80\%}{100\%} \\ &= 0,0016 \text{ atm} \end{aligned}$$

Tekanan parsial udara untuk tiap instrumen (P₁)

$$\begin{aligned} P_1 &= P \text{ tekanan operasi udara tekan} - \text{Tekanan parisal air} \\ &= (5 - 0,0016) \text{ atm} \\ &= 4,998 \text{ atm} \end{aligned}$$

Volume udara yang dibutuhkan (V_1) (udara kering)

$$\frac{1 \times 3}{303,15} = \frac{4,998 \times V_1}{303,15}$$

$$V_1 = 0,60 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Densitas udara} = 1,16 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Massa udara} = 1,94 \text{ kg/jam}$$

$$= 4,28 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan total udara} &= 18 \times 4,28 \text{ lb/jam} \\ &= 76,96 \text{ lb/jam (udara kering)} \\ \text{Over design} &= 30\% \\ \text{Sehingga kebutuhan udara} &= 76,96 \text{ lb/jam} \times 130\% \\ &= 100,05 \text{ lb/jam (udara kering)} \end{aligned}$$

Pada kondisi :

$$\begin{aligned} \text{Relative Humidity} &= 80\% \\ \text{Suhu} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Absolute Humidity} &= 0,019 \text{ lb uap air/lb udara kering} \\ \text{Uap air dalam udara tekan} &= 1,901 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Udara tekan total} &= \text{Udara kering} + \text{Uap air dalam udara tekan} \\ &= 100,049 \text{ lb/jam} + 1,901 \text{ lb/jam} \\ &= 101,950 \text{ lb/jam} \\ &= 46,244 \text{ kg/jam} \\ \text{Volume udara tekan} &= 46,244 \text{ kg/jam} / 1,16 \text{ kg/m}^3 \\ &= 39,728 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

b. Menentukan massa udara umpan unit penyedia udara tekan

Umpan masuk unit penyedia udara tekan merupakan udara sekitar diasumsikan memiliki:

$$\begin{aligned} \text{Relative Humidity} &= 80\% \\ \text{Suhu} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Pada kondisi tersebut diperoleh :

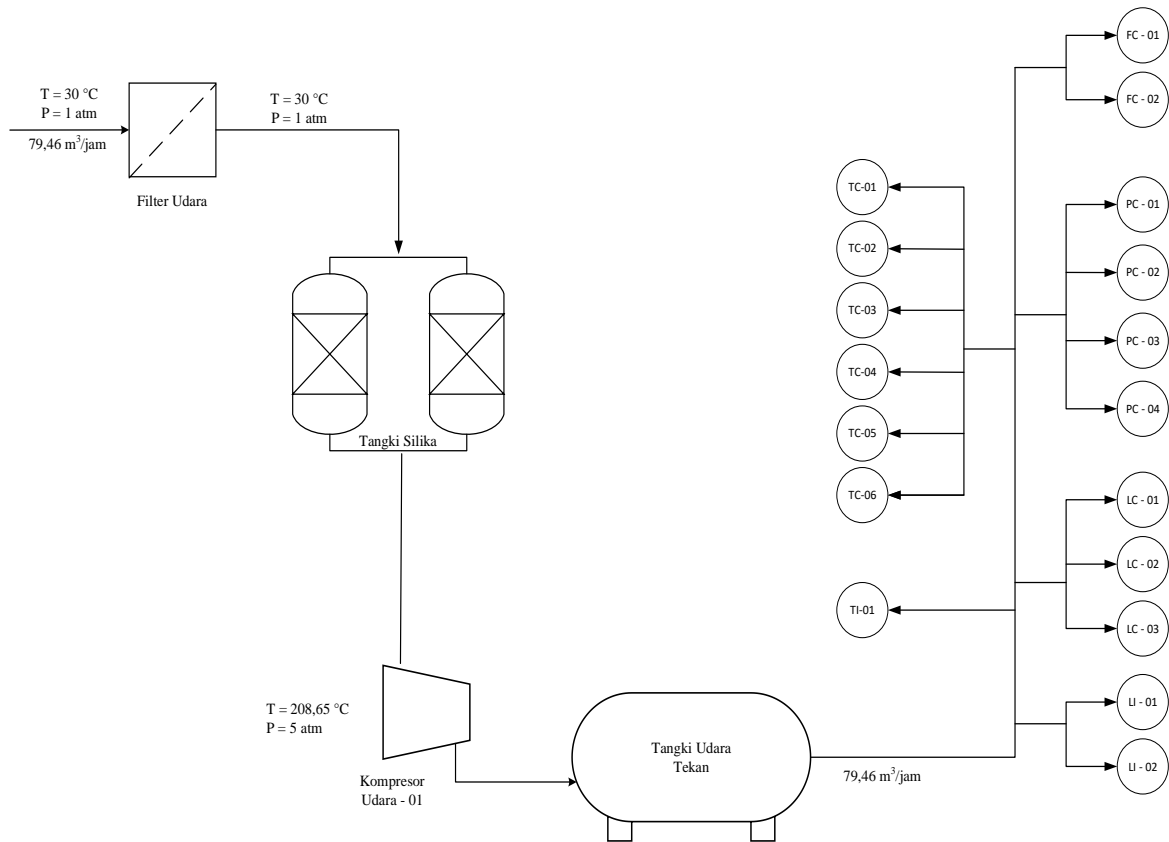
$$\begin{aligned} \text{Absolute Humidity} &= 0,019 \text{ lb uap air/lb udara kering} \\ \text{Udara kering yang dibutuhkan} &= 100,049 \text{ lb/jam} \times 2 \text{ (regenerasi silika)} \\ &= 200,10 \text{ lb/jam} \\ &= 90,76 \text{ kg/jam} \\ \text{Uap air dalam udara umpan} &= 3,80 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Jadi massa udara umpan masuk unit penyedia udara tekan

$$\begin{aligned} &= 200,10 + 3,80 \text{ lb/jam} \\ &= 203,90 \text{ lb/jam} \\ &= 92,49 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

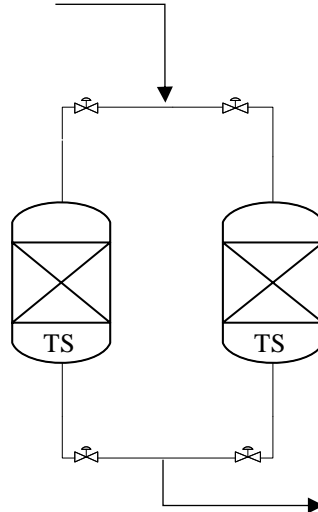
$$\begin{aligned} \text{Volume udara umpan masuk} &= 92,49 \text{ kg/jam} / 1,16 \text{ kg/m}^3 \\ &= 79,46 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,02 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

DIAGRAM ALIR UDARA TEKAN



TANGKI SILIKA (TU-03)

Tugas : Menyerap uap air yang terbawa oleh udara tekan
 Jenis : Tangki silinder vertikal dengan pengisi silika



Data :

Suhu udara masuk	=	30
Kelembaban relatif udara masuk	=	0,022 lb uap air/lb udara kering
	=	0,01 kg uap air/kg udara kering
Kelembaban relatif yang diinginkan	=	0,01 lb uap air/lb udara kering
	=	0,00454 kg uap air/kg udara kering
Berat molekul udara	=	28,97 kg/kmol
Kecepatan mol udara	=	3,19 kmol/jam
Kecepatan massa udara	=	92,54 kg/jam

1. Menentukan massa silika yang diperlukan

a. Massa uap air yang diserap

$$\begin{aligned}
 m_{\text{H}_2\text{O}} &= \text{Kecepatan udara masuk} \times (\text{Kelembaban relatif udara masuk} - \\
 &\quad \text{Kelembaban relatif diinginkan}) \times \text{Waktu} \\
 &= 92,54 \text{ kg/jam} \times (1, \text{E-}02 - 0,00454) \text{ kg uap air/kg u kering} \times \\
 &\quad 24 \text{ jam/hari} \times 7 \text{ hari/minggu} \\
 &= 84,62 \text{ kg H}_2\text{O/minggu}
 \end{aligned}$$

b. Massa silika dibutuhkan

$$\text{Massa silika} = \frac{\text{Massa H}_2\text{O yang diserap}}{\text{Kemampuan silika}}$$

Kemampuan penyerapan silika = 0,35 - 0,5 kg H₂O/kg silika
(Tabel 16-5, Perry 8th ed, 2008)

Dipilih kemampuan silika = 0,5 kg H₂O/kg silika

Sehingga diperoleh :

$$\text{Massa silika} = \frac{84,62 \text{ kg H}_2\text{O}}{0,5 \text{ kg H}_2\text{O/kg silika}} = 169,24 \text{ kg silika}$$

c. Volume silika

Densitas silika = 2,26 kg/m³

$$\text{Volume silika} = \frac{\text{Massa silika}}{\text{Densitas silika}} = \frac{169,24 \text{ kg silika}}{2,26 \text{ kg/m}^3} = 74,887 \text{ m}^3$$

2. Ukuran tangki

Volume tangki (Vt) = Volume silika

Over design = 20% x Volume silika

$$= 89,86 \text{ m}^3 = 23.739,7 \text{ gallon}$$

Dirancang rasio H : D = 1 : 1

$$H = D$$

$$\frac{\pi \times D^2}{4} H = Vt$$

$$\frac{\pi \times D^2}{4} D = Vt$$

$$D^3 = \frac{4 \times Vt}{\pi}$$

$$D = 4,86 \text{ m}$$

Sehingga :

Diameter tangki = 4,86 m

Tinggi tangki = 4,86 m

3. Massa udara keluar dari tangki silika (M)

M = Massa udara masuk tangki silika - Massa H₂O yang terserap

$$= 3,19 \text{ kg/jam} - 24 \text{ kg/minggu} \times (\text{minggu} / 7 \text{ hari}) \times (\text{hari} / 24$$

$$= 3,19 \text{ kg/jam} - 0,14 \text{ kg/jam}$$

$$= 3,05 \text{ kg/jam}$$

4. Volume udara keluar dari tangki silika (V)

$$V = 3,05 \text{ kg/jam} / 1,16 \text{ kg/m}^3$$

$$= 2,62 \text{ m}^3/\text{jam}$$

SPESIFIKASI TANGKI SILIKA (TU-09)

Tugas : Menyerap uap air yang terbawa oleh udara tekan

Jenis : Tangki silinder vertikal dengan pengisi silika

Diameter tangki = 4,86 m

Tinggi tangki = 4,86 m

Volume Silika = 74,89 m³

Volume Tangki = 89,86 m³

Jumlah tangki = 2

Bahan Konstruksi = Baja karbon

KOMPRESSOR (KU-01)

Tugas : Menaikkan tekanan udara sebanyak 79,46 m³/jam dari tekanan 1 atm menjadi 5 atm

Jenis : Kompresor sentrifugal

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas kompresor} &= 79,46 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,02 \text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

$$\rho \text{ udara} = 1,16 \text{ kg/m}^3 \text{ (Engineering toolbox)}$$

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas kompresor (Wb)} &= 79,46 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1,16 \text{ kg/m}^3 \\ &= 92,49 \text{ kg/jam} \\ &= 203,90 \text{ lb/jam} \\ &= 3,40 \text{ lb/menit}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Ratio kompresi (Rc)} &= \text{Range } 1,05 - 7 \text{ (Ludwig vol 3, hal 412)} \\ &\text{Dipilih : } 4\end{aligned}$$

$$\text{Tekanan masuk} = 1 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar}$$

$$\text{Tekanan keluar} = 5 \text{ atm} = 5,07 \text{ bar}$$

$$\text{Suhu masuk (T}_1\text{)} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K} = 86 \text{ }^\circ\text{F} = 545,67 \text{ }^\circ\text{R}$$

Data thermodinamika :

$$\text{Berat molekul udara} = 28,97 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Cp udara} = 0,029$$

$$\text{Cv udara} = 0,021$$

$$\text{Pc} = 546,7 \text{ psia} = 37,69 \text{ bar}$$

$$\text{Tc} = 238,4 \text{ }^\circ\text{R} = 132,44 \text{ K}$$

$$\gamma = \text{Cp/Cv} = 1,40 \text{ (Engineering toolbox)}$$

Menentukan polytropic expansion coefficient (n)

Berdasarkan fig 20.8 hal 1223 Towler, diperoleh :

$$m = \frac{(\gamma - 1)}{\gamma} = \frac{1,40 - 1}{1,40} = 0,29 \quad \text{(Persamaan 20.10 Towler)}$$

$$n = \frac{1}{1 - m} = \frac{1}{1 - 0,29} = 1,40 \quad \text{(Persamaan 20.9 Towler)}$$

