

**PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
MALEAT ANHYDRAD DARI N-BUTANA DAN UDARA
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI



Disusun Oleh :

PADUKE ARUNG JAGAD	121140169
ADHY ANWAR MAHARDIKA	121140199

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA S1
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL "VETERAN"
YOGYAKARTA
2021**

HALAMAN PENGESAHAN

**PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
MALEAT ANHYDRAD DARI N-BUTANA DAN UDARA
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

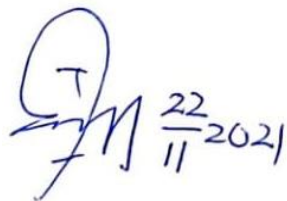
SKRIPSI

Disusun Oleh :

Paduke Arung Jagad 121140169

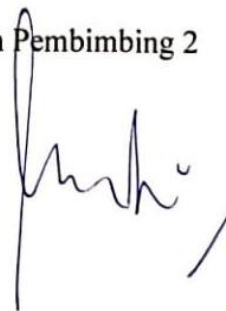
Disetujui untuk Yudisium Akhir Program Studi oleh,

Dosen Pembimbing 1



.....
Ir. Endang Sulistyawati, M.T.
NIP. 19610420 198903 2 001

Dosen Pembimbing 2



.....
Ir. Sri Wahyuni Santi R, M.T.
NIP. 19561004 199103 2 001

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Tuhan Yang Maha Esa atas berkat dan kasih-Nya kepada penyusun sehingga skripsi dengan judul “Prarancangan Pabrik Maleat Anhidrat dari N-Butana dan Udara Kapasitas 30.000 Ton/Tahun” ini dapat diselesaikan. Prarancangan Pabrik Kimia merupakan tugas yang diwajibkan bagi setiap mahasiswa sebagai syarat untuk memperoleh gelar sarjana pada Program Studi Teknik Kimia S1, Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta. Penyusunan tugas ini didasarkan atas hasil studi pustaka yang tersedia dan beberapa sumber seperti jurnal, paten, materi akademik dan sebagainya.

Dengan selesainya skripsi ini, penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Ibu Ir. Endang Sulistyawati, M.T. sebagai pembimbing I atas saran, kritik, bimbingan, dan arahan yang diberikan selama pengerjaan skripsi.
2. Ibu Ir. Sri Wahyuni Santi R, M.T sebagai pembimbing II atas saran, kritik, bimbingan, dan arahan yang diberikan selama pengerjaan skripsi.
3. Kedua orang tua serta keluarga atas doa dan dukungan baik secara moril maupun materil.
4. Semua pihak yang telah banyak membantu penyelesaian tugas akhir ini.

Akhir kata penyusun berharap semoga skripsi prarancangan pabrik kimia ini, dapat bermanfaat bagi penyusun pada khususnya dan para pembaca pada umumnya.

Yogyakarta, 18 November 2021

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PENGANTAR	ii
HALAMAN PENGESAHAN	iii
KATA PENGANTAR	iv
DAFTAR ISI	v
DAFTAR TABEL	vi
DAFTAR GAMBAR	vii
INTISARI	viii
BAB I PENDAHULUAN	1
A. Latar Belakang	1
B. Prospek Pasar	2
C. Lokasi Pabrik	4
D. Tinjauan Pustaka	5
BAB II PROSES PRODUKSI	20
A. Bahan Baku, Bahan Pembantu dan Produk	20
B. Uraian Singkat Proses	24
C. Diagram Alir	25
D. Tata Letak	27
BAB III UTILITAS	32
A. Kebutuhan Air	32
B. Kebutuhan Listrik	32
C. Unit Bahan Bakar	33
D. Unit Udara Tekan	33
BAB IV MANEJEMEN PERUSAHAAN	34
A. Bentuk Badan Usaha	34
B. Struktur Organisasi	35
C. Rencana Kerja	36
D. Evaluasi Ekonomi	41
KESIMPULAN	46
DAFTAR PUSTAKA	47
LAMPIRAN	48

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor <i>Maleic Anhydride</i> Indonesia Tahun 2014-2018	2
Tabel 1.2 Pabrik <i>Maleic Anhydride</i> dan Kapasitas per tahun	3
Tabel 1.3. Harga Bahan Baku dan Produk	7
Tabel 1.4 Perbandingan Pemilihan Proses	8
Tabel 1.5 Data Kapasitas Panas (J/(mol.K)).....	9
Tabel 1.6. Rangkuman Hasil Perhitungan Data Entalpi Reaksi.....	14
Tabel 1.7 Rangkuman Hasil Perhitungan Data Gibss dan Nilai K	17
Tabel 4.1 Pembagian Jadwal Kerja Karyawan.....	37
Tabel. 4.2 Perhitungan Jumlah Buruh dan Karyawan Shift.....	38

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Hubungan Antara Tahun dengan Impor <i>Maleic Anhydride</i>	2
Gambar 2.1 Diagram Alir Kuantitatif	25
Gambar 2.2 Diagram Alir Kualitatif	26
Gambar 2.3 Tata Letak Pabrik	29
Gambar 2.4 Tata Letak Alat Proses.....	31
Gambar 3.1 Diagram Alir Utilitas	33
Gambar 4.1 Struktur Organisasi Perusahaan.....	40
Gambar 4.2 Grafik Ekonomi	44

INTISARI

Pabrik maleat anhidrat dirancang dengan kapasitas 30.000 ton/tahun, menggunakan bahan baku n-butana yang diperoleh dari PT Perta Samtan NGL. Lokasi pabrik didirikan di Palembang, Sumatera Selatan. Perusahaan akan didirikan dengan badan hukum Perseroan Terbatas (PT), dengan jumlah karyawan sekitar 190 orang. Pabrik beroperasi selama 330 hari dalam setahun, dengan proses produksi selama 24 jam/hari dan luas tanah yang diperlukan adalah 45.000 m².

Proses pembuatan maleat anhidrat dengan cara mengoksidasi n-butana dengan udara. Umpan n-butana 99 % dari Tangki-01 (T-01) diumpankan ke Reaktor-01 (R-01), bersamaan dengan udara yang ditekan hingga 2 atm kemudian dialirkan ke Reaktor-01 (R-01). Reaktor Fixed Bed Multitube dengan kondisi operasi pada suhu 390-403,7 °C dan tekanan 2 atm. Keluaran Reaktor 01 (R-01) berupa gas yang mengandung maleat anhidrat dialirkan ke absorber untuk penyerapan menggunakan toluena pada suhu 30-41 °C dan 1,708 atm. Hasil penyerapan berupa maleat anhidrat cair yang diumpankan ke Stripper-01 (ST-01) untuk dimurnikan. Maleat anhidrat yang sudah dimurnikan kemudian didinginkan hingga suhu 100 °C lalu diumpankan ke Flaker-01 (FL-01) untuk dipadatkan dalam bentuk serpihan. Maleat anhidrat yang sudah dipadatkan ditampung ke Silo-01 (SL-01) dengan Belt Conveyor-01(BC-01) dan Bucket Elevator-01(BE-01). Utilitas yang diperlukan oleh pabrik maleat anhidrat berupa air bersih dari pengolahan air sungai komering sebanyak 31119,7 kg/jam dengan air make up sebanyak 574,17 kg/jam. Daya listrik yang dibutuhkan sebesar 1979,23 kW atau 2474,04 kVA dengan cadangan 1 buah generator. Daya listrik yang disediakan dari PLN sebesar 3500 kVA. Kebutuhan Bahan bakar di suplai dari PERTAMINA terdekat sebesar 13109,38 liter/tahun. Udara tekan diproduksi sesuai kebutuhan sebanyak 78 m³/jam.

Berdasarkan hasil evaluasi secara ekonomi, pabrik Maleat Anhidrat ini membutuhkan Fixed Capital US \$ 25.366.751 dan Rp. 1.260.781.725.712. Working Capital sebesar Rp. 882.690.543.618. Analisis Ekonomi menunjukkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 25,05 % dan ROI sesudah pajak sebesar 20,0 %. Nilai POT sebelum pajak adalah 2,85 tahun dan POT sesudah pajak adalah 3,32 tahun. BEP sebesar 49,59 % kapasitas produksi, SDP sebesar 20 % kapasitas penjualan dan DCF sebesar 27,97 %. Dengan demikian ditinjau dari segi teknis dan ekonomi pabrik maleat anhidrat dari n-butana dan udara dengan proses oksidasi n-butana layak untuk dipertimbangkan dan dikaji lebih lanjut.

CATATAN PENDADARAN

TANGGAL	: 18 November 2021
NAMA	: Paduke Arung Jagad Adhy Anwar Mahardika
PEMBIMBING	: Ir. Endang Sulistyawati, M.T Ir. Sri Wahyuni Santi R, M.T
PENGUJI	: Dr. Eng. Yulius Deddy Hermawan, S.T, M.T Dr. Avido Yuliestyan, S.T, M.Sc

A. DAFTAR REVISI

1. Pada aliran umpan udara sebelum kompresor (K-01), seharusnya ditambah alat filter untuk membersihkan udara dari pengotornya agar kompresor yang digunakan tidak rusak.
2. Pada *Process Engineering Flow Diagram*, setelah mencampur n-butana dengan udara harusnya diberi nomor arus.
3. Pada alat Flaker (FL-01), air pendingin yang digunakan harusnya diberi alat pengontrol suhu agar perubahan fase yang ada di Flaker benar-benar terjadi.
4. Pada *Process Engineering Flow Diagram*, gambar Reaktor (R-01) dan *Heat Exchanger* (HE) harus ditambahkan *baffle* nya agar perpindahan panasnya lebih efektif.

B. DAFTAR PERTANYAAN

1. Apa sajakah dasar-dasar untuk pendirian pabrik ?

Jawaban:

Untuk menentukan dasar-dasar pendirian pabrik itu perlu dilakukan peninjauan berdasarkan :

- a. Letak Bahan Baku

Bahan baku merupakan komponen utama yang menentukan kontinuitas suatu pabrik, oleh karena itu pabrik sebisa mungkin didirikan dekat dengan sumber bahan baku. Selain mengurangi biaya transportasi, juga akan mengurangi biaya penyimpanan bahan baku karena ketersediannya yang dekat.

b. Transportasi

Transportasi merupakan penunjang akan penyediaan bahan baku, pemasaran produk, dan lain-lain. Oleh karena itu sarana transportasi dan pengangkutan harus tersedia, baik darat maupun laut. Sehingga memudahkan dalam pendistribusian bahan baku dan produk.

c. Utilitas

Utilitas terdiri dari penyediaan air, bahan bakar, listrik, dan lain-lain. Dalam hal ini air untuk keperluan industri diperoleh dari sumber air yang dekat dengan rencana lokasi pendirian pabrik, bahan bakar diperoleh dari industri migas dekat daerah pabrik, dan kebutuhan akan listrik dapat dipenuhi oleh PLN kota dimana pabrik didirikan serta pendirian generator sendiri sebagai cadangan.

d. Lingkungan.

Letak pabrik ini juga berada di daerah industri sehingga faktor perundang-undangan dan peraturan setempat tidak menjadi masalah. Setelah melalui studi kelayakan Analisis Mengenai Dampak Lingkungan (AMDAL), masalah polusi baik polusi udara, polusi suara dan polusi air bisa diatasi.

2. Apa yang dimaksud dengan kavitasi pada pompa ?

Jawaban :

Kavitasi pada pompa merupakan fenomena perubahan fase uap dari zat cair pada fluida yang mengalir. Perubahan tersebut terjadi karena turunnya tekanan maupun naiknya temperatur. Kavitasi dapat terjadi di *suction* pompa, sudu pompa, maupun di saluran pompa.

3. Apa saja dasar-dasar (*Tools*) Teknik Kimia ?

Jawaban :

Yang termasuk dalam *Chemical Engineering Tools* ada 6, yaitu :

- Neraca Massa
- Neraca Energi
- Laju Alir
- Beda Tekanan
- Ekonomi
- Humanitas

4. Apa yang dimaksud dengan Azas Bernoulli ?

Jawaban :

Azas Bernoulli adalah sebuah istilah dalam mekanika fluida yang menyatakan bahwa, peningkatan pada kecepatan fluida akan menimbulkan penurunan tekanan pada aliran tersebut. Ada 2 bentuk persamaan Bernoulli yaitu :

Aliran tak-termampatkan :

$$P + \rho gh + \frac{1}{2} \rho v^2 = \text{tetap}$$

Dimana :

P = Tekanan pada ketinggian h

ρ = Massa jenis fluida

g = Percepatan gravitasi

h = Ketinggian

Aliran termampatkan :

$$\frac{v^2}{2} + \phi + w = \text{tetap}$$

v = Kecepatan fluida

ϕ = Energi Potensial gravitasi

w = Entalpi fluida

5. Apa yang dimaksud dengan panas sensibel ?

Jawaban :

Panas Sensibel adalah panas yang menyebabkan terjadinya kenaikan/penurunan temperature, tetapi fasa tidak berubah.

$$Q = m \cdot Cp (T_2 - T_1)$$

Dimana :

Q = Energi yang dilepaskan atau diserap

m = Massa zat

Cp = Kapasitas Panas

$T_2 - T_1$ = Perubahan suhu

6. Apa yang dimaksud dengan panas laten ?

Jawaban :

Panas Laten adalah panas yang diperlukan untuk merubah fasa benda, tetapi temperaturnya tetap.

$$Q = m \cdot L$$

Dimana :

Q = Energi yang dilepaskan atau diserap

m = Massa zat

L = Panas laten spesifik zat

7. Bagaimana cara menghitung tekanan uap pada n-butana dengan suhu 30 °C ?

Jawaban :

Cara menghitung tekanan uap pada n-butana dengan suhu 30 °C, yaitu menggunakan persamaan :

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

Dimana :

A, B, C, D, dan E = Konstanta

P = Tekanan uap (mmHg)

T = Temperatur (K)

(Yaws, C.L., 1996)

8. Apa kegunaan *relief valve* pada bagian atas tangki ?

Jawaban:

- Pengisian

Saat pengisian *vapor space* akan semakin kecil karena tangki mulai terisi cairan. Sehingga tekanan pada tangki >>> apabila dibiarkan maka tangki akan meledak. Tekanan pada tangki dapat diturunkan dengan membuka *relief valve*, sehingga udara dalam tangki keluar dan ditampung pada balon penampung.

Notes : sebelum pengisian diisi terlebih dahulu dengan N₂

- Pengosongan

Saat pengosongan, *vapor space* akan bertambah karena udara yang sedikit sehingga tekanan <<< dan bisa mengakibatkan tangki penyok. Maka *relief valve* akan membuka untuk mengisi tangki dengan N_2 agar tekanan segera naik.

- Cuaca

Jika T turun dan P turun dapat menyebabkan tangki penyok, maka tekanan diatur oleh *relief valve* dengan mengalirkan gas *inert*. Sebaliknya, apabila cuaca panas maka tekanan naik, tangki dapat meledak. *Relief valve* akan menurunkan tekanan dengan membuka *valve* sehingga udara dapat keluar.

- Volatilitas

Relief valve juga berguna untuk menyimpan fluida yang *volatile*. Pada suhu lingkungan saja, fluida masih berkemungkinan untuk menguap. Uap-uap yang terbentuk dapat memenuhi atap sehingga $P \gg \gg$. *Relief valve* akan membuka agar uap mengalir ke luar tangki dan ditampung pada balon penampung. Jika uap sudah mengembun, fluida akan dikembalikan.

9. Bagaimana prinsip kerja alat flaker ?

Jawaban :

Pada alat flaker *melting liquor* atau cairan yang akan dipadatkan dan diletakkan pada wadah dibawah drum. Pada bagian dalam drum di alirkan pendingin berupa air. Dimana air pada bagian dalam drum akan menurunkan suhu *melting liquor* yaitu maleat anhidrat. Drum diputar dengan kecepatan tertentu . pada bagian luar drum yaitu padatan yang terbentuk dari hasil pendingin kemudian akan diseragamkan ketebalannya dengan *levelling roll* kemudian dipisah dari drum menggunakan *scapper*.

10. Bagaimana cara menghitung DCF (*Discounted Cash Flow*) ?

Jawaban :

DFC merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun. didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi pabrik.

$$S = (FC + WC) + (1 + i)^{(n)} - (SV + WC) \dots\dots\dots (1)$$

$$R = CF [(1+i)^{(n-1)} + (1+i)^{(n-2)} + \dots + (1+i) + 1] \dots\dots\dots (2)$$

Dimana:

n = Umur pabrik (10 tahun)

R = *Cash Flow* berdasarkan pendapatan akhir tahun

S = Nilai modal yang akan datang dikoreksi dengan *salvage value* dan *working capital*

CF = *Cash flow* setelah pajak

n = Umur ekonomi

FCI = *Fixed Capital Investment*

WC = *Working Capital*

SV = *Salvaage Value* (10% FCI)

I = *Interest/ Discounted Cash Flow*

$$CF = FCI + SV + WC$$

Trial & error untuk mencari harga i.

$$R = S$$

Jika persamaan (1) = persamaan (2) maka dengan trial dan eror diperoleh *interest* ,Nilai bunga komersial saat ini berkisar 16 % per tahun (sumber: *BNI.co.id.*), sehingga nilai *interest* pabrik lebih besar dibandingkan bunga bank.

11. Bagaimana cara menghitung *Salvaage Value* ?

Jawaban :

SV = 10% dari FCI (*Fix Capital Investment*)

Dimana FCI =

<i>Direct Plant Cost</i>
<i>Contractor fee (10%)</i>
<i>Contingency (15%)</i>

BAB I PENDAHULUAN

A. Latar Belakang

Indonesia merupakan salah satu negara berkembang, dengan banyak potensi. Salah satunya adalah potensi bahan alam yang tersedia melimpah di negara ini. Bila potensi ini diolah dengan baik tentunya dapat menjadi penyokong perekonomian. Tidak bisa dipungkiri bahwa perekonomian Indonesia dari waktu ke waktu mengalami perubahan yang cukup signifikan. Karena mulai dirambahnya perindustrian untuk dapat bersaing dalam pasar global, seperti industri kimia. Salah satunya *maleic anhydride* ($C_4H_2O_3$) atau disebut juga 2,5-furandione yang sedang coba dirambah oleh perindustrian negara kita. Bahan ini banyak digunakan dalam industri kimia, seperti *fiber glass*, *lubrication additives*, *fumaric acid*, *alkyl resin*, *agricultur chemical*, *plastic*, *lubricant additive* dan lain- lain.

Dari paparan diatas terlihat bahwa *maleic anhydride* memiliki potensi yang cukup menjanjikan jika diproduksi dalam skala industri. Tentunya pendirian pabrik *maleic anhydride* nantinya dapat memberikan dampak positif bagi devisa negara, karena pabrik ini tergolong sedikit untuk negara berkembang, seperti Indonesia. Selain untuk memberi pengaruh yang cukup signifikan bagi perekonomian, juga untuk memenuhi kebutuhan akan *maleic anhydride* baik dalam negeri maupun luar negeri.

Pemanfaatan bahan baku lokal (dalam negeri) dalam perancangan pabrik dengan orientasi baik pasar dalam maupun luar negeri akan menjadi usaha untuk mengurangi pertumbuhan negatif dari industri kimia mengingat semakin meningkatnya nilai kurs dolar sekarang ini.

B. Prospek Pasar

1. Data ekspor import (Balai Pusat Statistik) 5 tahun belakangan

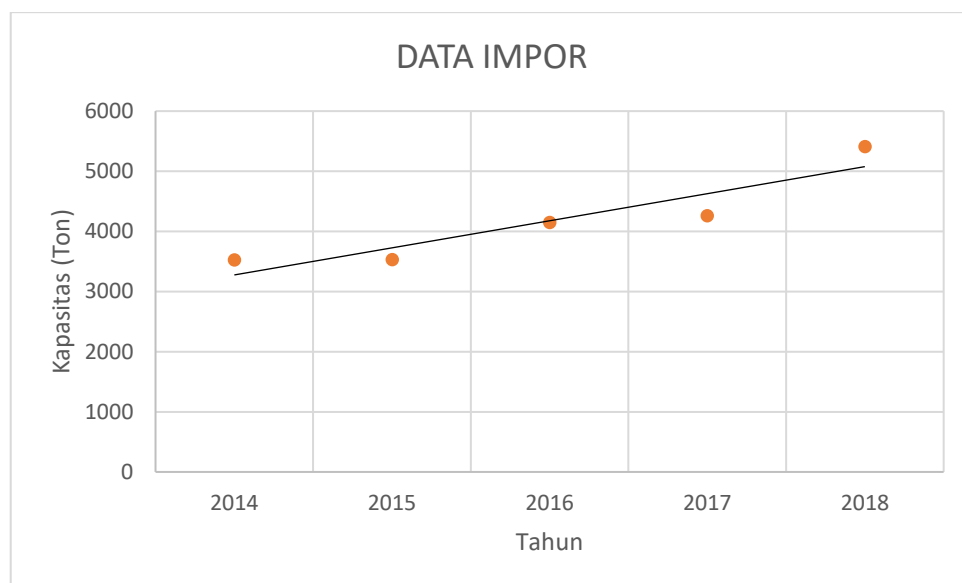
Maleic Anhydride ini masih sedikit diproduksi di Indonesia hanya di produksi oleh PT. Justus Kimia Raya Sebesar 14000 ton/ tahun. Untuk mencapai kebutuhan dalam negeri yang cukup besar akan *Maleic Anhydride* ini maka Pemerintah Indonesia mengimpornya dari Cina dengan harga yang cukup mahal tabel berikut menunjukkan data ekspor - impor *maleic anhydride* yang diimpor Indonesia setiap tahunnya.

Tabel 1.1 Data Impor *Maleic Anhydride* Indonesia Tahun 2014-2018

Tahun	Kapasitas (Ton)
2014	3527,033
2015	3530,62
2016	4150,035
2017	4262,054
2018	5412,653

Sumber : (Badan Pusat Statistik,2014-2018)

Berdasarkan data impor *Maleic Anhydride* pada tabel 1.1 dari tahun 2014 sampai dengan tahun 2018 di dapatkan grafik perkiraan seperti di bawah ini :



Gambar 1.1 Hubungan Antara Tahun dengan Impor *Maleic Anhydride*.