Menentukan suhu keluaran udara dari kompresor

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^m$$

$$\begin{aligned}
 T_2 &= 303,15 \left[\frac{5,07}{1,01} \right]^{0,29} \\
 &= 481,65 \text{ K} \\
 &= 208,65 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Menentukan faktor kompresibilitas (z)

$$\begin{aligned}
 \text{Tr rata-rata} &= \frac{T_1 + T_2}{2 T_c} & \text{Pr rata-rata} &= \frac{P_1 + P_2}{2 P_c} \\
 \text{Tr rata-rata} &= \frac{303,15 + 481,65}{2 \times 132,44} & \text{Pr rata-rata} &= \frac{1,01 + 5,07}{2 \times 37,69} \\
 &= 2,96 & &= 0,08
 \end{aligned}$$

Berdasarkan fig 12-15 Ludwig diperoleh :

$$z = 1,0$$

Menentukan head kompresor (W)

Kecepatan mol

$$n = \frac{79,46 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1,01 \text{ bar}}{0,08314 \text{ m}^3 \cdot \text{bar}/\text{kmol} \cdot \text{K} \times 303,15 \text{ K}} = 3,19 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{array}{ccc}
 W = & \frac{z \text{ mol R } T_1}{A} & \frac{n}{n-1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \\
 & & B \qquad \qquad \qquad C
 \end{array}$$

Dimana : z	= faktor kompresibilitas	= 1,0
R	= Tetapan gas konstan	= 8,314 kJ/kmol.K
BM	= Berat molekul udara	= 28,97 kg/kmol
n	= <i>polytropic expansion coefficient</i>	= 1,40
P ₁	= Tekanan udara masuk	= 1,01 bar
P ₂	= Tekanan udara keluar	= 5,07 bar
T ₁	= Suhu udara masuk	= 303,15 K

Maka diperoleh :

$$A = 8.050,97 \text{ kJ/jam}$$

$$B = 3,48$$

$$C = 0,59$$

$$\begin{aligned}
 \text{Sehingga : } W &= 16.479,02 \text{ kJ/jam} \\
 &= 4,58 \text{ kW} \\
 &= 6,14 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Menentukan power motor

Efisiensi motor = 80%

$$\text{Power motor} = \frac{W}{\text{Efisiensi}} = \frac{6,14}{80\%} = 7,67 \text{ Hp}$$

*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 motor standar = 10 Hp

SPEKIFIKASI KOMPRESOR (KU-01)

Tugas : Menaikkan tekanan udara sebanyak 79,46 m³/jam dari tekanan 1 atm menjadi 5 atm.

Jenis : Kompresor sentrifugal

Kapasitas = 79,46 m³/jam

Suhu masuk = 30 °C

Suhu keluar = 208,65 °C

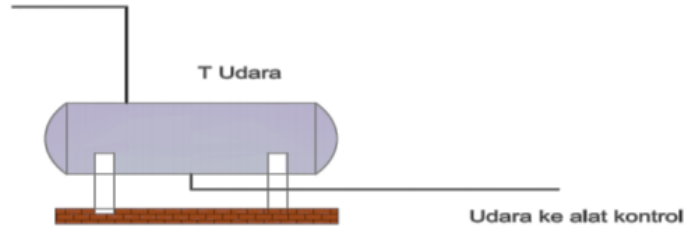
Tekanan masuk = 1,01 atm

Tekanan keluar = 5,07 atm

Motor standar = 10 Hp

TANGKI UDARA TEKAN (TU-04)

Tugas : Menampung udara tekan
 Jenis : Tangki silinder horizontal



Data :

Suhu = 30 °C
 Tekanan = 4 atm
 Kecepatan volume umpan = 79,46 m³/jam

1. Volume tangki

Diasumsikan waktu tinggal = 15 menit

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki (vt)} &= \text{Kecepatan umpan} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 79,46 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} / 60 \text{ menit} \times 15 \text{ menit} \\ &= 19,9 \text{ m}^3 = 5.247,6 \text{ gallon} \end{aligned}$$

2. Ukuran alat

Rasio antara panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5 (wallas, S.M., "Chemical Process Equipment Selection and Design ", Rule of Thumb, halaman XVIII, bagian vessel)

Dirancang rasio = 3 : 1

$$\frac{\pi \times D^2}{4} L = Vt$$

$$\frac{\pi \times D^2}{4} 3D = Vt$$

$$D^3 = \frac{4 \times Vt}{3 \pi}$$

$$D = 2,04 \text{ m}$$

$$L = 3 \times 2,04 \text{ m} = 6,11 \text{ m}$$

Sehingga :

$$\text{Panjang tangki} = 6,11 \text{ m}$$

$$\text{Diameter tangki} = 2,04 \text{ m}$$

$$\text{Volume Tangki} = 19,86 \text{ m}^3$$

Bentuk Badan Usaha

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

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

Struktur Organisasi Perusahaan

Pola hubungan kerja dan lalu lintas wewenang berdasarkan struktur dapat dibedakan menjadi 3 sistem organisasi, yaitu :

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

Dari ketiga bentuk sistem organisasi diatas, dipilih bentuk sistem staff and line organization (sistem garis). Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas kerja, dimana seorang tenaga kerja hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi dan kemudian ke kepala bagian, ke kepala seksi, diteruskan ke tenaga kerja dibawahnya dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberi saran kepada direktur. Selain itu, sistem organisasi ini memiliki kelebihan antara lain:

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

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

1. Direktur Utama

Bertugas memimpin dan mengorganisir jalannya perusahaan secara keseluruhan baik secara teknis maupun non teknis serta ekonomis sesuai dengan yang ditetapkan direksi dan bertanggung jawab penuh atas proses operasi dalam pabrik.

2. Direktur

Bertugas membantu Direktur Utama dalam melaksanakan tugas yang bersifat teknis, organisasi, dan administrasi.

3. Kepala Bagian

Bertugas membantu Direktur dalam mengelola pabrik.

4. Kepala Seksi

Bertugas membantu kepala bagian dalam melaksanakan tugas-tugas.

Rencana Kerja

Pabrik propylene direncanakan jumlah pekerjanya sebanyak 224 orang dan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja selama setahun 330 hari, sisa hari yang lain digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Dalam kerjanya, tenaga kerja dibedakan menjadi dua, yaitu :

1. Tenaga kerja *Non-Shift*

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 : Pukul 08.00 – 17.00 WIB

Hari Sabtu : Libur

Sedangkan untuk jam istirahat diatur sebagai berikut:

Selain hari Jumat : Pukul 12.00 – 13.00 WIB

Hari Jumat : Pukul 11.30 – 13.00 WIB

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

2. Tenaga kerja *Shift*

Merupakan tenaga kerja 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 tenaga kerja 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 berikut:

Shift I : Pukul 08.00 – 16.00 WIB

Shift II : Pukul 16.00 – 00.00 WIB

Shift III : Pukul 00.00 – 08.00 WIB

Jam kerja shift berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian shift setiap 3 hari kerja sekali. Tenaga kerja shift bekerja dengan sistem 3 hari kerja, 1 hari libur. Pada Hari Minggu dan hari libur hari besar semua tenaga kerja shift tidak libur. Sedangkan tempat-tempat khusus, seperti bagian keamanan, bagian proses kontrol, dan utilitas juga dilakukan pembagian kerja yang diatur dalam pembagian shift seperti yang telah diatur di atas dan seluruh tenaga kerja mendapat cuti selama 12 hari tiap tahunnya.

Tabel 1. Pembagian Hari dan Regu

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

Tabel 2. Pembagian Hari dan Regu

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

Keterangan:

1, 2, 3, dst : hari ke-

A, B, C, D : kelompok kerja shift

 : libur

I : Pukul 08.00 – 16.00 WIB

II : Pukul 16.00 – 00.00 WIB

III : Pukul 00.00 – 08.00 WIB

Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Diambil dari Tabel 21 Peter, M.S., K.D., Timmerhaus, and R.E. West., “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Ed. 4th, 2003. Jumlah tenaga kerja yang direncanakan untuk pabrik ini adalah

1. Rincian jumlah tenaga kerja shift
 - a. Shift tenaga kerja untuk seksi keamanan (satpam)

Tabel 3. Jumlah Shift tenaga kerja seksi keamanan

No	Lokasi	Jumlah Tenaga Kerja		Jumlah Regu		Total Karyawan	
1.	Gerbang Pintu Utama	2	Orang	4	Regu	8	Orang
2.	Gerbang Pintu Kedua	2	Orang	4	Regu	8	Orang
3.	Pemadam Kebakaran	3	Orang	4	Regu	12	Orang

Jumlah total	28	Orang
---------------------	----	-------

b. Shift tenaga kerja di bagian produksi

Tabel 4. Jumlah Shift tenaga kerja bagian produksi

No	Alat Proses	Jumlah Alat	Jumlah TK tiap alat	Jumlah Regu	Jumlah Buruh
1.	Reaktor	1	0,5 Orang	4 Regu	2 Orang
2.	Menara Distilasi	1	0,5 Orang	4 Regu	2 Orang
3.	Separator	1	0,5 Orang	4 Regu	2 Orang
4.	Akumulator	1	0,25 Orang	4 Regu	1 Orang
5.	Reboiler	1	0,25 Orang	4 Regu	1 Orang
6.	Condensor Parsial	1	0,25 Orang	4 Regu	1 Orang
7.	Condensor	2	0,25 Orang	4 Regu	2 Orang
8.	Heater	2	0,25 Orang	4 Regu	2 Orang
9.	Cooler	4	0,25 Orang	4 Regu	4 Orang
10.	Tangki Penyimpanan	11	0,25 Orang	4 Regu	11 Orang
11.	Pompa	4	0,25 Orang	4 Regu	4 Orang
11.	Kompresor	3	0,25 Orang	4 Regu	3 Orang
Total tenaga kerja bagian produksi					35 Orang

c. Shift tenaga kerja di bagian utilitas

Tabel 5. Jumlah Shift tenaga kerja bagian utilitas

No	Alat Utilitas	Jumlah Alat	Jumlah TK tiap alat	Jumlah Regu	Jumlah Buruh
1.	Pompa	6	0,25 Orang	4 Regu	6 Orang
2.	Kompresor Udara	1	0,2 Orang	4 Regu	1 Orang
3.	Bak Air Bersih	1	0,2 Orang	4 Regu	1 Orang
4.	Blower	2	0,25 Orang	4 Regu	2 Orang
5.	<i>Furnace</i>	1	0,25 Orang	4 Regu	1 Orang
6.	<i>Cooling Tower</i>	1	0,2 Orang	4 Regu	1 Orang
7.	Cooler	1	1 Orang	4 Regu	4 Orang
8.	Tangki	5	0,2 Orang	4 Regu	4 Orang
9.	Generator	1	1 Orang	4 Regu	4 Orang
Total tenaga kerja bagian produksi					24 Orang

d. Shift tenaga kerja di bagian *Auxiliary*Tabel 6. Jumlah Shift tenaga kerja bagian *Auxiliary*

No	Bidang	Jumlah Tenaga Kerja		Jumlah Regu		Total Karyawan	
1.	Control Room	3	Orang	4	Regu	12	Orang
2.	Quality Control	2	Orang	4	Regu	8	Orang
3.	Laboratorium	2	Orang	4	Regu	8	Orang
4.	K3	2	Orang	4	Regu	8	Orang
5.	Supervisor	2	Orang	4	Regu	8	Orang
6.	Teknik & Instrumen	2	Orang	4	Regu	8	Orang
Jumlah total						52	Orang

e. Total tenaga kerja shift

Tabel 7. Total tenaga kerja Shift

No	Bagian	Jumlah Tenaga Kerja	
1.	Keamanan	28	Orang
2.	Produksi	35	Orang
3.	Utilitas	24	Orang
4.	<i>Auxiliary</i>	52	Orang
Total		139	Orang

2. Rincian jumlah tenaga kerja non-shift

Tabel 8. Jumlah tenaga kerja non-shift

Karyawan Non Shift		Jumlah Karyawan
No.	Jabatan	
A. Direktur Utama		
1.	Direktur Utama	1 orang
2.	Sekretaris	1 orang
B. Direktur		
1.	Direktur Produksi dan Teknik	1 orang
2.	Sekretaris	1 orang
3.	Direktur Umum dan Administrasi	1 orang
4.	Sekretaris	1 orang
C. Kepala Bagian		
1.	Kabag Produksi dan Utilitas	1 orang
2.	Kabag Teknik	1 orang
3.	Kabag Penelitian dan Pengembangan	1 orang