Berdasarkan persamaan regresi linear yang di dapat pada gambar 1.1, dapat digunakan untuk memperkirakan kapasitas pabrik yang direncanakan berdiri tahun 2026, yaitu sebagai berikut :

Dari gambar 1.1 diperoleh persamaan regresi linear

$$Y = 616.89 X + 10299,215$$

Dimana X = Tahun ke-

Y = kebutuhan

Analog dengan persamaan diatas, jadi kebutuhan pada tahun 2026 adalah :

$$\begin{aligned} Y &= 616.89 (12) + 10299,215 \\ &= 17701,895 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Kapasitas pabrik yang sudah beroperasi sudah beroperasi, baik di dalam negeri maupun di luar negeri, sebagai berikut.

Tabel 1.2 Pabrik *Maleic Anhydride* dan Kapasitas per tahun

No.	Produsen	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
1	Amoco Chemical Co	Joliet, Illinois	40800
2	Ashland Chemical Co	Neal, West Virginia	28600
3	Miles Chemical Co	Houston, Texas	29500
4	Monsanta Co	Pensacolla, Florida	100000
5	Aristech	Neville	28200
6	Bartex Chemical Co	Island, Pennsylvania	14000
7	Justus Kimiaraya	Jakarta, Indonesia	14000

Meninjau data impor kebutuhan *maleic anhydride* Indonesia masih membutuhkan sebesar 17701,895 ton/tahun, maka ditetapkan kapasitas perancangan pabrik maleat anhidrid sebesar 30.000 ton/tahun.

C. Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik sangat berpengaruh terhadap kelangsungan hidup suatu pabrik, maka dalam menentukan tempat berdirinya perlu didasarkan pada perhitungan yang matang sehingga menguntungkan perusahaan baik dari segi teknis maupun ekonomisnya. Lokasi yang dipilih untuk pabrik ini adalah Palembang, Sumatera Selatan, yang diharapkan dapat memberikan keuntungan yang sebesar-besarnya.

Adapun faktor – faktor yang dipertimbangkan dalam pendirian pabrik *maleic anhydride* ini adalah:

1. Bahan baku

Bahan baku merupakan komponen utama yang menentukan kontinuitas suatu pabrik, oleh karena itu pabrik sebisa mungkin didirikan dekat dengan sumber bahan baku. Selain mengurangi biaya transportasi, juga akan mengurangi biaya penyimpanan bahan baku karena ketersediannya yang dekat dan cadangan batubara untuk wilayah tersebut masih melimpah dibanding daerah lain. Untuk memenuhi hal tersebut maka pabrik akan didirikan didekat PT Perta-Samtan NGL Palembang dalam memperoleh gas alam berupa n-butana.

2. Transportasi

Transportasi merupakan penunjang akan penyediaan bahan baku, pemasaran produk, dan lain-lain. Oleh karena itu sarana transportasi dan pengangkutan di Palembang sudah cukup tersedia, baik darat maupun laut. Sehingga memudahkan dalam pendistribusian bahan baku dan produk.

3. Utilitas

Utilitas terdiri dari penyediaan air, bahan bakar, listrik, dan lain-lain. Dalam hal ini air untuk keperluan industri diperoleh dari Sungai Komerling yang dekat dengan rencana lokasi pendirian pabrik, bahan bakar diperoleh dari industri migas di Palembang, dan kebutuhan akan listrik dapat dipenuhi oleh PLN kota Palembang serta pendirian generator sendiri sebagai cadangan.

4. Lingkungan

Letak pabrik ini juga berada di daerah industri sehingga faktor perundang-undangan dan peraturan setempat tidak menjadi masalah. Setelah melalui studi kelayakan Analisis Mengenai Dampak Lingkungan (AMDAL), masalah polusi baik polusi udara, polusi suara dan polusi air bisa diatasi.

5. Faktor lainnya

Pulau Sumatera memiliki iklim yang baik serta merupakan daerah transmigran untuk meratakan penduduk di Indonesia, sehingga dengan berdirinya pabrik ini di kawasan tersebut diharapkan dapat menarik tenaga kerja di Indonesia.

D. Tinjauan Pustaka

1. Proses Produksi

a. Tinjauan Berbagai Proses

Maleic anhydride dibuat dengan proses oksidasi katalitik fase uap dengan campuran udara dan hidrokarbon. Adapun bahan baku yang dapat digunakan ialah benzena, butana dan butena.

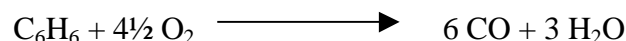
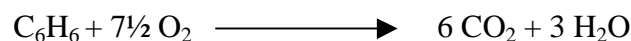
- **Oksidasi benzena**

Proses oksidasi benzena merupakan cara paling lama yang digunakan untuk memproduksi *maleic anhydride*. Karena reaksi yang berjalan sangat eksotermis maka menggunakan katalis padat *vanadium penta-oxide* yang diletakkan dalam *multitube* dengan pendingin dari suatu larutan yang disirkulasi melalui *shell side* dari reaktor.

Reaksi:



Reaksi samping:

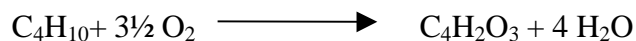


Reaktor dijaga pada suhu 400-450°C pada tekanan 2-3 atm, dengan *yield* dari *maleic anhydride* berbasis *benzene* adalah 50-60% (Faith-Keyes, 1970) *Recovery* gas *maleic anhydride* yang terbentuk dicairkan dengan menggunakan kondensasi parsial, sedangkan gas yang belum terkondensasi dialirkan ke *scrubber* untuk dicuci sebagai *maleic anhydride* dan proses selanjutnya dilakukan proses pemurnian. Dalam proses *recovery* timbul satu permasalahan dimana terjadi isomerisasi *maleic anhydride* yang pada akhirnya akan menghasilkan *fumaric acid*. Isomerisasi ini dapat dihindari dengan menggunakan waktu tinggal yang lebih pendek (Kirk & Othmer, 1978).

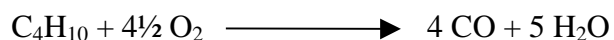
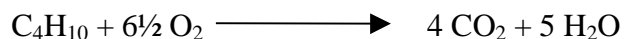
- **Oksidasi butana**

Maleic anhydride dengan oksidasi butana mulai diproduksi komersial oleh Monsanto Co pada tahun 1974 dengan menggunakan katalis *vanadium phosphorus oxide* ((VO)₂P₂O₇) reaksi yang berjalan sangat eksotermis.

Reaksi:



Reaksi samping:



Adapun kondisi operasi 390 – 430 °C dan tekanan diatas tekanan atmosferis yaitu 1,7-3,72 atm. Dengan nilai konversi total butana minimal sebesar 90% dan persen selektivitas untuk C₄H₂O₃ sebesar 75%, CO₂ sebesar 15% dan CO sebesar 10% (US Patent 4231943,1980). Konsentrasi n-butana dibatasi <1,7% mol agar tetap dibawah *explosive limits* butana. (Kirk & Othmer, 1978).

Dari berbagai proses tersebut sebagai dasar di bagian penentuan proses dapat dilihat dalam Tabel 1.3.

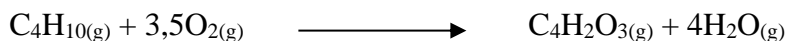
Tabel 1.3. Harga Bahan Baku dan Produk

Bahan	MR (kg/kgmol)	Harga (\$/kg)
Maleat Anhidrat (C ₄ H ₂ O ₃)	98	6
n-Butana (C ₄ H ₁₀)	58	2,5
Benzene (C ₆ H ₆)	78	2,05

(Sumber: Aries&Newton, chemical engineering cost estimation dan Alibaba.com)

Data-data di atas menjadi dasar dari penentuan potensial ekonomi dari reaksi sebagai berikut :

Reaksi I



$$\begin{aligned} \text{Potensial Ekonomi (EP)} &= \text{BM C}_4\text{H}_2\text{O}_3 \cdot \text{Harga C}_4\text{H}_2\text{O}_3 - \text{BM C}_4\text{H}_{10} \cdot \text{Harga C}_4\text{H}_{10} \\ &= (98 \times 6) - (58 \times 2,5) \\ &= \$ 443 / \text{kgmol C}_4\text{H}_2\text{O}_3 \end{aligned}$$

Reaksi II



$$\begin{aligned} \text{Potensial Ekonomi (EP)} &= \text{BM C}_4\text{H}_2\text{O}_3 \cdot \text{Harga C}_4\text{H}_2\text{O}_3 - \text{BM C}_6\text{H}_6 \cdot \text{Harga C}_6\text{H}_6 \\ &= (98 \times 6) - (78 \times 2,05) \\ &= 428,1 / \text{kgmol C}_4\text{H}_2\text{O}_3 \end{aligned}$$

b. Pemilihan Proses (Ekonomi Teknik)

Tabel 1.4 Perbandingan Pemilihan Proses

No	Keadaan	Proses Butana	Proses Benzene
1	Fasa	Gas-Gas ***	Gas-Gas ***
2	Reaktor	Fixed Bed **	Fixed bed **
3	Kondisi Operasi	T= 390-450°C P= 1,7-3,72 atm ***	T= 400-450°C P= 2-3 atm **
4	Tipe reaksi	Eksotermis ***	Eksotermis ***
5	Katalis	<i>Vanadium Phosporus Oxide</i> **	<i>Vanadium Penta-Oxide</i> **
6	Yield	85% ***	50-60% **
7	Potensial Ekonomi	\$ 443 /kgmol ***	\$ 428,1 /kgmol **
8	Hasil samping	H ₂ O, CO ₂ , CO *	H ₂ O, CO ₂ , CO *
Total Bintang		20	17

Keterangan : *** : Sangat Baik

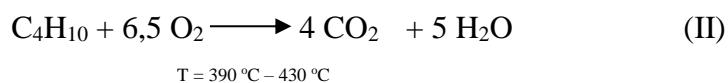
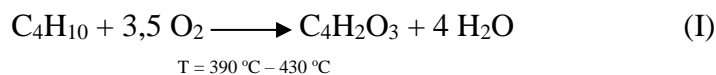
** : Baik

* : Kurang Baik

Dalam pemilihan proses pra-rancangan pabrik maleat anhidrat dipilih metode yang paling mudah dan terjangkau untuk memperoleh keuntungan yang banyak, yaitu proses butana dengan udara, pada kondisi operasi 1,7-3,72 atm dan suhu 390-430 °C dengan *yield* yang di peroleh adalah 85%. Selain itu proses ini memiliki potensial ekonomi yang memenuhi syarat, potensial ekonomi yang cukup tinggi akan menghasilkan keuntungan yang besar.

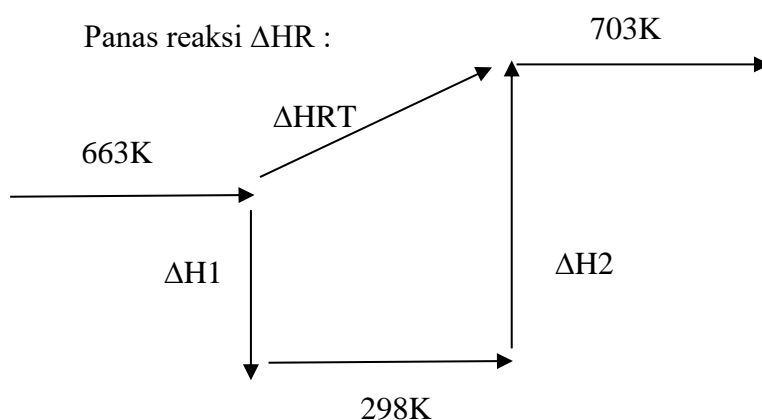
c. Tinjauan Termodinamika

Reaksi pembentukan maleat anhidrid :



Dipilih suhu reaktor : $390^\circ\text{C} = 663\text{K}$, $430^\circ\text{C} = 703\text{K}$

Panas reaksi ΔHR :



Tabel 1.5 Data Kapasitas Panas (J/(mol.K))

$$C_{pi} = A + B T + C T^2 + D T^3 + E T^4$$

No	Senyawa	A	B	C	D	E	ΔHf^0 (kJ/mol)
1.	CO	29,556	$-6,5807 \cdot 10^{-3}$	$2,0130 \cdot 10^{-5}$	$-1,2227 \cdot 10^{-8}$	$2,2617 \cdot 10^{-12}$	-110,54
2.	CO ₂	27,437	$4,2315 \cdot 10^{-2}$	$-1,9555 \cdot 10^{-5}$	$3,9968 \cdot 10^{-9}$	$-2,9872 \cdot 10^{-13}$	-393,51
3.	C ₄ H ₂ O ₃	-72,015	1,0423	$-1,8716 \cdot 10^{-3}$	$1,6527 \cdot 10^{-6}$	$-5,5647 \cdot 10^{-10}$	-398,3
4.	C ₄ H ₁₀	20,056	$2,8153 \cdot 10^{-1}$	$-1,3143 \cdot 10^{-5}$	$-9,4571 \cdot 10^{-8}$	$3,4149 \cdot 10^{-11}$	-126,15
5.	H ₂ O	33,933	$-8,4186 \cdot 10^{-3}$	$2,9906 \cdot 10^{-5}$	$-1,7825 \cdot 10^{-8}$	$3,6934 \cdot 10^{-12}$	-241,8
6.	O ₂	29,526	$-8,8999 \cdot 10^{-3}$	$3,8083 \cdot 10^{-5}$	$-3,2629 \cdot 10^{-8}$	$8,8607 \cdot 10^{-12}$	0

(Yaws, Ch.2,30-55, Heat Capacity of Gas)

- Mencari ΔH_{RT} untuk reaksi I :

$$\Delta H_{RT(1)} = \Delta H_1 + \Delta H_{298} + \Delta H_2$$

$$\begin{aligned} \Delta H_1 &= \int_{663}^{298} C_p \text{C4H10} \, dT + 3,5 \int_{663}^{298} C_p \text{O2} \, dT \\ &= [20,056T + (\frac{1}{2}2,8153 \cdot 10^{-1}T^2) - (\frac{1}{3}1,3143 \cdot 10^{-5}T^3) - (\frac{1}{4}9,4571 \cdot 10^{-8}T^4) + (\frac{1}{5}3,4149 \cdot 10^{-11}T^5)] + [29,526T - (\frac{1}{2}8,8999 \cdot 10^{-3}T^2) + (\frac{1}{3}3,8083 \cdot 10^{-5}T^3) - (\frac{1}{4}3,2629 \cdot 10^{-8}T^4) + (\frac{1}{5}8,8607 \cdot 10^{-12}T^5)] \\ &= [20,056(298-663) + (\frac{1}{2}2,8153 \cdot 10^{-1}(298^2-663^2)) - (\frac{1}{3}1,3143 \cdot 10^{-5}(298^3-663^3)) - (\frac{1}{4}9,4571 \cdot 10^{-8}(298^4-663^4)) + (\frac{1}{5}3,4149 \cdot 10^{-11}(298^5-663^5))] + [29,526(298-663) - (\frac{1}{2}8,8999 \cdot 10^{-3}(298^2-663^2)) + (\frac{1}{3}3,8083 \cdot 10^{-5}(298^3-663^3)) - (\frac{1}{4}3,2629 \cdot 10^{-8}(298^4-663^4)) + (\frac{1}{5}8,8607 \cdot 10^{-12}(298^5-663^5))] \\ &= [-52012,1] + 3,5[-11290,76] \\ &= -91529,76 \text{ J/mol} = -91,52976 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\Delta H_{298} = \Delta H_f^0 \text{ produk} - \Delta H_f^0 \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned} &= [\Delta H_f^0 \text{C}_4\text{H}_2\text{O}_3 + 4\Delta H_f^0 \text{H}_2\text{O}] - [\Delta H_f^0 \text{C}_4\text{H}_{10} + 3,5\Delta H_f^0 \text{O}_2] \\ &= [-398,3 + 4 \cdot (-241,8)] - [-126,15 + 0] \\ &= -1239,35 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_2 &= \int_{298}^{703} C_p \text{C4H10} \, dT + 3,5 \int_{298}^{703} C_p \text{O2} \, dT + \int_{298}^{703} C_p \text{C4H2O3} \, dT + 4 \int_{298}^{703} C_p \text{H2O} \, dT \\ &= [20,056T + (\frac{1}{2}2,8153 \cdot 10^{-1}T^2) - (\frac{1}{3}1,3143 \cdot 10^{-5}T^3) - (\frac{1}{4}9,4571 \cdot 10^{-8}T^4) + (\frac{1}{5}3,4149 \cdot 10^{-11}T^5)] + 3,5[29,526T - (\frac{1}{2}8,8999 \cdot 10^{-3}T^2) + (\frac{1}{3}3,8083 \cdot 10^{-5}T^3) - (\frac{1}{4}3,2629 \cdot 10^{-8}T^4) + (\frac{1}{5}8,8607 \cdot 10^{-12}T^5)] + [-72,015T + (\frac{1}{2}1,0423T^2) - (\frac{1}{3}1,8716 \cdot 10^{-3}T^3) + (\frac{1}{4}1,6527 \cdot 10^{-6}T^4) - (\frac{1}{5}5,5647 \cdot 10^{-10}T^5)] + 4[33,933T - (\frac{1}{2}8,4186 \cdot 10^{-3}T^2) + (\frac{1}{3}2,9906 \cdot 10^{-5}T^3) - (\frac{1}{4}3,2629 \cdot 10^{-8}T^4) + (\frac{1}{5}8,8607 \cdot 10^{-12}T^5)] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= [20,056(703-298) + (\frac{1}{2}2,8153 \cdot 10^{-1}(703^2-298^2)) - (\frac{1}{3}1,3143 \cdot 10^{-5}(703^3-298^3)) - (\frac{1}{4}9,4571 \cdot 10^{-8}(703^4-298^4)) + (\frac{1}{5}3,4149 \cdot 10^{-11}(703^5-298^5))] + \\
&3,5[29,526(703-298) - (\frac{1}{2}8,8999 \cdot 10^{-3}(703^2-298^2)) + (\frac{1}{3}3,8083 \cdot 10^{-5}(703^3-298^3)) - (\frac{1}{4}3,2629 \cdot 10^{-8}(703^4-298^4)) + (\frac{1}{5}8,8607 \cdot 10^{-12}(703^5-298^5))] + [- \\
&72,015(703-298) + (\frac{1}{2}1,0423(703^2-298^2)) - (\frac{1}{3}1,8716 \cdot 10^{-3}(703^3-298^3)) + (\frac{1}{4}1,6527 \cdot 10^{-6}(703^4-298^4)) - (\frac{1}{5}5,5647 \cdot 10^{-10}(703^5-298^5))] \\
&+ 4[33,933(703-298) - (\frac{1}{2}8,4186 \cdot 10^{-3}(703^2-298^2)) + (\frac{1}{3}2,9906 \cdot 10^{-5}(703^3-298^3)) - (\frac{1}{4}3,2629 \cdot 10^{-8}(703^4-298^4)) + (\frac{1}{5}8,8607 \cdot 10^{-12}(703^5-298^5))] \\
&= [59351,894] + 3,5[12600,537] + [60679,807] + 4[13608,088] \\
&= 218565,9325 \text{ J/mol} = 218,5659325 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

$$\Delta H_{RT(I)} = \Delta H_1 + \Delta H_{298} + \Delta H_2$$

$$= [-91,52976 + (-1239,35) + 218,5659325] \text{ kJ/mol}$$

$$= -1112,313828 \text{ kJ/mol}$$

Dari perhitungan diatas didapat $\Delta H_{RT(I)} = -1112,313828 \text{ kJ/mol}$, artinya merupakan reaksi eksotermis.

- Mencari ΔH_{RT} untuk reaksi II :

$$\Delta H_{RT(II)} = \Delta H_1 + \Delta H_{298} + \Delta H_2$$

$$\Delta H_1 = \int_{663}^{298} C_p \text{ C4H10} \, dT + 6,5 \int_{663}^{298} C_p \text{ O2} \, dT$$

$$\begin{aligned}
&= [20,056T + (\frac{1}{2}2,8153 \cdot 10^{-1}T^2) - (\frac{1}{3}1,3143 \cdot 10^{-5}T^3) - (\frac{1}{4}9,4571 \cdot 10^{-8}T^4) + (\frac{1}{5}3,4149 \cdot 10^{-11}T^5) + [29,526T - (\frac{1}{2}8,8999 \cdot 10^{-3}T^2) + (\frac{1}{3}3,8083 \cdot 10^{-5}T^3) - (\frac{1}{4}3,2629 \cdot 10^{-8}T^4) + (\frac{1}{5}8,8607 \cdot 10^{-12}T^5)]
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= [20,056(298-663) + (\frac{1}{2}2,8153 \cdot 10^{-1}(298^2-663^2)) - (\frac{1}{3}1,3143 \cdot 10^{-5}(298^3-663^3)) - (\frac{1}{4}9,4571 \cdot 10^{-8}(298^4-663^4)) + (\frac{1}{5}3,4149 \cdot 10^{-11}(298^5-663^5))] + \\
&[29,526(298-663) - (\frac{1}{2}8,8999 \cdot 10^{-3}(298^2-663^2)) + (\frac{1}{3}3,8083 \cdot 10^{-5}(298^3-663^3)) - (\frac{1}{4}3,2629 \cdot 10^{-8}(298^4-663^4)) + (\frac{1}{5}8,8607 \cdot 10^{-12}(298^5-663^5))]
\end{aligned}$$

$$= [-52012,1]+6,5[-11290,76]$$

$$= -125402,04 \text{ J/mol} = -125,40204 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{298} = \Delta H_f^0 \text{ produk} - \Delta H_f^0 \text{ reaktan}$$

$$= [4.\Delta H_f^0 \text{CO}_2 + 5\Delta H_f^0 \text{H}_2\text{O}] - [\Delta H_f^0 \text{C}_4\text{H}_{10} + 6,5\Delta H_f^0 \text{O}_2]$$

$$= [4.(-393,51) + 5.(-241,8)] - [-126,15 + 0]$$

$$= -2656,89 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_2 = \int_{298}^{703} C_p \text{C}_4\text{H}_{10} \text{ dT} + 6,5 \int_{298}^{703} C_p \text{O}_2 \text{ dT} + 4 \int_{298}^{703} C_p \text{CO}_2 \text{ dT} + 5 \int_{298}^{703} C_p \text{H}_2\text{O} \text{ dT}$$