4.	Kabag Umum	1 orang
5.	Kabag Administrasi	1 orang
6.	Kabag Pemasaran dan Keuangan	1 orang
7.	Kabag HRD	1 orang
D. Kepala Seksi (Kasi)		
1.	Kasi Produksi	1 orang
2.	Kasi Control Room	1 orang
3.	Kasi Quality Control	1 orang
4.	Kasi Utilitas	1 orang
5.	Kasi Bengkel, Pemeliharaan dan Instrumentasi	1 orang
6.	Kasi Laboratorium	1 orang
7.	Kasi Penelitian dan Pengembangan	1 orang
8.	Kasi HuMas	1 orang
9.	Kasi Keamanan	1 orang
10.	Kasi Gudang, Logistik dan Transportasi	1 orang
11.	Kasi Keuangan	1 orang
12.	Kasi Pembelian dan Penjualan	1 orang
13.	Kasi Personalia	1 orang
14.	Kasi K3LH	1 orang
15.	Kasi Pelatihan Tenaga Kerja	1 orang
16.	Kasi Analisis	1 orang
17.	Kasi Planning	1 orang
E. Staff		
1.	Staff Kasi Produksi	1 orang
2.	Staff Kasi Control Room	1 orang
3.	Staff Kasi Quality Control	1 orang
4.	Staff Kasi Utilitas	2 orang
5.	Staff Kasi Bengkel, Pemeliharaan dan Instrumentasi	2 orang
6.	Staff Kasi Laboratorium	1 orang
7.	Staff Kasi Penelitian dan Pengembangan	2 orang
8.	Staff Kasi HuMas	2 orang
9.	Staff Kasi Keamanan	2 orang
10.	Staff Kasi Gudang, Logistik dan Transportasi	6 orang
11.	Staff Kasi Keuangan	2 orang
12.	Staff Kasi Pembelian dan Penjualan	2 orang
13.	Staff Kasi Personalia	2 orang
14.	Staff Kasi K3LH	2 orang

15.	Staff Kasi Pelatihan Tenaga Kerja	1 orang
16.	Staff Kasi Analisis	1 orang
17.	Staff Kasi Planning	1 orang
F. Laboran, Kesehatan dan Driver		
1.	Laboran	4 orang
2.	Dokter	2 orang
3.	Perawat	4 orang
4.	Driver	5 orang
Jumlah Total		76 orang

3. Total tenaga kerja

$$\begin{aligned}
 \text{Total tenaga kerja} &= \text{Jumlah tenaga kerja shift} + \text{jumlah tenaga kerja non-shift} \\
 &= 139 \text{ Orang} + 76 \text{ Orang} \\
 &= 215 \text{ Orang}
 \end{aligned}$$

Sistem Penggajian Tenaga Kerja

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

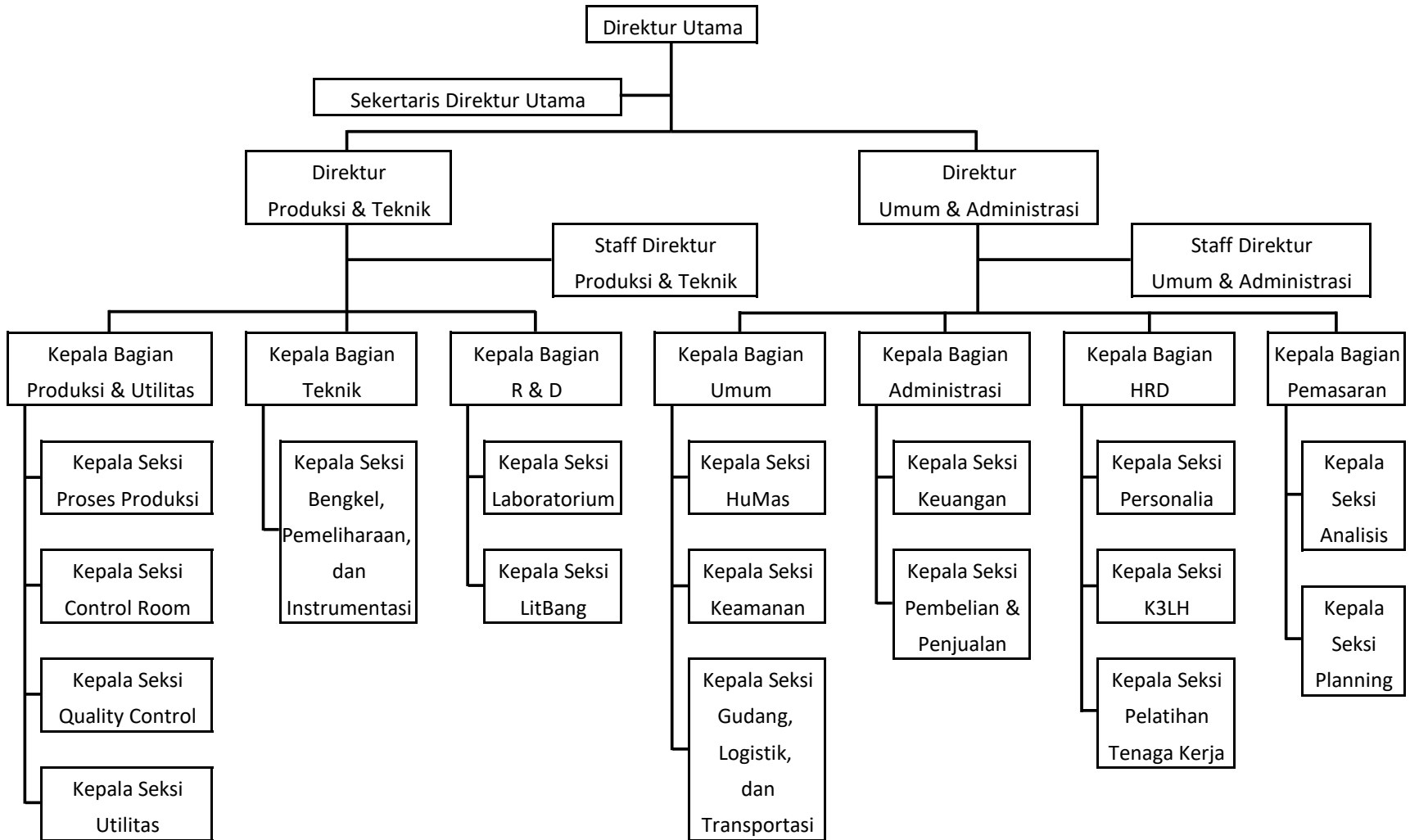
- a. Jabatan atau Golongan
- b. Tingkat Pendidikan
- c. Pengalaman Kerja
- d. Keahlian

Fasilitas dan Jaminan Sosial

1. Fasilitas dan jaminan sosial untuk meningkatkan kesejahteraan para karyawan maka perusahaan selain memberikan gaji bulanan juga memberikan fasilitas dan jaminan berikut:
 - a. Tunjangan istri/suami sebesar 15% dari gaji pokok.
 - b. Tunjangan anak sebesar 2% dari gaji pokok.
 - c. Cuti selama 12 hari tiap tahun dan mendapatkan uang cuti sebesar 1 bulan gaji.
2. Fasilitas dinas yang diberikan pada karyawan atau pimpinan perusahaan sesuai dengan kemajuan dan keuntungan dari perusahaan yaitu sebagai berikut:
 - a. Fasilitas air bersih.
 - b. Fasilitas kesehatan bagi tenaga kerja, 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.

Struktur Organisasi



EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dalam perancangan pabrik Propylene dari Propane berkaitan dengan evaluasi kelayakan pendirian pabrik ini yang ditinjau dari aspek kelayakan potensial ekonomi. Evaluasi kelayakan ekonomi dari pabrik ini dilakukan 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 (*Capital Investment*)

Capital investment adalah penanaman yang berkaitan dengan pengeluaran biaya yang dibutuhkan untuk membangun fasilitas produksi dan operasi utama dalam suatu pabrik (Aries & Newton, 1955).

Capital Investment terdiri dari 2, yaitu :

1. Modal tetap (*Fixed Capital*)
2. Modal Kerja (*Working Capital*)

1. Modal tetap (*Fixed Capital*)

Modal tetap merupakan total biaya instalasi, pengolahan bangunan, dan teknik yang terlibat dalam penciptaan pabrik baru. Modal tetap terdiri dari :

- a. *Physical plant cost*
- b. *Direct plant cost*
- c. *Contractor fee*
- d. *Contingency*

a. *Physical plant cost*

Penentuan harga total alat (*Purchasing Equipment Cost*)

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun lalu dan dikalikan dengan rasio indeks harga (Aries & Newton, 1995).

$$E_x = E_y \times \frac{N_x}{N_y}$$

Keterangan :

E_y = Harga alat pada tahun y

N_x = indeks harga pada tahun x

N_y = indeks harga pada tahun y

Menurut Aries & Newton, 1995, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc-Graw Hill, USA, pp. 15 jika suatu alat dengan kapasitas tertentu tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga alat dihitung dengan persamaan :

$$E_b = E_a \times \left(\frac{C_b}{C_a}\right)^{0,6}$$

Dimana :

C_b = Kapasitas alat a

C_a = kapasitas alat b

E_a = biaya peralatan saat kapasitas C_a

E_b = biaya peralatan saat kapasitas C_b

Dalam menentukan harga alat-alat pabrik Propylene dilakukan beberapa asumsi dasar sebagai berikut :

1. Kurs dollar pada Juni 2023 US\$ 1 = Rp 15.041,95
2. Upah Buruh
 - a. Buruh asing = \$4,00 /man hour
 - b. Buruh lokal = Rp 25.000 /man hour
3. Kemampuan kerja

Kemampuan kerja tenaga asing : tenaga Indonesia = 1 : 2

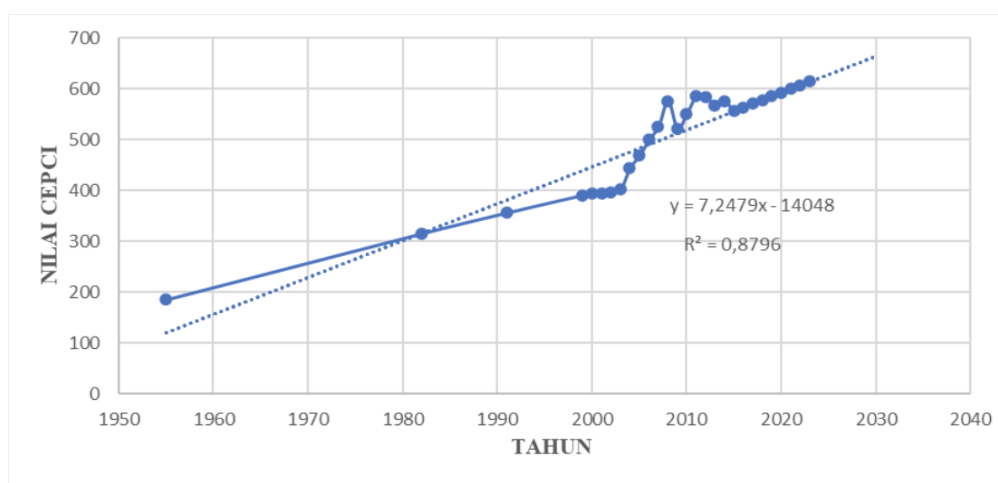
Jumlah tenaga kerja asing : tenaga kerja Indonesia = 5% : 95%
4. Penentuan harga alat bersumber dari buku dan web

Untuk perhitungan alat diperlukan nilai *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) untuk membandingkan harga alat yang didapat dari literatur pada waktu tertentu untuk harga alat saat ini.