$$\begin{aligned} &= [20,056T + (\frac{1}{2}2,8153 \cdot 10^{-1}T^2) - (\frac{1}{3}1,3143 \cdot 10^{-5}T^3) - (\frac{1}{4}9,4571 \cdot 10^{-8}T^4) + (\frac{1}{5}3,4149 \cdot 10^{-11}T^5)] + 6,5[29,526T - (\frac{1}{2}8,8999 \cdot 10^{-3}T^2) + (\frac{1}{3}3,8083 \cdot 10^{-5}T^3) - (\frac{1}{4}3,2629 \cdot 10^{-8}T^4) + (\frac{1}{5}8,8607 \cdot 10^{-12}T^5)] + 4[27,437T + (\frac{1}{2}4,2315 \cdot 10^{-2}T^2) - (\frac{1}{3}1,9555 \cdot 10^{-5}T^3) + (\frac{1}{4}3,9968 \cdot 10^{-9}T^4) - (\frac{1}{5}2,9872 \cdot 10^{-13}T^5)] + 5[33,933T - (\frac{1}{2}8,4186 \cdot 10^{-3}T^2) + (\frac{1}{3}2,9906 \cdot 10^{-5}T^3) - (\frac{1}{4}3,2629 \cdot 10^{-8}T^4) + (\frac{1}{5}8,8607 \cdot 10^{-12}T^5)] \\ &= [59351,894] + 6,5[12600,537] + 4[17823,232] + 5[13608,088] \end{aligned}$$

$$= 280588,7525 \text{ J/mol} = 280,5887525 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{RT(II)} = \Delta H_1 + \Delta H_{298} + \Delta H_2$$

$$= -125,40204 + (-2656,89) + 280,5887525$$

$$= -2501,703288 \text{ kJ/mol}$$

Dari perhitungan diatas didapat $\Delta H_{RT(II)} = -2501,703288 \text{ kJ/mol}$, artinya merupakan reaksi eksotermis.

- Mencari ΔH_{RT} untuk reaksi III :

$$\Delta H_{RT(III)} = \Delta H_1 + \Delta H_{298} + \Delta H_2$$

$$\Delta H_1 = \int_{663}^{298} C_p \text{C}_4\text{H}_{10} \text{ dT} + 4,5 \int_{663}^{298} C_p \text{O}_2 \text{ dT}$$

$$\begin{aligned}
&= [20,056T + (\frac{1}{2}2,8153 \cdot 10^{-1}T^2) - (\frac{1}{3}1,3143 \cdot 10^{-5}T^3) - (\frac{1}{4}9,4571 \cdot 10^{-8}T^4) + (\frac{1}{5}3,4149 \cdot 10^{-11}T^5)] + [29,526T - (\frac{1}{2}8,8999 \cdot 10^{-3}T^2) + (\frac{1}{3}3,8083 \cdot 10^{-5}T^3) - (\frac{1}{4}3,2629 \cdot 10^{-8}T^4) + (\frac{1}{5}8,8607 \cdot 10^{-12}T^5)] \\
&= [20,056(298-663) + (\frac{1}{2}2,8153 \cdot 10^{-1}(298^2-663^2)) - (\frac{1}{3}1,3143 \cdot 10^{-5}(298^3-663^3)) - (\frac{1}{4}9,4571 \cdot 10^{-8}(298^4-663^4)) + (\frac{1}{5}3,4149 \cdot 10^{-11}(298^5-663^5))] + [29,526(298-663) - (\frac{1}{2}8,8999 \cdot 10^{-3}(298^2-663^2)) + (\frac{1}{3}3,8083 \cdot 10^{-5}(298^3-663^3)) - (\frac{1}{4}3,2629 \cdot 10^{-8}(298^4-663^4)) + (\frac{1}{5}8,8607 \cdot 10^{-12}(298^5-663^5))] \\
&= [-52012,1] + 4,5[-11290,76] \\
&= -102820,52 \text{ J/mol} = -102,82052 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{298} &= \Delta H_f^0 \text{ produk} - \Delta H_f^0 \text{ reaktan} \\
&= [4 \cdot \Delta H_f^0 \text{CO} + 5 \Delta H_f^0 \text{H}_2\text{O}] - [\Delta H_f^0 \text{C}_4\text{H}_{10} + 6,5 \Delta H_f^0 \text{O}_2] \\
&= [4 \cdot (-110,54) + 5 \cdot (-241,8)] - [-126,15 + 0] \\
&= -1525,01 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_2 &= \int_{298}^{703} C_p \text{C}_4\text{H}_{10} \text{ dT} + 4,5 \int_{298}^{703} C_p \text{O}_2 \text{ dT} + 4 \int_{298}^{703} C_p \text{CO}_2 \text{ dT} + 5 \int_{298}^{703} C_p \text{H}_2\text{O} \text{ dT} \\
&= [20,056T + (\frac{1}{2}2,8153 \cdot 10^{-1}T^2) - (\frac{1}{3}1,3143 \cdot 10^{-5}T^3) - (\frac{1}{4}9,4571 \cdot 10^{-8}T^4) + (\frac{1}{5}3,4149 \cdot 10^{-11}T^5)] + 6,5 [29,526T - (\frac{1}{2}8,8999 \cdot 10^{-3}T^2) + (\frac{1}{3}3,8083 \cdot 10^{-5}T^3) - (\frac{1}{4}3,2629 \cdot 10^{-8}T^4) + (\frac{1}{5}8,8607 \cdot 10^{-12}T^5)] + 4 [29,556T - (\frac{1}{2}6,5807 \cdot 10^{-3}T^2) + (\frac{1}{3}2,0130 \cdot 10^{-5}T^3) - (\frac{1}{4}1,2227 \cdot 10^{-8}T^4) + (\frac{1}{5}2,2617 \cdot 10^{-12}T^5)] + 5 [33,933T - (\frac{1}{2}8,4186 \cdot 10^{-3}T^2) + (\frac{1}{3}2,9906 \cdot 10^{-5}T^3) - (\frac{1}{4}3,2629 \cdot 10^{-8}T^4) + (\frac{1}{5}8,8607 \cdot 10^{-12}T^5)] \\
&= [59351,894] + 4,5[12600,537] + 4[12144,055] + 5[13608,088] \\
&= 232670,9705 \text{ J/mol} = 232,6709705 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{RT(III)} &= \Delta H_1 + \Delta H_{298} + \Delta H_2 \\
 &= -102,82052 + (-1525,01) + 232,67090705 \\
 &= -1395,159613 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas didapat $\Delta H_{RT(II)} = -1395,159613 \text{ kJ/mol}$, artinya merupakan reaksi eksotermis.

Tabel 1.6. Rangkuman Hasil Perhitungan Data Entalpi Reaksi

Reaksi	ΔH_1 (kJ/mol)	ΔH_{298} (kJ/mol)	ΔH_2 (kJ/mol)	ΔH_{RT} (kJ/mol)
Reaksi 1	-91,52976	-1239,35	218,5659325	-1112,313828
Reaksi 2	-125,40204	-2656,89	280,5887525	-2501,703288
Reaksi 3	-102,82052	-1525,01	232,67090705	-1395,159613

- Energi Gibbs

a. Reaksi 1

$$\begin{aligned}
 \Delta S_{R1} &= \left(\sum \int_{493}^{298} \frac{Cp_i}{T} dT \right)_{\text{reaktan}} + \left(\sum \int_{493}^{533} \frac{Cp_i}{T} dT \right)_{\text{produk}} \\
 &= \left[\int_{663}^{298} \frac{Cp_{C_4H_{10}}}{T} dT + \int_{663}^{298} \frac{Cp_{O_2}}{T} dT \right] + \int_{298}^{703} \frac{Cp_{C_4H_2O_3}}{T} dT + \\
 &\quad \int_{298}^{703} \frac{Cp_{H_2O}}{T} dT \\
 &= (-109,721 - 24,571) \text{ J/mol.K} + (124,884 + 30,087) \text{ J/mol.K} \\
 &= 20,679 \text{ J/mol.K}
 \end{aligned}$$

pada suhu 390 °C, maka energi Gibbs:

$$\begin{aligned}
 \Delta G_{R1} &= \Delta H_{R1} - T \cdot \Delta S_{R1} \\
 &= -1112313,828 \text{ J/mol} - (663 \text{ K}) \times 20,679 \text{ J/mol.K} \\
 &= -1126024,005 \text{ J/mol}
 \end{aligned}$$

nilai $\Delta G_{R1} < 0$, maka reaksi berlangsung spontan

b. Reaksi 2

$$\begin{aligned}
 \Delta S_{R2} &= \left(\sum \int_{493}^{298} \frac{Cp_i}{T} dT \right)_{\text{reaktan}} + \left(\sum \int_{493}^{533} \frac{Cp_i}{T} dT \right)_{\text{produk}} \\
 &= \left[\int_{663}^{298} \frac{Cp_{C_4H_{10}}}{T} dT + \int_{663}^{298} \frac{Cp_{O_2}}{T} dT \right] + \left[\int_{298}^{703} \frac{Cp_{CO_2}}{T} dT + \int_{298}^{703} \frac{Cp_{H_2O}}{T} dT \right] \\
 &= (-109,721 - 24,571) \text{ J/mol.K} + (37,132 + 30,087) \text{ J/mol.K} \\
 &= -67,073 \text{ J/mol.K}
 \end{aligned}$$

pada suhu 390 °C, maka energi Gibbs:

$$\begin{aligned}
 \Delta G_{R2} &= \Delta H_{R2} - T \cdot \Delta S_{R2} \\
 &= -2501703,288 \text{ J/mol} - (663 \text{ K}) \times -67,073 \text{ J/mol.K} \\
 &= -2457233,889 \text{ J/mol}
 \end{aligned}$$

nilai $\Delta G_{R2} < 0$, maka reaksi berlangsung spontan

c. Reaksi 3

$$\begin{aligned}
 \Delta S_{R3} &= \left(\sum \int_{533}^{298} \frac{Cp_i}{T} dT \right)_{\text{reaktan}} + \left(\sum \int_{493}^{573} \frac{Cp_i}{T} dT \right)_{\text{produk}} \\
 &= \left[\int_{663}^{298} \frac{Cp_{C_4H_{10}}}{T} dT + \int_{663}^{298} \frac{Cp_{O_2}}{T} dT \right] + \left[\int_{298}^{5373} \frac{Cp_{CO}}{T} dT + \int_{298}^{573} \frac{Cp_{H_2O}}{T} dT \right] \\
 &= (-109,721 - 24,571) \text{ J/mol.K} + (25,6075 + 30,087) \text{ J/mol.K} \\
 &= -78,5975 \text{ J/mol.K}
 \end{aligned}$$

pada suhu 390 °C, maka energi Gibbs:

$$\begin{aligned}
 \Delta G_{R3} &= \Delta H_{R3} - T \cdot \Delta S_{R3} \\
 &= -1395159,613 \text{ J/mol} - (663 \text{ K}) \times -78,5975 \text{ J/mol.K}
 \end{aligned}$$

$$= -1343049,471 \text{ J/mol}$$

nilai $\Delta G_{R3} < 0$, maka reaksi berlangsung spontan

3. Konstanta Kestimbangan

a. Reaksi 1

$$\Delta G_{R1} = -RT \cdot \ln(K_{eq,1})$$

$$K_{eq,1} = \exp\left(\frac{-\Delta G_{R1}}{RT}\right)$$

$$= \exp\left[\frac{-(-1126024,005) \frac{J}{mol}}{8,314 \frac{J}{mol \cdot K} 663 \text{ K}}\right]$$

$$= 5,215783318 \times 10^{88}$$

nilai $K_{eq,1} > 1$, maka reaksi berlangsung kearah kanan.

b. Reaksi 2

$$\Delta G_{R2} = -RT \cdot \ln(K_{eq,2})$$

$$K_{eq,2} = \exp\left(\frac{-\Delta G_{R2}}{RT}\right)$$

$$= \exp\left[\frac{-(-2457233,889) \frac{J}{mol}}{8,314 \frac{J}{mol \cdot K} 663 \text{ K}}\right]$$

$$= \infty$$

nilai $K_{eq,2} > 1$, maka reaksi berlangsung kearah kanan.

c. Reaksi 3

$$\Delta G_{R3} = -RT \cdot \ln(K_{eq,3})$$

$$\begin{aligned}K_{eq,3} &= \exp\left(\frac{-\Delta G_{R3}}{RT}\right) \\&= \exp\left[\frac{-(-1343049,47) \frac{J}{mol}}{8,314 \frac{J}{mol \cdot K} 633 K}\right] \\&= 6,244591273 \cdot 10^{99}\end{aligned}$$

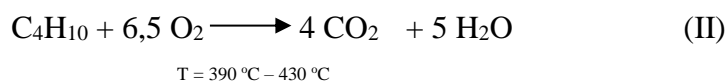
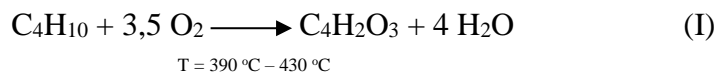
nilai $K_{eq,3} > 1$, maka reaksi berlangsung kearah kanan.