CEPCI untuk perhitungan alat :

- a. CEPCI Index tahun 1954 = 185 (Aries&Newton, 1955)
- b. CEPCI Index tahun 1982 = 315 (Ulrich, 2003)
- c. CEPCI Index tahun 1991 = 356 (Peter&Timmerhaus, 1991)
- d. CEPCI Index tahun 1998 = 389,5 (Ulrich, 2003)
- e. CEPCI Index tahun 1999 = 390,6 (Ulrich, 2003)
- f. CEPCI Index tahun 2000 = 394,1 (www.chemengonline.com)
- g. CEPCI Index tahun 2001 = 394,3 (www.chemengonline.com)
- h. CEPCI Index tahun 2002 = 395,6 (www.chemengonline.com)
- i. CEPCI Index tahun 2003 = 402 (www.chemengonline.com)
- j. CEPCI Index tahun 2006 = 499,6 (www.chemengonline.com)
- k. CEPCI Index tahun 2007 = 525,4 (www.chemengonline.com)
- l. CEPCI Index tahun 2008 = 575,4 (www.chemengonline.com)
- m. CEPCI Index tahun 2009 = 521,8 (www.chemengonline.com)
- n. CEPCI Index tahun 2010 = 550,8 (www.chemengonline.com)
- o. CEPCI Index tahun 2011 = 585,7 (www.chemengonline.com)

- p. CEPCI Index tahun 2012 = 584,6 (www.chemengonline.com)
- q. CEPCI Index tahun 2013 = 567,3 (www.chemengonline.com)
- r. CEPCI Index tahun 2014 = 576,1 (www.chemengonline.com)
- x. CEPCI Index tahun 2015 = 556,8 (www.chemengonline.com)
- t. CEPCI Index tahun 2016 = 541,7 (www.chemengonline.com)
- u. CEPCI Index tahun 2017 = 567,5 (www.chemengonline.com)
- v. CEPCI Index tahun 2018 = 603,1 (www.chemengonline.com)
- w. CEPCI Index tahun 2019 = 607,5 (www.chemengonline.com)
- x. CEPCI Index tahun 2020 = 596,2 (www.chemengonline.com)
- y. CEPCI Index tahun 2021 = 655,9 (www.chemengonline.com)
- z. CEPCI Index tahun 2022 = 816,0 (www.chemengonline.com)
- CEPCI Index tahun 2023 = 614,36



Gambar 1. Grafik hubungan antara tahun dan nilai CEPCI

Persamaan garis : $Y = 7,2479x - 14048$

Sehingga pada tahun 2033, didapat index : 614,4

- Purchising Equipment Cost (PEC)

> *Purchising Equipment Cost (PEC) Alat Proses*

Tabel Ekonomi 1. PEC Alat Proses

No	Nama Alat	Kode	Parameter	Unit	Jumlah	Harga Satuan Literatur, \$	Harga 2022, \$
1	Reaktor	R-01	223,77	in	1	125.000	551.351,35
2	PPHE	PPHE-01	1.898,08	ft2	1	48.000	211.718,92
3	Heater	HE-01	28,10	ft2	1	1.000	4.410,81
4	Kondensor	CD-01	12,73	gal/m	1	120	529,30

5	Expansion Valve	EV-01	74,00	Hp	1	300	777,14
6	Kompresor 1	K-01	15,14	Hp	1	38.000	79.385,56
7	Kompresor 2	K-02	128,28	Hp	2	320.000	668.509,98
8	Expansion Valve	EV-02	124,20	Hp	1	400	1.036,19
9	Akumulator	ACC-01	8.721,38	gall	1	320.000	1.411.459
10	Pompa 1	P-01	140,05	gal/m	2	850	3.896,63
11	Pompa 2	P-02	133,38	gal/m	2	845	7.454,27
12	Pompa 3	P-03	13,86	gal/m	2	210	1.852,54
13	Pompa 4	P-04	13,86	gal/m	2	210	1.852,54
14	Cooler	CL-01	130,00	ft2	1	1.150	5.072,43
15	Cooler	CL-02	32,39	ft2	1	5.850	8.286,06
16	Intercooler	IC-01	140,00	ft2	1	1.100	4.851,89
17	Aftercooler	AC-01	140,00	ft2	1	1.100	4.851,89
18	Menara Distilasi	MD-01	118,11	in	1	33.000	145.556,76
19	Separator	SP-01	1,10	m3	1	5.000	22.054,05
20	Kondensor	CD-02	119,49	gal/min	1	810	3.572,76
21	Kondensor Parsial	CDP-01	238,37	ft2	1	9.000	39.697,30
22	Reboiler	RB-01	785,20	ft2	1	40.000	176.432,43
23	Pressure Reducer	PR-01	7,93	Hp	1	150	388,57
24	Tangki	T-02	560.573,10	gall	6	110.000	2.911.135
25	Tangki	T-01	315.157,30	gall	5	45.000	992.432,43
Total							7.258.566,41

> *Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Utilitas*

a. Daftar Alat Utilitas Dalam Negeri

Biaya investasi utilitas dari dalam negeri yang sudah termasuk biaya material dan instalasi adalah berupa alat-alat utilitas yang terdiri dari tangki air bersih dan tangki air kantor.

Maka biaya utilitas dalam negeri sebagai berikut:

Tabel Ekonomi 2. PEC Alat Utilitas dalam negeri

No	Nama Alat	Kode	Parameter	Unit	Jumlah	Harga (Rp/m ³)	Harga Total (Rp)
1	Bak Air bersih	BU-01	601,7410	m ³	1	2.500.000,0	1504352500
2	Bak Rumah Tangga	BU-02	126,1510	m ³	1	2.500.000,0	315377500
3	Bak Air Pendingin	BU-03	6,3900	m ³	1	2.500.000,0	15975000
4	Bak Air Pemanas	BU-04	8,2300	m ³	1	2.500.000,0	20575000
Total						Rp	1.856.280.000,00

b. Daftar Alat Utilitas Luarr Negeri

Tabel Ekonomi 3. PEC Alat Utilitas luar negeri

No	Nama Alat	Kode	Parameter	Unit	Jumlah	Harga Satuan Literatur, \$	Harga 2031, \$
1	<i>Cooling Tower</i>	CT-01	1430,4000	gall/h	1	10.000,0	22921,3
4	Tangki Klorin	TU-03	47,5509	gall	1	1.700,0	3896,6
6	Tangki Udara Tekan	TU-05	6120,8665	gall	1	8.200,0	18795,5
8	Tangki Dowtherm Pemanas	TU-07	672,5820	gall	1	2.800,0	6418,0
9	Tangki Silika	TS-01	27695,798	gall	1	3.500,0	8022,5
10	<i>Furnace</i>	F-01	1069377,51	BTU/h	1	45.000	103146,1
11	<i>Heater</i> Utilitas	HEU-01	2,8000	ft ²	1	900,0	2062,9
12	Blower Utilitas	BU-01	3892,3000	ft ³ /min	1	20.000,0	45842,7
14	Generator	G-01	1037,0000	kW	1	190.000,0	435505,6
15	Kompresor Utilitas	KU-01	10,0000	hp	1	2.600,0	5959,6
16	Pompa Utilitas	PU-01	0,0700	gpm	1	50,0	114,6
17	Pompa Utilitas	PU-02	0,0700	gpm	1	50,0	114,6
18	Pompa Utilitas	PU-03	0,0300	gpm	1	50,0	114,6
19	Pompa Utilitas	PU-04	0,0300	gpm	1	50,0	114,6
20	Pompa Utilitas	PU-05	0,0200	gpm	1	50,0	114,6

21	Pompa Utilitas	PU-06	0,0200	gpm	1	50,0	114,6
22	Pompa Utilitas	PU-07	0,5700	gpm	1	50,0	114,6
Total						\$653.373,03	

$$\begin{aligned}
 > \text{Total PEC} &= \text{PEC alat proses} + \text{PEC utilitas} \\
 &= 7.258.566 + 653.373 \\
 &= \$ 7.911.939
 \end{aligned}$$

Biaya alat sampai ditempat meliputi :

1. Biaya peralatan yang tertera pada lembar diagram aliran lengkap
2. Suku cadang peralatan yang dipasang maupun tidak dipasang
3. Surplus peralatan
4. Tunjangan biaya inflasi
5. Biaya pengiriman
6. Biaya pajak
7. Asuransi tugas
8. Penyelisihan modifikasi startup

Biaya peralatan proses dan utilitas sampai tempat sebesar 15-40% PEC (Peter & Timmerhaus, 1991)

dipilih 25%

$$\begin{aligned}
 \text{PEC sampai tempat} &= 125\% \times 7.911.939 \\
 &= \$ 9.889.924
 \end{aligned}$$

- *Purchasing Equipment Installation (PEI)*

Untuk biaya instalasi tiap alat didapatkan dari persen ekivalen terhadap PEC di tiap alat. Persen ekivalen dapat dilihat pada tabel 15 Aries & Newton, 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw-Hill, USA, pp.76

> *Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Proses*

Tabel Ekonomi 4. PEI Alat Proses

No	Nama Alat	%Eq	Installation Cost, %Eq x PEC (\$)
1	Reaktor	10%	55135,14
2	PPHE	10%	21171,89
3	Heater	10%	441,08
4	Kondensor	10%	52,93
5	Expansion Valve	10%	77,71
6	Kompresor 1	20%	15877,11
7	Kompresor 2	20%	133702,00

8	Expansion Valve	10%	103,62
9	Akumulator	25%	352864,86
10	Pompa 1	10%	389,66
11	Pompa 2	10%	745,43
12	Pompa 3	10%	185,25
13	Pompa 4	10%	185,25
14	Cooler	10%	507,24
15	Cooler	10%	828,61
16	Intercooler	10%	485,19
17	Aftercooler	10%	485,19
18	Menara Distilasi	30%	43667,03
19	Separator	10%	2205,41
20	Kondensor	10%	357,28
21	Kondensor Parsial	10%	3969,73
22	Reboiler	25%	44108,11
23	Pressure Reducer	10%	38,86
24	Tangki	20%	582227,03
25	Tangki	20%	198486,49
Total			1458298,09

> *Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Utilitas*

Tabel Ekonomi 5. PEI Alat Utilitas

No	Nama Alat	%Eq	Installation Cost, %Eq x PEC (\$)
1	Cooling Tower	25%	5.730,34
2	Tangki Klorin	20%	779,33
3	Tangki Udara Tekan	20%	3.759,10
4	Tangki Dowtherm Pemanas	20%	1.283,60
5	Tangki Silika	20%	1.604,49
6	Furnace	25%	25.786,52
7	Heater Utilitas	10%	206,29
8	Blower Utilitas	10%	4.584,27
9	Generator	10%	43.550,56
10	Kompresor Utilitas	20%	1.191,91
11	Pompa Utilitas	5%	5,73
12	Pompa Utilitas	5%	5,73
13	Pompa Utilitas	5%	5,73
14	Pompa Utilitas	5%	5,73
15	Pompa Utilitas	5%	5,73

16	Pompa Utilitas	5%	5,73
17	Pompa Utilitas	5%	5,73
Total			88.516,52

$$\begin{aligned}
 > \text{Total PEI} &= \text{PEI alat proses} + \text{PEI utilitas} \\
 &= 1458298,088 + 88.517 \\
 &= \$ 1.546.815
 \end{aligned}$$

> Piping

Untuk biaya pemipaan didapatkan dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel 17 Aries & Newton, 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw-Hill, USA, pp.78

$$\begin{aligned}
 \text{PEC} &= \$ 7.911.939 \\
 \text{Biaya material} &= 49\% \text{ PEC} = \$ 3.876.850 \\
 \text{Upah tenaga kerja} &= 37\% \text{ PEC} = \$ 2.927.418 \\
 \text{Jumlah manhour} &= \$2.927.417,59 / (\$4,00 / \text{manhour}) \\
 &= 731854,40 \text{ manhour} \\
 \text{Gaji buruh asing (5\%)} &= 5\% \times 731854,40 \text{ manhour} \times \$4,00 / \text{manhour} \\
 &= \$146.370,88 \\
 \text{Gaji buruh lokal (95\%)} &= 95\% \times 731854,40 \text{ manhour} \times \\
 &\quad \text{Rp } 25.000 / \text{manhour} \times 2 \text{ manhour} \\
 &= \text{Rp } 34.763.083.935 \\
 \hline
 \text{Total} &= \$ 4.023.221 \\
 &= \text{Rp } 34.763.083.935
 \end{aligned}$$

> Instrumentation

Untuk biaya instrumentasi didapatkan dari persen ekuivalen terhadap PEC. % ekuivalen dapat dilihat dari tabel 19 Aries & Newton, 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw-Hill, USA, pp.97

$$\begin{aligned}
 \text{instrumentasi} &= \text{Some specific controls} \\
 \text{PEC} &= \$ 7.911.939 \\
 \text{Biaya material} &= 12\% \text{ PEC} = \$ 949.433 \\
 \text{Upah tenaga kerja} &= 3\% \text{ PEC} = \$ 237.358 \\
 \text{Jumlah manhour} &= \$237.358,18 / (\$4,00 / \text{manhour}) \\
 &= 59339,55 \text{ manhour} \\
 \text{Gaji buruh asing (5\%)} &= 5\% \times 59339,55 \text{ manhour} \times \$4,00 / \text{manhour} \\
 &= \$11.867,91 \\
 \text{Gaji buruh lokal (95\%)} &= 95\% \times 59339,55 \text{ manhour} \times \\
 &\quad \text{Rp } 25.000 / \text{manhour} \times 2 \text{ manhour} \\
 &= \text{Rp } 2.818.628.427 \\
 \hline
 \text{Total} &= \$ 961.301 \\
 &= \text{Rp } 2.818.628.427
 \end{aligned}$$

> *Insulation*

Untuk biaya insulasi pipa didapatkan dari persen ekivalen terhadap PEC. % ekivalen dapat dilihat dari tabel 21 Aries & Newton, 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw-Hill, USA, pp.98