Tabel 1.7 Rangkuman Hasil Perhitungan Data Gibss dan Nilai K

Reaksi	ΔS_R	ΔG_R	$K_{eq,}$
Reaksi 1	20,679	-1126024,005	$5,215783318 \times 10^{88}$
Reaksi 2	-67,073	-2457233,889	∞
Reaksi 3	-78,5975	-1343049,471	$6,244591273 \cdot 10^{99}$

d. Tinjauan Kinetika

Secara kinetika, reaksi pembentukan maleat anhidrat mempunyai persamaan kecepatan reaksi sebagai berikut:



(Kirk-Othmer, Vol.15, Maleic Anhidride)

Kecepatan reaksinya:

$$r_1 = \frac{k_1 \cdot (K_1 P_{O_2})^{0,5}}{1 + (K_1 P_{O_2})^{0,5}} P_B$$

$$r_2 = \frac{k_2 \cdot K_2 P_{O_2}}{1 + K_2 P_{O_2}} P_B$$

$$r_3 = \frac{k_3 \cdot K_2 P_{O_2}}{1 + K_2 P_{O_2}} P_B$$

Dengan : r_i = laju reaksi i, mol.detik⁻¹.m⁻³

k_i = laju konstanta reaksi i, detik⁻¹ (Orde 1)

P_i = Tekanan parsial komponen i, atm

K_1 = 14, koefisien kesetimbangan, atm⁻¹

K_2 = 208, koefisien kesetimbangan, atm⁻¹

$$k_1 = 2,17 \left[\frac{-13 \text{ kJ/kmol}}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{653} \right) \right], \text{ detik}^{-1}$$

$$k_2 = 1,34 \left[\frac{-25 \text{ kJ/kmol}}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{653} \right) \right], \text{ detik}^{-1}$$

$$k_3 = 0,19 \left[\frac{-16 \text{ kJ/kmol}}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{653} \right) \right], \text{ detik}^{-1}$$

R = Tetapan gas ideal (kJ/kmol.K)

(Lorences,2003)

e. Pemilihan Reaktor

Reaksi pada N - Butana dan Udara berlangsung pada fase gas-gas, dan bersifat eksotermis dan menggunakan katalis *vanadium phospat oxide* ((VO)₂P₂O₇) sehingga digunakan reactor *fixed bed multi tube* yang dilengkapi dengan pendingin. Dengan kondisi operasi pada suhu 390 – 430 °C dan tekanan 2 atm. Reaksi n-butana dan udara menghasilkan hasil samping yaitu karbon dioksida, karbon monoksida, air.

BAB II

PROSES PRODUKSI

A. Bahan Baku, Bahan Pembantu, dan Produk

1) Bahan Baku

a) N-Butana

- Rumus Kimia : C_4H_{10}
- Berat Molekul : 58,123 gr/mol
- Fase : Cair
- Titik didih (1 atm) : $-0,35\text{ }^\circ\text{C}$
- Titik beku (1 atm) : $-138,14\text{ }^\circ\text{C}$
- Titik kritis (1 atm) : $152,18\text{ }^\circ\text{C}$
- Titik Nyala (1 atm) : $-60\text{ }^\circ\text{C}$
- Ambang Ledakan : 1,8 – 8,4%
- Panas Pembentukan : $-126,15\text{ kJ/mol}$
- Densitas (g/ml) at $30\text{ }^\circ\text{C}$: 0,5672
- Viskositas at $30\text{ }^\circ\text{C}$: 0,1606 cP
- Kemurnian : 99% Butana, 1% Pentana
- Kelarutan : in water 61,4g/ 100g solvent at $25\text{ }^\circ\text{C}$
: in water 19,031mol/ 100mol solvent at $25\text{ }^\circ\text{C}$
- Kapasitas panas (J/mol.K) : 102,314
- MSDS : Mudah terbakar
Titik nyala $-60\text{ }^\circ\text{C}$
Ambang ledakan 1,8 – 8,4 %

(PT. Perta-Samtan NGL Palembang, 2017)

b) Udara

- Berat Molekul : 28,96 gr/mol
- Fase : Gas
- Titik didih campuran(1atm) : -195,65 °C
- Titik beku campuran(1atm) : -209,85 °C
- Titik kritis : -146,9 °C
- Warna : Tidak Berwarna
- Densitas (gr/lt) : $0,43533 \times 0,28772^{-(1-T/TC)^{0,2924}}$
- Viskositas gas (μp) : $44,244 + 5,62 \cdot 10^{-1} \cdot T - 1,13 \cdot 10^{-4} \cdot T^2$
- Kemurnian : 78,09% nitrogen, 20,95% oksigen, 0,93% argon, 0,04% (karbon dioksida, neon, helium, metana, kripton, hidrogen, xenon, ozon, radon).
- Tekanan Kritis : 50,43 bar
- Parameter kelarutan : $8,182 (\text{joule}/\text{cm}^3)^{0,5}$
- Kapasitas Panas (J/mol K) : $29,526 - 8,899 \cdot 10^{-3}T + 3,8083 \cdot 10^{-5}T^2 - 3,2629 \cdot 10^{-8}T^3 + 8,8607 \cdot 10^{-12}T^4$

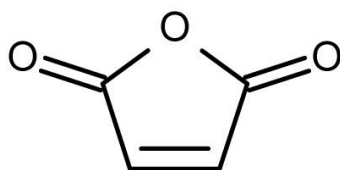
(Sumber : Yaws)

2) Katalis***Vanadium-Phosporus-Oxide***

- Rumus Kimia : $(\text{VO})_2\text{P}_2\text{O}_7$
- Densitas : $1890 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$
- Diameter Partikel : 6,4 mm
- Bantuk Partikel : Bulat.
- Porositas Bed : $0,184 \text{ gr}/\text{cm}^3$
- Umur Katalis : 4 Tahun
- Luas Permukaan : $50 \text{ m}^2/\text{gram}$

3) Produk

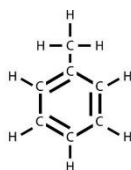
Maleic Anhydride



- Rumus kimia : $C_4H_2O_3$
- Berat molekul : 98,058 gram/mol
- Fase : Padat
- Titik didih (1 atm) : 202,15 °C
- Titik beku (1 atm) : 53 °C
- Titik Kritis (1 atm) : 448 °C
- Densitas (g/ml) at 30 °C : 1,3522
- Viskositas gas (μ p) at 30 °C : 76,2282
- Viskositas cairan(cp) at 30°C : 2,5865
- Kemurnian : 99,9 % mass maleic anhydride, 0,1 % MIBK
- Kelarutan : -in toluene 227 g/ 100g solvent at 25 °C
: -in acetone 112 g/ 100 g solvent at 25 °C
: -in ethyl acetate 52,5 g/ 100 g solvent at 25 °C
- Kapasitas Panas Gas at 30°C: 113,2568 J/mol.K
- Kapasitas Panas Padat at °C : 119,287 J/mol.K
- Moment dipole : $13,2 \cdot 10^{-30} \text{ C/m}^e$
- Moment dipole of water : $6,2 \cdot 10^{-30} \text{ C/m}^e$
- MSDS : Menyebabkan kulit terbakar dan kerusakan mata
Menyebabkan reaksi alergi terhadap kulit
Menyebabkan gejala asma atau kesulitan bernafas jika tertutup

4) Data Pelarut

Toluena (C₇H₈)

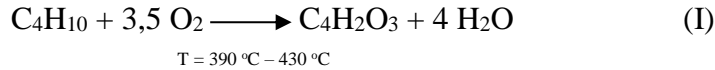


- Bentuk : Cair (Tidak Berwarna)
- Titik beku (1 atm) : -94,82 °C
- Titik Didih(1 atm) : 110,78 °C
- Titik Kritis(1 atm) : 318,8 °C
- Tekanan kritis : 40,4639 atm
- Kemurnian : 80% Toluena, 20% Metil Isobutil Keton
- Kapasitas Panas Fase Cair : 158,3603 J/mol.K
- Rapat Massa Fase Cair (30°C) : 0,8602 g/ml
- Viskositas cair at 30 °C : 0,5191 cP

Sumber: PT Insoclay Acidatama Indonesia, 2017

B. Uraian Singkat Proses

Dalam produksi maleat anhidrat dapat diperoleh dengan cara mereaksikan n-butana dengan udara di dalam reaktor dengan persamaan reaksi seperti berikut :