PEC	=	\$	7.911.939				
Biaya material	=	3%	PEC	=	\$	237.358	
Upah tenaga kerja	=	3%	PEC	=	\$	237.358	
Jumlah manhour	=	\$237.358,18	/ (\$4,00	/manhour)		
	=	59339,55	manhour				
Gaji buruh asing (5%)	=	5%	x	59339,55	manhour	x	\$4,00 /manhour
	=	\$11.867,91					
Gaji buruh lokal (95%)	=	95%	x	59339,55	manhour	x	
		Rp	25.000	/manhour	x	2	manhour
	=	Rp	2.818.628.427				
Total	=	\$	249.226				
	=	Rp	2.818.628.427				

> *Electrical*

Untuk kebutuhan listrik didapatkan dari PT. Perusahaan Listrik Negara (PLN). Selain itu, untuk memenuhi kebutuhan listrik cadangan digunakan generator. Biaya instalasi listrik didapatkan dari persen ekivalen terhadap PEC. Menurut Aris&Newton, 1995, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc-Graw-Hill, USA, pp. 102, Persen ekivalen sebesar 10-15% dari PEC.

dipilih persen ekivalen	=	12%					
PEC	=	\$	7.911.939				
Instalasi listrik	=	\$	949.433				
Upah tenaga kerja	=	3%	PEC	=	\$	237.358	
Jumlah manhour	=	\$237.358,18	/ (\$4,00	/manhour)		
	=	59339,55	manhour				
Gaji buruh asing (5%)	=	5%	x	59339,55	manhour	x	\$4,00 /manhour
	=	\$11.867,91					
Gaji buruh lokal (95%)	=	95%	x	59339,55	manhour	x	
		Rp	25.000	/manhour	x	2	manhour
	=	Rp	2.818.628.427				

Biaya listrik 1 tahun

Kapasitas Listrik = 1038 kVa

Dalam 1 tahun, kebutuhan listrik pabrik diatas 200 kVa sehingga kebutuhan listrik pabrik termasuk industri skala menengah dengan tarif listrik = Rp 1.115

Penerangan dalam bangunan

Waktu operasi	=	07.00 -17.00
Durasi pemakaian listrik/hari	=	10 jam
Selama	=	330 hari
Kebutuhan listrik	=	120 kW
Biaya penggunaan listrik	=	Rp 441.437.040,0

Penerangan luas bangunan

Waktu operasi	=	17.00 - 07.00
Durasi pemakaian listrik/hari	=	14 jam
Selama	=	330 hari
Kebutuhan listrik	=	350 kW
Biaya penggunaan listrik	=	Rp 1.802.534.580

Listrik elektronik dan lainnya

Waktu operasi	=	17.00 - 07.00
Durasi pemakaian listrik/hari	=	14 jam
Selama	=	330 hari
Kebutuhan listrik	=	50 kW
Biaya penggunaan listrik	=	Rp 257.504.940

Kebutuhan listrik proses dan utilitas

Durasi pemakaian listrik/hari	=	24 jam
Selama	=	330 hari
Kebutuhan listrik	=	304,66 kW
Biaya penggunaan listrik	=	Rp 2.689.764.172
Total biaya listrik	=	Rp 5.191.240.732,13

Kesimpulan :

Electrical Cost	=	\$ 961.301
	=	Rp 8.009.869.159,31

> *Building*

Area bangunan dibagi menjadi 4 bagian yaitu :

1. Bangunan mewah	=	Rp 4.500.000
2. Bangunan menengah	=	Rp 3.500.000
3. Bangunan sederhana	=	Rp 2.500.000
4. Area parkir dan lapangan	=	Rp 1.500.000
5. Area Proses dan utilitas	=	Rp 6.500.000
6. Pengaspalan jalan	=	Rp 200.000

Tabel Ekonomi 6. Bangunan

No	Nama Bangunan	Luas	Harga	Harga Total (Rp)
		(m ²)	(Rp/m ²)	
1	Pos Satpam 1	100	Rp 2.500.000	Rp 250.000.000,00
2	Pos Satpam 2	90	Rp 2.500.000	Rp 225.000.000,00
3	Kantor Keamanan	285	Rp 2.500.000	Rp 712.500.000,00
4	Parkir	3510	Rp 1.500.000	Rp 5.265.000.000,00
5	Sarana Ibadah	1365	Rp 4.500.000	Rp 6.142.500.000,00
6	Sarana Olahraga	3600	Rp 1.500.000	Rp 5.400.000.000,00
7	Kantor Pemasaran	3280	Rp 3.500.000	Rp 11.480.000.000,00
8	Poliklinik	1645	Rp 4.500.000	Rp 7.402.500.000,00
9	Gedung Serbaguna	2170	Rp 4.500.000	Rp 9.765.000.000,00
10	Kantor Pusat	4400	Rp 4.500.000	Rp 19.800.000.000,00
11	Kantin	600	Rp 3.500.000	Rp 2.100.000.000,00
12	Perpustakaan	500	Rp 3.500.000	Rp 1.750.000.000,00
13	Laboratorium	2760	Rp 4.500.000	Rp 12.420.000.000,00
14	Control Room	1113	Rp 4.500.000	Rp 5.008.500.000,00
15	HSE dan Damkar	2440	Rp 3.500.000	Rp 8.540.000.000,00
16	Gudang	1640	Rp 2.500.000	Rp 4.100.000.000,00
17	Area Loading	2340	Rp 2.500.000	Rp 5.850.000.000,00
18	Area Proses	8692	Rp 6.500.000	Rp 56.498.000.000,0
19	Area Utilitas	3953	Rp 6.500.000	Rp 25.694.500.000,00
20	Bengkel	1560	Rp 2.500.000	Rp 3.900.000.000,00
21	Area UPL	1378	Rp 6.500.000	Rp 8.957.000.000,00
22	Area tangki	6084	Rp 6.500.000	Rp 39.546.000.000,00
23	Area Perluasan	34233	Rp 200.000	Rp 6.846.600.000,00
24	Perumahan	16950	Rp 3.500.000	Rp 59.325.000.000,00
25	Taman	1200	Rp 2.500.000	Rp 3.000.000.000,00
26	Jalan	29489	Rp 200.000	Rp 5.897.800.000,00
27	TOTAL	135.377	Rp	306.978.100.000,00

Total building cost = Rp 306.978.100.000

> *Land & yard improvement*

Harga tanah dihitung per hektar sedangkan lahan perbaikan (*yard improvement*) diperoleh dari persen ekuivalen PEC. Persen ekuivalen sebesar 12% dari PEC.

(Aries & Newton hal 109)

Harga tanah = Rp 2.700.000 /m²

Luas tanah = 135.377,00 m²

Biaya tanah = Rp 365.517.900.000

Yard improvement 10% dari PEC termasuk :

1. Pagar samping
2. Pagar Besi
3. Trotar beton
4. Aspal

$$\begin{aligned} \text{Yard improvement} &= 12\% \text{ PEC (Aries \& Newton hal 109)} \\ &= \$ 949.432,73 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Land (Tanah pabrik)} &= \text{Rp } 365.517.900.000,0 \\ \text{Yard improvement} &= \$ 949.432,73 \\ \hline \text{Total land \& yard improvement Cost} &= \$ \mathbf{949.432,73} \\ &= \mathbf{Rp } 365.517.900.000,0 \end{aligned}$$

Tabel Ekonomi 7. Ringkasan PPC

Perihal	Biaya	
	\$	Rp
<i>Purchased equipment</i>	\$ 9.889.924,31	Rp 1.856.280.000,00
<i>Equipment installation</i>	\$ 1.546.814,60	
<i>Piping</i>	\$ 4.023.221,21	Rp 34.763.083.935,22
<i>Instrumentation</i>	\$ 961.300,64	Rp 2.818.628.427,18
<i>Insulation</i>	\$ 249.226,09	Rp 2.818.628.427,18
<i>Electrical</i>	\$ 961.300,64	Rp 8.009.869.159,31
<i>Building</i>		Rp 306.978.100.000,0
<i>Land \& yard improvements</i>	\$ 949.432,73	Rp 365.517.900.000,0
<i>Physical plant cost</i>	\$ 18.581.220,23	Rp 722.762.489.949

b. Direct plant cost

Direct plant cost adalah penjumlahan *physical plant cost* dan *engineering and Construction*.

> ***Physical plant cost***

$$\text{Physical plant cost} = \$ 18.581.220,23 + \text{Rp } 722.762.489.949$$

> ***Engineering and construction***

Biaya *engineering \& Construction* diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel. 4 Aries \& Newton halaman 4.

$$\text{PPC} = \$ 18.581.220,23 + \text{Rp } 722.762.489.949$$

Tipe Cost of Engineering and Construction dibagi menjadi 3:

- PPC kurang dari \$1.000.000 = 30%
- PPC di antara \$1.000.000 - \$5.000.000 = 25%
- PPC diatas \$5.000.000 = 20%

Untuk PEC di atas \$ 5.000.000

$$= 20\% \text{ PPC}$$

=	\$	3.716.244,05	+	Rp	144.552.497.989,8
<i>Physical plant cost</i>	=	\$	18.581.220,23	+	Rp 722.762.489.949
<i>Engineering and construction</i>	=	\$	3.716.244,0	+	Rp 144.552.497.990
<i>Direct plant cost</i>	=	\$	22.297.464,3	+	Rp 867.314.987.939

c. Contractor fee

Biaya upah kontraktor 5% dari direct plant cost. (Aries & Newton hal 4)

<i>Contractor fee cost</i>	=	\$	1.114.873,21	+	Rp 43.365.749.397
-----------------------------------	---	----	--------------	---	-------------------

d. Contingency

Biaya cadangan/darurat tergantung level daruratnya. Level darurat dibagi menjadi 3 : (Aries & Newton hal 4)

1. Level rendah = 10% *Direct Plant Cost*
2. Level rata-rata = 15% *Direct Plant Cost*
3. Level tinggi = 25% *Direct Plant Cost*

Dipilih contingency rata-rata.

<i>Contingency cost</i>	=	\$	3.344.619,64	+	Rp 130.097.248.191
--------------------------------	---	----	--------------	---	--------------------

Tabel Ekonomi 8. Total *Fixed Capital Investment*

Perihal	Biaya	
	\$	Rp
<i>Physical plant cost</i>	\$ 18.581.220,23	Rp 722.762.489.949
<i>Direct plant cost</i>	\$ 22.297.464,27	Rp 867.314.987.939
<i>Contractor fee</i>	\$ 1.114.873,21	Rp 43.365.749.397
<i>Contingency</i>	\$ 3.344.619,64	Rp 130.097.248.191
<i>Fixed Capital</i>	\$ 45.338.177,4	Rp 1.763.540.475.475,3

Total <i>Fixed Capital Investment</i>	=	Rp 2.445.515.072.391,45
---------------------------------------	---	-------------------------

B. Perkiraan Penjualan

Dalam perkiraan penjualan diambil asumsi sebagai berikut:

- a. Harga jual *Propylene* tidak mengalami kenaikan selama periode pengembalian modal
- b. Produksi pada tahun pertama langsung 100%

Kapasitas	=	215.000.000	kg/tahun
Harga jual	=	\$2,00	/kg
Penjualan	=	Rp 6.468.038.500.000,0	

C. *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.

a. *Raw material*

> *Propane*

Harga	=	\$	0,90	/kg
	=	Rp	13.537,76	/kg
Kebutuhan	=		31.808,16	kg/jam
	=		251.920.603,4	kg/tahun
Biaya	=		226.728.543,1	\$/tahun
Jarak pengiriman diperkirakan	=		4000	mil
Biaya pengiriman	=		25	\$/kapal/mil
Biaya pengiriman tahun 2033	=		110,27	\$/kapal/mil
Intensitas pengiriman bahan baku				1 bulan sekali
Jumlah kapal	=		12	kapal dalam setahun
Total biaya pengiriman	=		\$5.292.972,97	
Total biaya	=	\$	232.021.516	/tahun
	=	Rp	3.490.056.043.634	/tahun

> **Katalis Alumina**

Harga	=	3	\$/kg
Umur Katalis	=	4	Tahun
Kebutuhan	=	30.637,31	kg/4 tahun
	=	7.659,33	kg/tahun
Biaya	= \$	22.977,98	= Rp 345.633.663,87