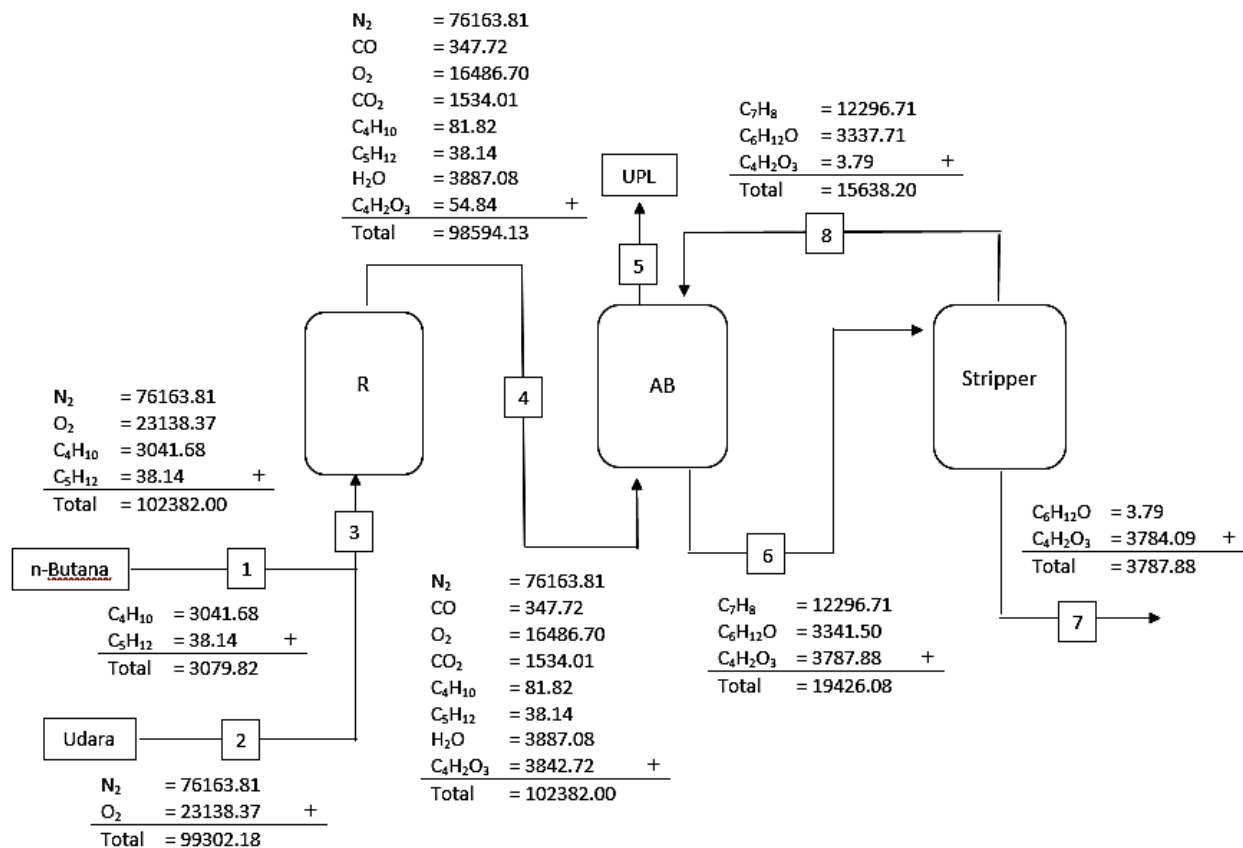


(Kirk-Othmer, Vol.15, Maleic Anhydride)

Reaksi berlangsung di dalam reaktor *fixed bed* (R-01) dengan kondisi reaksi eksotermis, kondisi yang digunakan untuk mereaksikan n-butana dan udara di dalam reaktor pada suhu 390-430 °C dengan tekanan 2 atm, produk keluar reaktor merupakan maleat anhidrat, n-butana yang tidak ikut bereaksi, H₂O, CO, CO₂, O₂ dan *inert*. Campuran gas tersebut kemudian dialirkan menuju absorber (AB-01) setelah gas panas tersebut di *recovery* dengan cara integrasi panas pada (HE-01) dan (HE-02), untuk menjerab produk maleat anhidrat dengan menggunakan *solvent* toluena. Kemudian *solvent* dan *impurities* dipisahkan dari produk maleat anhidrat pada *stripper* (ST-01) dengan terlebih dahulu dipanaskan menggunakan integrasi panas pada (HE-02) dan dengan Hitech pada (HE-03) hingga mencapai suhu operasi puncak *stripper* yaitu 119,7 °C, juga untuk meningkatkan kemurnian maleat anhidrat hingga 99,9% massa sebagai hasil bawah, mengikuti kesetimbangan fasa antara cair-gas dengan menentukan tekanan operasi yang rendah karena komponen yang ingin dipisahkan adalah toluena lalu men-*trial* suhu operasi. Produk dari *bottom stripper* akan didinginkan hingga mendekati suhu 100°C menggunakan (CL-01) kemudian dimasukkan pada *flaker* (FL-01) untuk proses pendinginan butiran cair sampai dibawah titik bekunya menggunakan *cooling drum*. Hasil *flake* kering kemudian ditampung sementara di silo-01 (SL-01) ditransfer menggunakan *belt conveyor* (BC-01) dan *bucket elevator* (BE-01).

C. Diagram Alir

1. Diagram Alir Kuantitatif (Kg/jam)

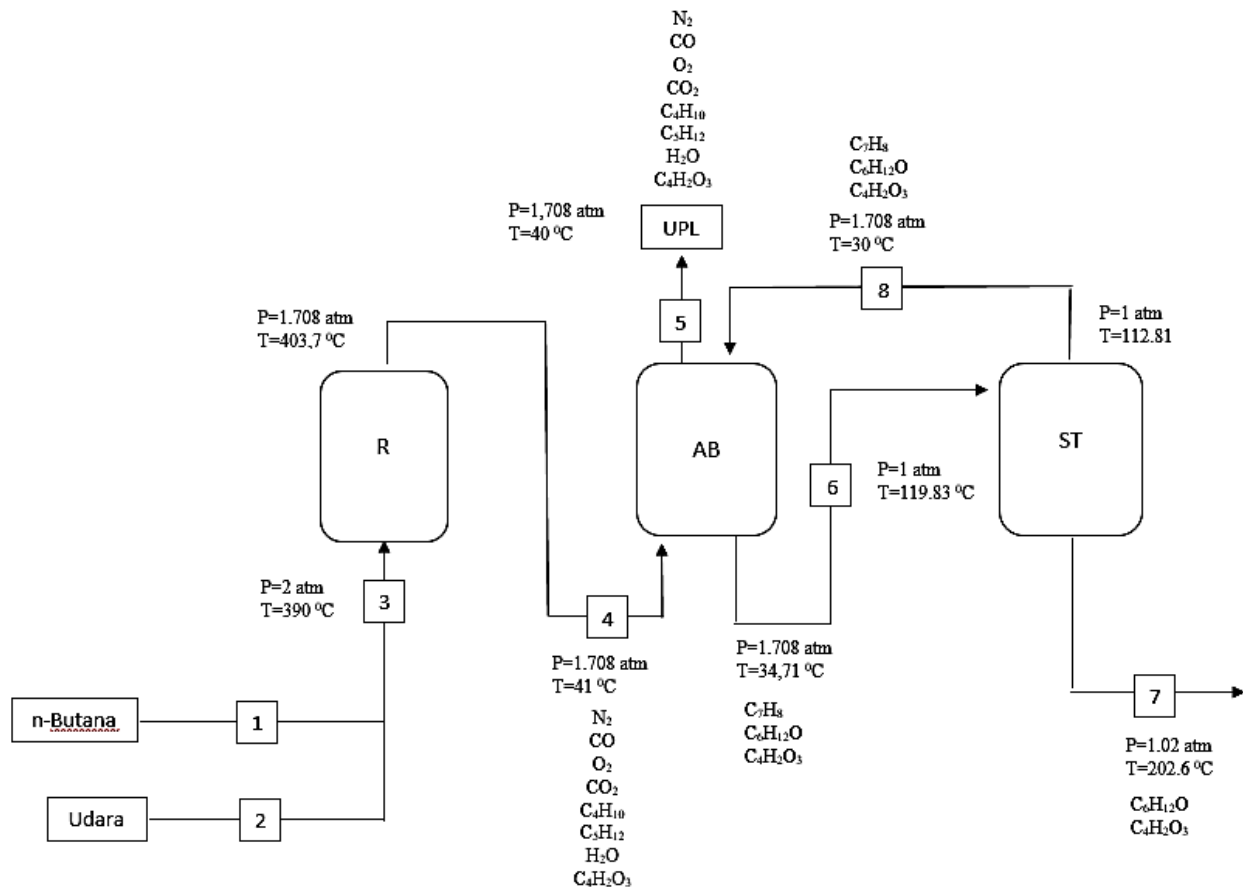


Gambar 2.1 Diagram Alir Kuantitatif

Total Arus Masuk (Arus 3) = 102382.00 kg/jam

Total Arus Keluar (Arus 5 + 7) = 102382.00 kg/jam

2. Diagram Alir Kualitatif



Gambar 2.2 Diagram Alir Kualitatif

D. Tata Letak

Penyusunan tata ruang dalam perencanaan suatu pabrik terbagi atas :

1. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah kedudukan bagian – bagian pabrik meliputi area proses dan area fasilitas pabrik lainnya yang disusun sedemikian rupa sehingga pabrik dapat beroperasi secara aman, efektif dan efisien.

Tata letak pabrik harus disusun dengan baik, hal tersebut bertujuan :

- a. Mempermudah akses keluar masuk pabrik, baik untuk manusia maupun barang.
- b. Mempermudah pemasangan, pemeliharaan dan perbaikan peralatan.
- c. Membuat proses pengolahan dari bahan baku hingga menjadi produk berlangsung secara efisien.
- d. Mengantisipasi dampak yang mungkin timbul apabila terjadi musibah seperti ledakan, kebakaran dan sebagainya.
- e. Mengoptimalkan keuntungan

Untuk mencapai tujuan tersebut diatas, maka hal hal yang perlu diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik yang baik, antara lain :

- a. Luas area yang tersedia

Pabrik maleat anhidrat akan didirikan di atas tanah yang masih kosong, sehingga tata letak pabrik tidak dipengaruhi adanya bangunan lain. Pemakaian tempat harus disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah mahal maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian area, sehingga peralatan tertentu diletakkan diatas peralatan yang lain atau letak gedung dan peralatan diatur sedemikian rupa untuk menghemat tempat.

- b. Area perluasan pabrik dan penambahan bangunan

Untuk mengantisipasi kemungkinan kebutuhan tempat yang timbul di masa yang akan datang, perluasan pabrik harus dimasukkan ke dalam perencanaan sejak awal. Sebidang area khusus harus dipersiapkan untuk dipakai sebagai tempat penambahan peralatan, penambahan kapasitas pabrik atau pengolahan produk menjadi produk lain.