> **Total biaya**

= **Rp 3.490.401.677.298**

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

Tabel Ekonomi 9. Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah (orang)	Gaji per orang (Rp)	Gaji total (Rp)
Direktur Utama dan Sekertaris Direktur Utama				
1	Direktur Utama	1	Rp 100.000.000	Rp 100.000.000
2	Sekertaris Direktur Utama	1	Rp 80.000.000	Rp 80.000.000
Direktur dan Sekertaris Direktur				
1	Direktur Produksi & Teknik	1	Rp 75.000.000	Rp 75.000.000
2	Sekre Direktur Produksi&Teknik	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000
3	Direktur Umum & Administrasi	1	Rp 70.000.000	Rp 70.000.000
4	Sekre Direktur Umum & ADM	1	Rp 37.500.000	Rp 37.500.000
Kepala Bagian (Kabag)				
1	Produksi dan Utilitas	1	Rp 35.000.000	Rp 35.000.000
2	Teknik	1	Rp 35.000.000	Rp 35.000.000
3	R & D	1	Rp 35.000.000	Rp 35.000.000
4	Umum dan Administrasi	2	Rp 30.000.000	Rp 60.000.000
5	Pemasaran dan Keuangan	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
6	HRD	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
Kepalas Seksi (Kasi)				
1	Produksi dan Utilitas	2	Rp 25.000.000	Rp 50.000.000
2	QC & Laboratorium	2	Rp 22.500.000	Rp 45.000.000
3	Bengkel dan Pemeliharaan	1	Rp 22.500.000	Rp 22.500.000
4	Penelitain dan Pengembangan	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
5	Humas	1	Rp 17.500.000	Rp 17.500.000

6	Keamanan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
7	Gudang & Logistik	1	Rp 17.500.000	Rp 17.500.000
8	Keuangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
9	Pemasaran	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
10	HRD	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
11	K3LH	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
12	Pelatihan Tenaga Kerja	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
13	Analisis	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
14	Planning	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Staff				
1	Produksi dan Utilitas	3	Rp 12.000.000	Rp 36.000.000
2	QC & Laboratorium	3	Rp 12.000.000	Rp 36.000.000
3	Bengkel dan Pemeliharaan	3	Rp 12.000.000	Rp 36.000.000
4	Penelitian dan Pengembangan	2	Rp 12.000.000	Rp 24.000.000
5	Humas	2	Rp 10.000.000	Rp 20.000.000
6	Keamanan	2	Rp 10.000.000	Rp 20.000.000
7	Gudang & Logistik	6	Rp 10.000.000	Rp 60.000.000
8	Keuangan	2	Rp 10.000.000	Rp 20.000.000
9	Pemasaran	2	Rp 10.000.000	Rp 20.000.000
10	HRD	2	Rp 10.000.000	Rp 20.000.000
11	K3LH	2	Rp 10.000.000	Rp 20.000.000
12	Pelatihan Tenaga Kerja	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
13	Analisis	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
14	Planning	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
Operator				
1	Produksi	35	Rp 7.000.000	Rp 245.000.000
2	Utilitas	23	Rp 5.000.000	Rp 115.000.000
Karyawan Shift				
1	Keamanan	28	Rp 5.000.000	Rp 140.000.000
2	Supervisor	8	Rp 9.000.000	Rp 72.000.000
3	Teknik dan Instrumentasi	8	Rp 7.500.000	Rp 60.000.000
4	Control Room	12	Rp 7.500.000	Rp 90.000.000
5	Laboratorium & QC	16	Rp 7.500.000	Rp 120.000.000
6	K3	8	Rp 7.500.000	Rp 60.000.000
Kesehatan, Kebersihan, dan Driver				
1	Dokter	2	Rp 10.000.000	Rp 20.000.000
2	Perawat	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
3	Driver	5	Rp 5.000.000	Rp 25.000.000
4	Laboran	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
Total		214	Rp	2.273.000.000

$$\begin{aligned} \text{Total Operating Labor} &= \frac{\text{Rp } 2.273.000.000}{\text{Bulan}} \times 12 \frac{\text{Bulan}}{\text{Tahun}} \\ &= \text{Rp } 27.276.000.000 \text{ /tahun} \end{aligned}$$

c. Supervision

Menurut Aries & Newton, 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw-Hill, USA, pp. 163, besarnya nilai supervision adalah 10% dari biaya tenaga kerja.

$$\begin{aligned} \text{Supervision} &= \frac{\text{Rp } 27.276.000.000,00}{\text{tahun}} \times 10\% \\ &= \text{Rp } 2.727.600.000,00 \text{ /tahun} \end{aligned}$$

d. Maintenance

Biaya *Maintenance* didapatkan dari persen ekivalen terhadap *Fix Capital Investment*. Menurut Aries & Newton, 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw-Hill, USA, pp. 164, Persn ekivalen dapat dilihat pada tabel 38

$$\begin{aligned} \text{Dipilih } \textit{type equipment Average} &= 6\% \textit{ Fix Capital Investment} \\ \textit{Fix Capital Investment} &= \text{Rp } 2.445.515.072.391 \\ \textit{Maintenance Cost} &= \text{Rp } 146.730.904.343,5 \end{aligned}$$

e. Plant supplies

Plant supplies adalah persediaan barang-barang personel pabrik dalam mengoperasikan peralatan seperti gasket, bahan, dan pelumas yang berkaitan dengan maintenance. Menurut Aries & Newton, 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw-Hill, USA, pp. 168, biaya plant supplies sebesar 15% dari biaya maintenance.

$$\textit{Plant supplies cost} = \text{Rp } 22.009.635.651,52$$

f. Royalties and patent

Biaya patent yang dibeli untuk tujuan produksi biasanya diamortisasi selama masa perlindungan hukumnya. Royalti umumnya dibayar dengan tarif tertentu baik berdasarkan produksi atau penjualan. Menurut Aries & Newton, 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw-Hill, USA, pp. 168, biaya *royalties & patent* sebesar 1 - 5% dari *sales price*.

$$\begin{aligned} \text{Dipilih biaya royalti dan paten} &= 2\% \text{ sales price} \\ \text{Perkiraan harga produk} &= \text{Rp } 30.084 \text{ /kg} \\ \text{Kapasitas produk} &= 215.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 215000000 \text{ kg/tahun} \\ \text{Sales price} &= \text{Rp } 6.468.038.500.000 \text{ /tahun} \\ \text{Royalties \& patent} &= \text{Rp } 129.360.770.000,00 \text{ /tahun} \end{aligned}$$

g, Utilites

> Bahan bakar biosolar industri

Harga	=	Rp	6.800	/liter
Densitas	=		828,93	kg/m ³
Kebutuhan	=		36,28	kg/jam
	=		287337,6	kg/tahun
Volume	=		346,6367	m ³
	=		346636,7486	liter
Biaya	=	Rp	2.357.129.890,3	/tahun
	=	\$	156.703,74	/tahun

> *Dowtherm A*

Harga	=	\$	2,8490	/kg
Kebutuhan	=		11883,200	kg/jam
	=		94114944	kg/tahun
Biaya	=	Rp	509.248.779,18	/tahun
	=	\$	33.855,2	/tahun

> Silika gel

Harga	=	\$	0,8560	/kg
Kebutuhan	=		197,450	kg/jam
	=		1563804	kg/tahun
Biaya	=	Rp	20.135.398.310,60	/tahun
	=	\$	1.338.616	/tahun

> Klorin

Harga	=	\$	0,5910	/kg
Kebutuhan	=		0,001	kg/jam
	=		7,92	kg/tahun
Biaya	=	Rp	70.407,16	/tahun
	=	\$	4,68	/tahun

Utilities Cost = Rp 23.001.847.387,3

Tabel Ekonomi 10. Total Biaya *Direct Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (/tahun)
<i>Raw Material</i>	Rp 3.490.401.677.297,55
<i>Labor</i>	Rp 27.276.000.000,00
<i>Supervision</i>	Rp 2.727.600.000,00
<i>Maintenance</i>	Rp 146.730.904.343,49
<i>Plant Supplies</i>	Rp 22.009.635.651,52
<i>Royalties & Patent</i>	Rp 129.360.770.000,00
<i>Utilities</i>	Rp 23.001.847.387,28
<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Rp 3.841.508.434.679,84

2. *Indirect manufacturing cost*

Indirect manufacturing adalah biaya yang dikeluarkan secara tidak langsung akibat dari operasi produksi. (Aries & Newton hal 173)

a. *Payroll overhead*

Semua pengeluaran perusahaan yang terjadi melalui pensiun, pembayaran liburan, asuransi kelompok, cacat gaji, jaminan sosial, dan pajak pekerja di klasifikasikan gaji overhead. *Payroll overhead* dapat diperkirakan secara total sebagai jumlah yang setara 15%-20% dari biaya tenaga kerja (Labour) Biaya *payroll overhead* 20% dari *labor cost*. (Aries & Newton hal 173)

<i>Labor cost</i>	=	Rp	27.276.000.000,0
<i>Payroll overhead</i>	=	Rp	5.455.200.000,00

b. *Laboratory*

Dalam proses kimia, pekerjaan laboratorium diperlukan untuk memastikan kontrol kualitas. Sementara biaya tentu saja akan tergantung pada jenis produk, biaya rata-rata setara dengan 10%-20% dari biaya tenaga kerja (Labor) dapat digunakan. Biaya *laboratory* 20% dari *labor cost*. (Aries & Newton hal 174)

<i>Labor cost</i>	=	Rp	27.276.000.000,0
<i>Laboratory</i>	=	Rp	5.455.200.000,00

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% - 100% dari biaya tenaga kerja (Labor) produktif. Biaya *Plant overhead* 80% dari *labor cost*. (Aries & Newton hal 174)

<i>Labor cost</i>	=	Rp	27.276.000.000,0
<i>Plant overhead</i>	=	Rp	21.820.800.000,0

d. *Packing & Shipping*

Biaya wadah untuk kemasan tergantung pada sifat kimia dan fisik produk serta pada nilai. Besaran nilai packing & shipping yaitu berkisar antara 0,5-2% dari penjualan. (Aries & Newton, 1955, hal 174)

Penjualan	=	Rp	6.468.038.500.000,00
<i>Packing & Shipping</i>	=	Rp	97.020.577.500,00

Tabel Ekonomi 11. Total Biaya *Indirect Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (/tahun)
<i>Pyroll Overhead</i>	Rp 5.455.200.000,00
<i>Laboratory</i>	Rp 5.455.200.000,00
<i>Plant Overhead</i>	Rp 21.820.800.000,00
<i>Packhing & Shipping</i>	Rp 97.020.577.500,00
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Rp 129.751.777.500,00

3. *Depreciation*

Depresiasi adalah penyusutan dari nilai aset/alat

Depresiasi bernilai 10% dari *Fix Capital Investment*. (Aries & Newton hal 180)

$$\mathbf{Depreciation} = \text{Rp } 489.103.014.478$$

4. *Property Taxes*

Property Taxes adalah pajak terhadap aset/lahan/nilai properti. *Property Taxes* bernilai 2% dari *Fix Capital Investment*. (Aries & Newton hal 181)

$$\mathbf{Fix Capital Investment} = \text{Rp } 2.445.515.072.391$$

$$\mathbf{Property taxes} = \text{Rp } 48.910.301.448$$

5. *Insurance*

Tarif asuransi tergantung pada jenis proses yang dilakukan dalam manufaktur oprasi dan pada sejauh mana fasilitas perlindungan yang tersedia. Secara tahunan, angka ini berjumlah sekitar 1% dari fixed-modal investasi (Aries & Newton hal 182)

$$\mathbf{Fix Capital Investment} = \text{Rp } 2.445.515.072.391$$

$$\mathbf{Insurance} = \text{Rp } 24.455.150.723,91$$

Asuransi karyawan :

> Jaminan kecelakaan kerja, meliputi perlindungan atas resiko kecelakaan kerja.

Besar iuran adalah 1,74% dari upah yang diberikan. (BPJS Ketenagakerjaan)

$$\mathbf{Jaminan kecelakaan kerja} = \text{Rp } 474.602.400$$

> Jaminan hari tua, manfaat dari jaminan hari tua adalah berupa uang tunai yang diberikan ketika mencapai usia 56 tahun, meninggal dunia, atau cacat total.

Besar iuran adalah 5,7% dari upah yang diberikan. (BPJS Ketenagakerjaan)

$$\mathbf{Jaminan hari tua} = \text{Rp } 1.554.732.000$$

> Jaminan kesehatan, untuk jaminan keehatan dipilih jaminan kesehatan kelas I

dengan iuran sebesar = Rp 160.000 /bulan

$$\mathbf{Jaminan kesehatan} = \text{Rp } 160.000 \times 214 \times 12$$

$$= \text{Rp } 410.880.000$$

Asuransi karyawan dibayarkan 10% oleh perusahaan dan 30% oleh pekerja (dengan memotong gaji). Maka asuransi karyawan yang dibayarkan oleh

perusahaan yaitu sebesar :

Total biaya asuransi karyawan	=	Rp	2.440.214.400
biaya asuransi karyawan yang dibayarkan	=	Rp	1.708.150.080
Total biaya asuransi yang dibayarkan	=	Rp	26.163.300.803,91

- **Penanganan Limbah**

Biaya untuk pengolahan limbah katalis dan limbah purging berdasarkan Peraturan Pemerintah no 52 tahun 2008 dan didistribusikan ke PT Wastec

Limbah Purging	=	2.486.404,80	x	Rp	700	=	Rp	1.740.483.360,00
Limbah Katalis	=	7.659,33	x	Rp	4500	=	Rp	34.466.973,75
Penanganan Limbah	=	Rp	1.774.950.333,75					
	=							

Tabel Ekonomi 12. Total Biaya *Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (/tahun)
<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Rp 3.841.508.434.679,84
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Rp 129.751.777.500,00
<i>Depreciation</i>	Rp 489.103.014.478,29
<i>Property Taxes</i>	Rp 48.910.301.447,83
<i>Penanganan Limbah</i>	Rp 1.774.950.333,75
<i>Insurance</i>	Rp 26.163.300.803,91
<i>Manufacturing Cost</i>	Rp 4.537.211.779.243,6

C. Penaksiran Modal Kerja Industri (*Working Capital*) dan Perhitungan *Capital Investment*

a. **Modal Kerja Industri (*Working Capital*)**

- *Raw Material Inventory*

Biaya yang dibebankan pada stok bahan baku yang diperlukan untuk pembuatan produk selama 1 bulan pasokan pada nilai yang dibeli dapat digunakan.

(Aries & Newton, halaman 12)

$$\begin{aligned}
 \text{Raw Material Inventory} &= \frac{\text{Raw Material /tahun}}{12 \text{ bulan/tahun}} \\
 &= \frac{\text{Rp } 3.490.401.677.298}{12} \\
 &= \text{Rp } 290.866.806.441,5
 \end{aligned}$$

- *In Process Inventory*

Biaya yang dibebankan pada bahan baku yang dipasang dalam alat produksi. Dapat

Biaya yang dibebankan pada bahan baku yang diproses dalam alat produksi. Dapat diperkirakan sebagai satu setengah dari total biaya manufaktur yang terjadi selama periode secara total menahan waktu yang dibutuhkan untuk proses

(Aries & Newton, halaman 12)

$$\begin{aligned}
 \text{In Process Inventory} &= \frac{1,5 \text{ Total Manufacturing Cost}}{12 \text{ bulan/tahun}} \\
 &= \frac{\text{Rp } 6.805.817.668.865,44}{12} \\
 &= \text{Rp } 567.151.472.405
 \end{aligned}$$

- *Product Inventory*

Biaya yang dibebankan pada suatu produk, apabila produk tersebut tidak dapat langsung terjual. Atau biaya untuk mengantisipasi beberapa produk yang diproduksi dengan laju konstan dan dijual secara musiman, banyak komoditas mungkin rusak atau tidak stabil atau mungkin memerlukan fasilitas penyimpanan khusus, karena tidak adanya data tertentu, persediaan produksi dapat diasumsikan sama dengan produksi 1 bulan senilai biaya produksi.

(Aries & Newton, halaman 12)

$$\begin{aligned}
 \text{Product Inventory} &= \frac{\text{Total Manufacturing Cost}}{12 \text{ bulan/tahun}} \\
 &= \frac{\text{Rp } 4.537.211.779.243,62}{12} \\
 &= \text{Rp } 378.100.981.603,6
 \end{aligned}$$

- *Available Cash*

Biaya yang diperlukan untuk pembayaran gaji dan jasa pekerja dan juga material. Dana yang tersedia dapat diperkirakan sebesar 1 bulan Manufacture Cost (MC).

(Aries & Newton, halaman 12)

$$\begin{aligned}
 \text{Available Cash} &= \frac{\text{Total Manufacturing Cost}}{12 \text{ bulan/tahun}} \\
 &= \frac{\text{Rp } 4.537.211.779.243,62}{12} \\
 &= \text{Rp } 378.100.981.603,6
 \end{aligned}$$

- *Extended Credit*

Biaya yang dibebankan pada suatu produk, apabila produk tersebut telah berada dipihak pembeli tetapi perusahaan belum menerima hasil penjualan. Kredit diperpanjang dapat diperkirakan produksi 1 bulan nilai penjualan atau dua kali lipat biaya produksi. *Extended credit* dapat diperkirakan sebesar 2 bulan *Manufacturing Cost*

(Aries & Newton, halaman 12)

$$\begin{aligned}
 \textit{Extended Credit} &= \frac{2 \times \textit{Total Manufacturing Cost}}{12 \text{ bulan/tahun}} \\
 &= \frac{\text{Rp } 9.074.423.558.487,25}{12} \\
 &= \text{Rp } 756.201.963.207
 \end{aligned}$$

Tabel Ekonomi 13. Total Biaya *Working Capital*

Komponen	Biaya (/tahun)
<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 290.866.806.441,46
<i>In Process Inventory</i>	Rp 567.151.472.405,45
<i>Product Inventory</i>	Rp 378.100.981.603,64
<i>Available Cash</i>	Rp 378.100.981.603,64
<i>Extended Credit</i>	Rp 756.201.963.207,27
<i>Working Capital Investment</i>	Rp 2.370.422.205.261,46

b. Total Modal (*Capital Investment*)

Total Modal merupakan total dari biaya tetap dan modal kerja

$$\begin{aligned}
 \textit{Fixed Capital Cost} &= \text{Rp } 2.445.515.072.391,45 \\
 \textit{Working Capital Cost} &= \text{Rp } 2.370.422.205.261,46 \\
 \hline
 \textit{Capital Investment} &= \text{Rp } \mathbf{4.815.937.277.652,9}
 \end{aligned}$$

D. General Expense (Pengeluaran Umum)

Berbagai pengeluaran yang dikeluarkan oleh perusahaan selain manufaktur dikelompokkan kedalam klasifikasi yang disebut beban umum yang mencakup :

1. *Adiministration*
2. *Sales*
3. *Research*
4. *Finance*

(Aries & Newton hal 185)

1. *Adiministration*

Biaya administrasi sebuah perusahaan berkaitan dengan pengeluaran seperti gaji manajemen, biaya hukum, dan biaya audit yang terjadi atas semua penge lolaan semua tahap dari perusahaan. Untuk memperkirakan biaya administrasi

dapat ditentukan dengan jumlah yang setara dengan 2-3% dari harga jual atau 3-6% dari biaya produksi. (Aries & Newton hal 186)

Manufacturing Cost	=	Rp	4.537.211.779.243,62
Administration	=	Rp	272.232.706.754,62

2. Sales

Beban penjualan akan bervariasi tergantung pada jenis produk, metode jual, dan distribusi, pasar pelanggan, dan tingkat iklan. Secara umum, biaya jual dapat diperkirakan dengan biaya penjualan sama dengan 3-12% dari harga jual atau 5-22% dari biaya produksi. (Aries & Newton hal 186)

Manufacturing Cost	=	Rp	4.537.211.779.243,62
Sales	=	Rp	453.721.177.924,36

3. Research

Beban penelitian dapat diperkirakan setara 2-4% dari harga jual atau 3,5-8% dari biaya produksi. (Aries & Newton hal 187)

Manufacturing Cost	=	Rp	4.537.211.779.243,62
Research	=	Rp	158.802.412.273,53

4. Finance

Beban finance sebesar 2-4% dari Capital Investment.(Aries & Newton hal 187)

<i>Capital Investment</i>	=	Rp	4.815.937.277.652,91
Finance	=	Rp	144.478.118.329,59

Tabel Ekonomi 14. Total Biaya General Expenses

Komponen	Biaya (/tahun)	
<i>Administration cost</i>	Rp	272.232.706.754,62
<i>Sales Cost</i>	Rp	453.721.177.924,36
<i>Research Cost</i>	Rp	158.802.412.273,53
<i>Finance Cost</i>	Rp	144.478.118.329,59
General Expense	Rp	1.029.234.415.282,09

E. Penjualan dan Keuntungan

Keuntungan ditinjau dalam rentan waktu 1 tahun

1. Total biaya produksi meliputi :

> *Manufacturing Cost*

> *General Expense*

Manufacturing Cost = Rp 4.537.211.779.243,6

General Expense = Rp 1.029.234.415.282,09

Total biaya produksi = Rp 5.566.446.194.525,7

2. Harga dasar

Harga dasar didapat dari total biaya produksi dibagi dengan kapasitas produk

Kapasitas produk = 215.000 ton/tahun

= 215.000.000 kg/tahun

Harga dasar = Rp 5.566.446.194.526

215.000.000

= Rp 25.890,45 /kg

3. Harga Jual

Dirancang, keuntungan = 20% harga dasar

Harga jual = harga dasar + harga jual

= Rp 25.890,45 + Rp 5.178,09

= Rp 31.068,54

= \$ 2,06546

Harga jual produk yang dirancang tidak melebihi dari harga pasar, maka harga jual layak untuk diperjualkan

Sales price Propylene = Rp 6.679.735.433.430,86

4. Analisa Keuangan

Perkiraan keuntungan didapat dari keuntungan pabrik. Keuntungan pabrik dapat dianalisa berdasarkan 2 bagian, yaitu :

a. Keuntungan sebelum pajak = Total penjualan - biaya produksi

Total penjualan = Rp 6.679.735.433.430,9

Total biaya produksi = Rp 5.566.446.194.525,7

Keuntungan sebelum pajak = Rp 1.113.289.238.905,14

b. Keuntungan setelah pajak

Pajak keuntungan = 3% keuntungan (Aries & Newton, hal 190)

Keuntungan setelah pajak = Keuntungan sebelum pajak x (100-3)%

Keuntungan setelah pajak = Rp 1.079.890.561.737,99

F. Analisis Kelayakan

Sebelum melakukan analisis kelayakan ekonomi terlebih dahulu dibutuhkan data-data biaya yang dikeluarkan untuk proses produksi pada pabrik *Propylene* pembagian biaya diambil dari Aries & Newton pp 204.

Adapun biaya tersebut antara lain:

-	Fixed cost (Fa)		
	a. Depresiasi	= Rp	489.103.014.478,29
	b. <i>Property tax</i>	= Rp	48.910.301.447,83
	c. <i>Insurance</i>	= Rp	24.455.150.723,91
	Fixed cost (Fa)	= Rp	562.468.466.650,03
-	Variable cost (Va)		
	a. <i>Raw material</i>	= Rp	3.490.401.677.297,55
	b. <i>Packaging & Shipping</i>	= Rp	97.020.577.500,00
	c. <i>Utilities</i>	= Rp	23.001.847.387,28
	d. <i>Royalty dan Patent</i>	= Rp	129.360.770.000,00
	Variable cost	= Rp	3.739.784.872.184,83
-	Regulated cost (Ra)		
	a. <i>Labor</i>	= Rp	27.276.000.000,00
	b. <i>Payroll Overhead</i>	= Rp	5.455.200.000,00
	c. <i>Plant Overhead</i>	= Rp	21.820.800.000,00
	d. <i>Supervision</i>	= Rp	2.727.600.000,00
	e. <i>Laboratory</i>	= Rp	5.455.200.000,00
	f. <i>General Expense</i>	= Rp	1.029.234.415.282,09
	g. <i>Maintenance</i>	= Rp	146.730.904.343,49
	h. <i>Plant Supplies</i>	= Rp	22.009.635.651,52
	Regulated cost	= Rp	1.260.709.755.277,10
-	Sales Price (Sa)		
	Sales Price	= Rp	6.679.735.433.430,9

Setelah diketahui biaya-biaya yang dikeluarkan, maka perhitungan analisis ekonomi dapat dilakukan. Adapaun analisis ekonomi ditinjau dari:

1. Return on Investment (ROI)

ROI adalah besaran keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap. Perhitungan ROI sangat penting bagi perusahaan untuk mengetahui kapan modal-modal dapat dikembalikan.

a. Sebelum pajak

Presentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak.
ROI dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 193:

$$\text{ROI} = \frac{\text{Pb. ra}}{I_F} \times 100\%$$

Keterangan:

Pb.ra = Laba tahunan sebelum pajak

I_F = Investasi modal (*Capital Investment*)

Diketahui:

I_F = Rp 2.445.515.072.391,45

Pb.ra = Rp 1.113.289.238.905,14

maka,

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\text{Rp } 1.113.289.238.905,14}{\text{Rp } 2.445.515.072.391,45} \times 100\% \\ &= 45,5\% \end{aligned}$$

b. Setelah pajak

Presentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak.
ROI dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 193:

$$\text{ROI} = \frac{\text{Pb. ra}}{I_F} \times 100\%$$

Keterangan:

Pb.ra = Laba tahunan setelah pajak

I_F = Investasi modal (*Capital Investment*)

Diketahui:

I_F = Rp 2.445.515.072.391,45

Pb.ra = Rp 1.079.890.561.737,99

maka,

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\text{Rp } 1.079.890.561.737,99}{\text{Rp } 2.445.515.072.391,45} \times 100\% \\ &= 44,2\% \end{aligned}$$

2. Pay Out Time (POT)

POT adalah waktu minimum yang diperlukan untuk mengembalikan modal tetap *Fixed Capital Investmen (FCI)* berdasarkan keuntungan tiap tahun.

a. POT sebelum pajak

POT dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 195:

$$\text{POT} = \frac{I_F}{\text{Pb.ra} + 0,1 I_F}$$

Keterangan:

Pb.ra = Laba tahunan sebelum pajak
 I_F = Modal tetap (*Capital Investment*)

Diketahui:

I_F = Rp 2.445.515.072.391,45

Pb.ra = Rp 1.113.289.238.905,14

maka,

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{Rp } 2.445.515.072.391,45}{\text{Rp } 1.113.289.238.905 + 0,1 \times \text{Rp } 2.445.515.072.391} \\ &= 1,80 \text{ tahun} \end{aligned}$$

b. POT setelah pajak

POT dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 195:

$$\text{POT} = \frac{I_F}{\text{Pb.ra} + 0,1 I_F}$$

Keterangan:

Pb.ra = Laba tahunan setelah pajak

I_F = Modal tetap (*Capital Investment*)

Diketahui:

I_F = Rp 2.445.515.072.391,45

Pb.ra = Rp 1.079.890.561.737,99

maka,

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{Rp } 2.445.515.072.391,45}{\text{Rp } 1.079.890.561.738 + 0,1 \times \text{Rp } 2.445.515.072.391} \\ &= 1,85 \text{ tahun} \end{aligned}$$

3. Break Event Point

BEP adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian produk dari kapasitas produknya, maka pabrik tidak mendapat keuntungan maupun 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 variabel tahunan

Diketahui:

$$\begin{aligned} Fa &= \text{Rp} && 562.468.466.650,03 \\ Ra &= \text{Rp} && 1.260.709.755.277,10 \\ Z &= && 215.000.000 \\ Sa &= \text{Rp} && 6.679.735.433.430,86 \\ Va &= \text{Rp} && 3.739.784.872.184,83 \end{aligned}$$

maka,

$$ra = \frac{(Fa + 0,3.Ra).Z}{Sa - Va - 0,7.Ra} = 98299415,6055 \quad \text{kg/tahun}$$

$$\%BEP = \frac{ra}{Z} \times 100\% = 45,72\%$$

4. *Shut Down Point (SDP)*

SDP adalah titik aktifitas produksi pabrik harus diberhentikan karena pemasukan dari penjualan produk tidak mampu melanjutkan kegiatan produksinya. Penyebab antara lain *Regulated Cost* yang terlalu tinggi. SDP dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 207

$$ra = \frac{(0,3.Ra).Z}{Sa - Va - 0,7.Ra}$$

Keterangan:

$$\begin{aligned} ra &= \text{Tingkat penjualan tahunan, kg/tahun} \\ Fa &= \text{Biaya tetap tahunan} \\ Ra &= \text{Biaya mengambang tahunan} \\ Z &= \text{Kapasitas produksi tahunan} \\ Sa &= \text{Harga jual produk} \\ Va &= \text{Biaya berubah-ubah tahunan} \end{aligned}$$

Diketahui:

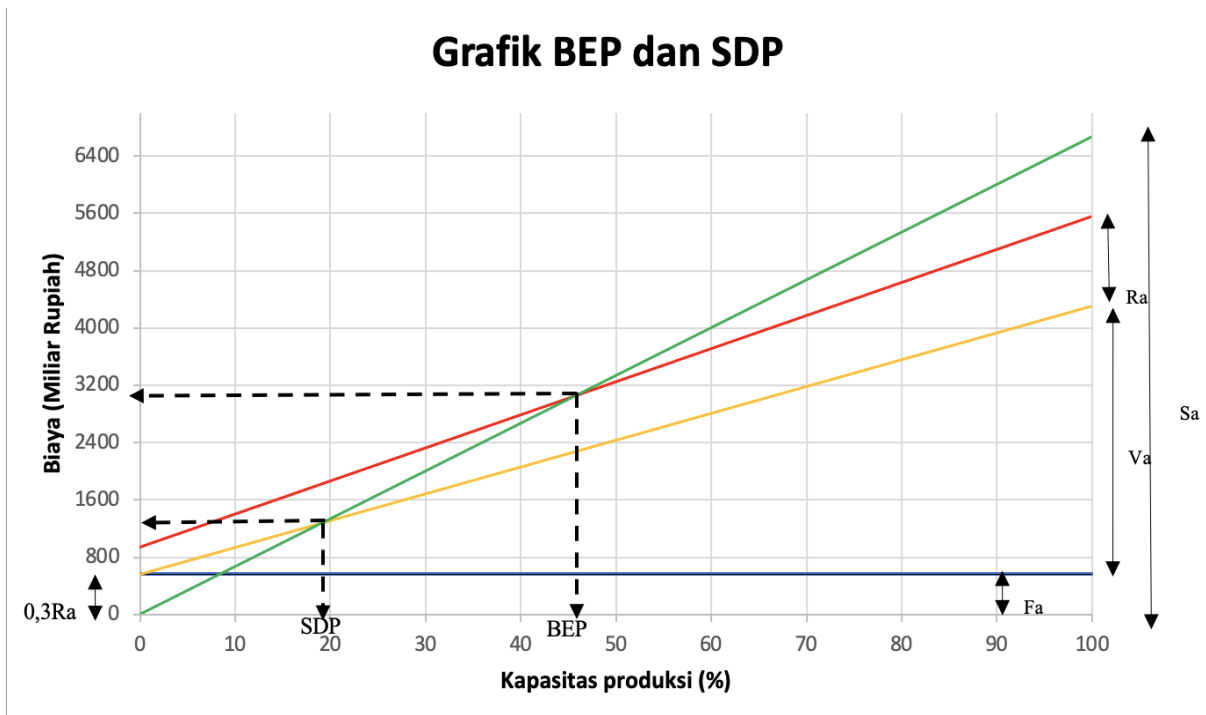
$$\begin{aligned} Fa &= \text{Rp} && 562.468.466.650,03 \\ Ra &= \text{Rp} && 1.260.709.755.277,10 \\ Z &= \text{Rp} && 215.000.000,00 \\ Sa &= \text{Rp} && 6.679.735.433.430,86 \\ Va &= \text{Rp} && 3.739.784.872.184,83 \end{aligned}$$

maka,

$$ra = \frac{(0,3.Ra).Z}{Sa - Va - 0,7.Ra} = 39522531,1407 \quad \text{kg/tahun}$$

$$\%SDP = \frac{ra}{Z} \times 100\% = 18,38\%$$

5. Grafik BEP dan SDP



Keterangan:

- Fa = Biaya Tetap (*Fixed Cost*)
- Va = Biaya Variabel (*Variable Cost*)
- Ra = Biaya Mengambang (*Regulated Cost*)
- Sa = Penjualan (*Sales*)
- BEP = Titik Impan (*Break Even Point*)
- SDP = *Shut Down Point*

6. Discounted Cash Flow (DCF)

DCF adalah besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi pabrik.

$$S = (FCI + WC) \times (1-i)^n - SV - WC$$

$$R = CF \times [(1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + \dots + (1+i) + 1]$$

dimana,

- n = umur pabrik (10 tahun)
- R = *Cash fow* berdasarkan pendapatan akhir tahun
- S = Nilai modal yang akan datang dikoreksi dengan *salvage value* dan *working capital*

CF	=	<i>Cash Flow</i> setelah pajak
FCI	=	<i>Fixxed Capital Investment</i>
WC	=	<i>Working Capital</i>
SV	=	<i>Salvage Capital</i> (10% FCI)
i	=	<i>Interest/Discounted Cash Flow</i>

Diketahui:

n	=	10	tahun
FCI	=	Rp	2.445.515.072.391,45
WC	=	Rp	2.370.422.205.261,46
SV	=	Rp	244.551.507.239,15
laba	=	Rp	1.079.890.561.737,99
Depresiasi	=	Rp	489.103.014.478,29
Finance	=	Rp	144.478.118.329,59
CF	=	Keuntungan setelah pajak + Depresiasi + <i>Finance</i>	
	=	Rp	1.713.471.694.545,87

Discounted Cash Flow dihitung secara *trial & error* untuk mencari harga i
 Sehingga didapatkan i = 34,73% (bunga bank 6,23%)
 Perhitungan DCF dapat dilihat pada tabel dibawah ini

Tabel Perhitungan DCF

i	R	S
0,05	Rp 4.815.937.277.652,9	Rp 14.836.341.253.709,1
0,1	Rp 4.815.937.277.652,9	Rp 11.536.727.377.751,8
0,12	Rp 4.815.937.277.652,9	Rp 10.523.448.776.866,7
0,14	Rp 4.815.937.277.652,9	Rp 9.643.039.486.403,6
0,16	Rp 4.815.937.277.652,9	Rp 8.874.370.141.706,5
0,347308126	Rp 4.815.937.277.652,9	Rp 4.815.937.277.652,9

KESIMPULAN

1. Harga Jual Produk
 Harga jual PA = Rp 31.069 /kg
2. Analisa *non-discounted cash flow*
 ROI sebelum pajak = 46%
 ROI setelah pajak = 44%
 POT sebelum pajak = 1,80 tahun
 POT setelah pajak = 1,85 tahun
3. Analisa *discounted cash flow*
 Bunga pengembalian modal = 34,73%
4. *Break Even Point (BEP)* = 45,72%
5. *Shut Down Point (SDP)* = 18,38%

Analisis	Hasil	Tolak Ukur
ROI	44,16%	> 44% (<i>high risk</i>)
POT	1,85	< 2 tahun (<i>high risk</i>)
BEP	45,72%	40 - 60%
SDP	18,38%	-
DCFR	34,73%	> bunga bank (6,23%)

Grafik Cash Flow

Tahun	Outcome (milyar)	Income (milyar)	Saldo (milyar)
1	Rp 5.600	Rp 6.679,74	Rp 1.079,89
2	Rp 5.600	Rp 6.679,74	Rp 2.159,78
3	Rp 5.600	Rp 6.679,74	Rp 3.239,67
4	Rp 5.600	Rp 6.679,74	Rp 4.319,56
5	Rp 5.600	Rp 6.679,74	Rp 5.399,45
6	Rp 5.600	Rp 6.679,74	Rp 6.479,34
7	Rp 5.600	Rp 6.679,74	Rp 7.559,23
8	Rp 5.600	Rp 6.679,74	Rp 8.639,12
9	Rp 5.600	Rp 6.679,74	Rp 9.719,02
10	Rp 5.600	Rp 6.679,74	Rp 10.798,91

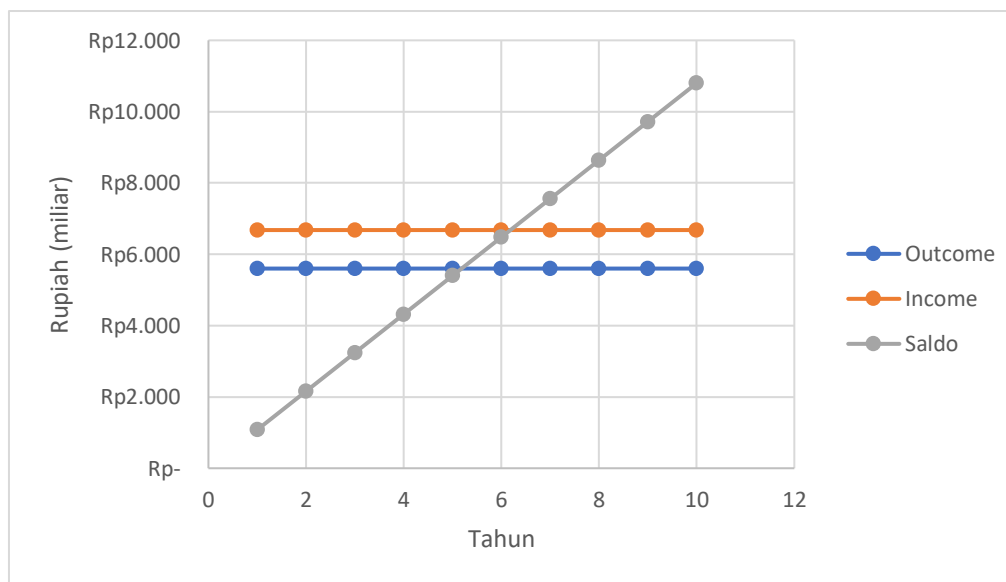


Diagram Cash Flow

Tahun	Saldo (milyar)
0	-Rp 2.445,52
1	Rp 1.079,89
2	Rp 2.159,78
3	Rp 2.267,77
4	Rp 3.347,66
5	Rp 4.427,55
6	Rp 5.507,44
7	Rp 6.587,33
8	Rp 7.667,22
9	Rp 8.747,11
10	Rp 10.071,56