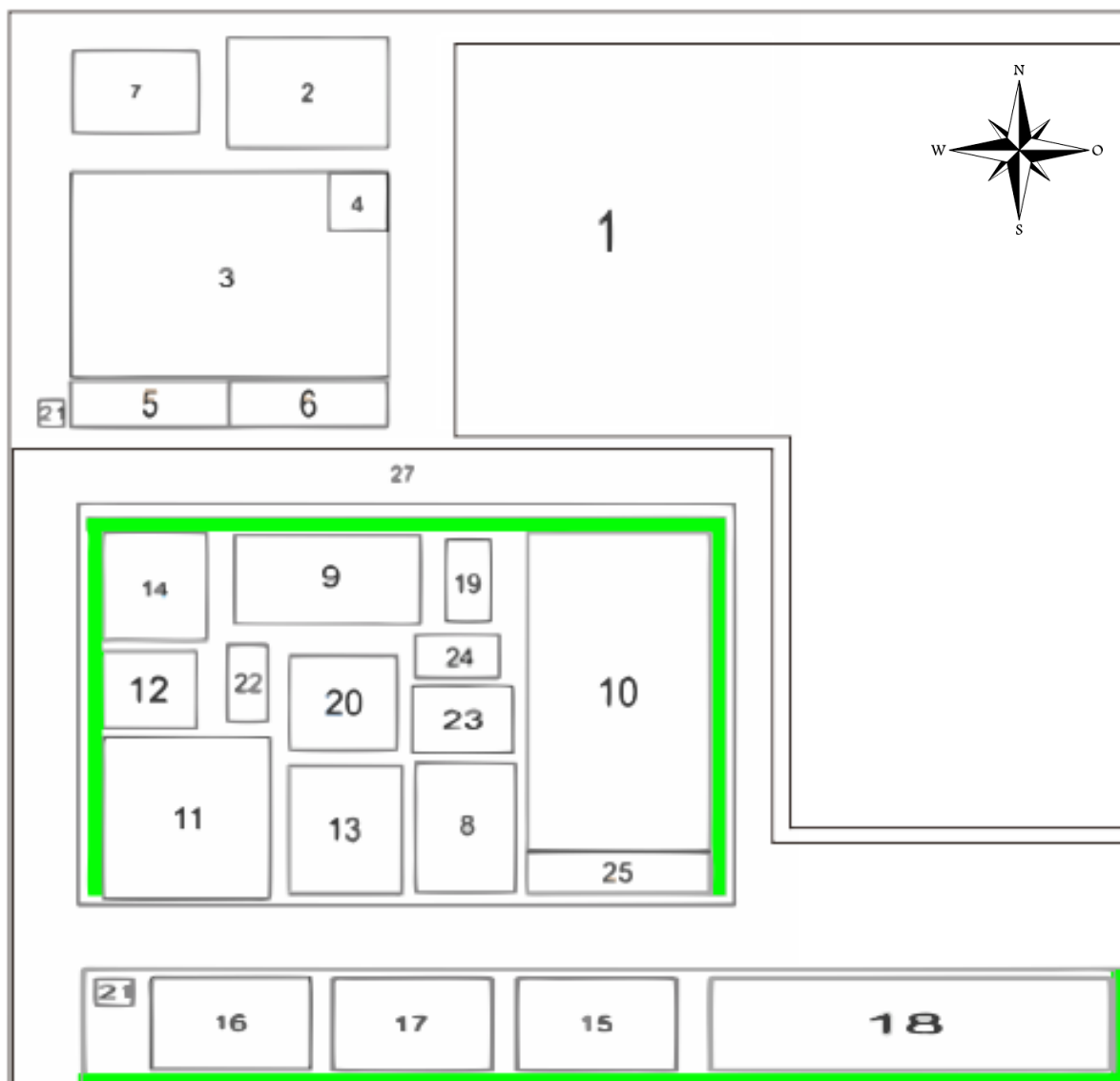
c. Utilitas

Area utilitas sebaiknya ditempatkan agak jauh dari area proses, untuk menjaga agar tidak terjadi kontak antara bahan bakar dengan sumber panas. Penempatan area utilitas sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah mencapainya, mudah dalam perawatannya sehingga dapat menjamin kelancaran proses.

d. Fasilitas karyawan seperti masjid, poliklinik, kantin dan lain – lain ditempatkan di lokasi yang mudah terjangkau dan tidak mengganggu proses.

e. Fasilitas bengkel sebaiknya dilokasi yang strategis

Skala 1: 700



Gambar 2.3 Tata Letak Pabrik

Keterangan :

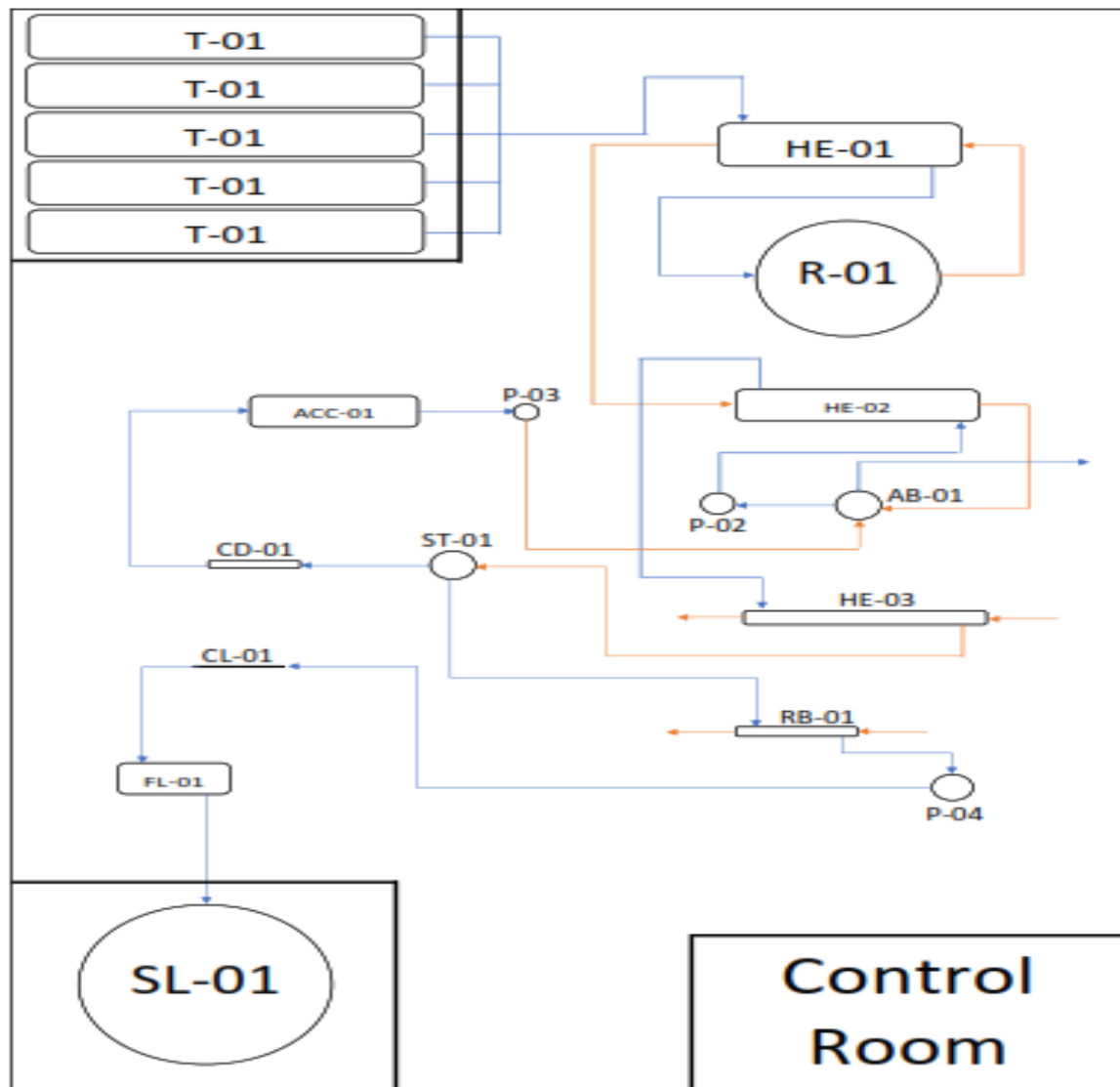
- | | | | |
|------------------------|----------------------|-------------------------|--------------------|
| 1. Area Perluasan | 8. Bengkel | 15. Parkir tamu | 22. Poliklinik |
| 2. Area Utilitas | 9. Damkar | 16. Parkir manajer | 23. Kantin |
| 3. Area Proses | 10. Gudang | 17. Parkir karyawan | 24. Koperasi |
| 4. <i>Control room</i> | 11. Kantor | 18. Parkir bis dan truk | 25. Loading gudang |
| 5. Area unloading | 12. Laboratorium | 19. Perpustakaan | 26. Taman |
| 6. Area loading | 13. Gedung serbaguna | 20. Pusdiklat | 27. Jalan |
| 7. UPL | 14. Masjid | 21. Pos jaga | |

2. Tata Letak Peralatan Proses

Tata letak peralatan proses adalah kedudukan alat – alat yang dipergunakan dalam proses produksi. Hal yang harus diperhatikan dalam menyusun tata letak peralatan adalah :

- a. Peralatan yang sejenis ditempatkan secara berkelompok untuk memudahkan pemeliharaan.
- b. Alat kontrol diletakkan pada lokasi yang mudah diamati oleh operator.
- c. Susunan alat dan pemipaan diusahakan tidak mengganggu operator.
- d. Sistem pemipaan sebaiknya diberi warna sedemikian rupa sehingga mempermudah operator untuk mengidentifikasi apabila terjadi masalah.
- e. Tata letak peralatan harus menyediakan minimal dua arah bagi karyawan untuk menyelamatkan diri apabila terjadi ledakan atau kebakaran.
- f. Peralatan yang rawan terhadap kebakaran seperti tangki penyimpan, dilengkapi tanggul untuk mengisolir lokasi apabila terjadi kebakaran.
- g. Sirkulasi udara yang baik dan cahaya yang cukup merupakan faktor penting yang mempengaruhi semangat dan hasil kerja karyawan.

Tata Letak Alat Proses



Gambar 2.4 Tata Letak Alat Proses

SKALA 1: 200

Keterangan :

- | | |
|--|----------------------|
| 1. Tangki Penyimpanan n-butana (T-01) | 9. Heater (HE-01) |
| 2. Silo Maleat Anhidrat (SL-01) | 10. Heater (HE-02) |
| 3. Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i> (R-01) | 11. Heater (HE-03) |
| 4. Absorber <i>Packed Couolumn</i> (AB-01) | 12. Cooler (CL-01) |
| 5. Stripper <i>Tray Couolumn</i> (ST-01) | 13. Reboiler (RB-01) |
| 6. Flaker <i>Cooling Drum</i> (FL-01) | 14. Pompa (P-02) |
| 7. Accumulator (ACC-01) | 15. Pompa (P-03) |
| 8. Condensor (CD-01) | 16. Pompa (P-04) |

BAB III

UTILITAS

Utilitas merupakan unit pendukung keberlangsungan proses produksi pada pabrik. Maka selain bahan baku dan bahan pembantu diperlukan kebutuhan infrastruktur terutama utilitas. Unit ini memegang peranan penting dalam produksi karena adanya unit ini maka proses produksi tidak dapat bekerja. Unit utilitas terdiri dari unit penyedia air, unit bahan bakar, unit penyediaan udara tekan dan listrik.

A. Kebutuhan Air

Air yang diperlukan untuk pabrik maleat anhidrat ini meliputi air pendingin, air kebutuhan kantor dan rumah tangga serta kebutuhan lain. Kebutuhan air dipenuhi dari Sungai Koming. Kebutuhan air dalam pabrik secara keseluruhan adalah:

- | | | |
|--|-----------|--------|
| a. Kebutuhan air untuk pendingin | = 29212,7 | kg/jam |
| b. Kebutuhan air untuk layanan umum | = 1390,6 | kg/jam |
| c. Kebutuhan air hydrant, servis, taman, dan bengkel | = 516,38 | kg/jam |

Air yang telah dibeli tersebut diolah terlebih dahulu sebelum digunakan sesuai keperluannya sehingga memenuhi persyaratan. Setelah digunakan ada sejumlah air yang hilang sehingga diperlukan tambahan supply air make up meliputi :

- | | | |
|------------------------------|-----------|--------|
| a. Air make up cooling tower | = 574,17 | kg/jam |
| c. Air sanitasi | = 1390,63 | kg/jam |
| d. Air hydrant | = 231,48 | kg/jam |

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

- | | | |
|-------------------------------------|-----------|--------|
| - Total Kebutuhan Air saat Start up | = 31119,7 | kg/jam |
| - Total Kebutuhan Air Make Up | = 2481,17 | kg/jam |

B. Kebutuhan Listrik

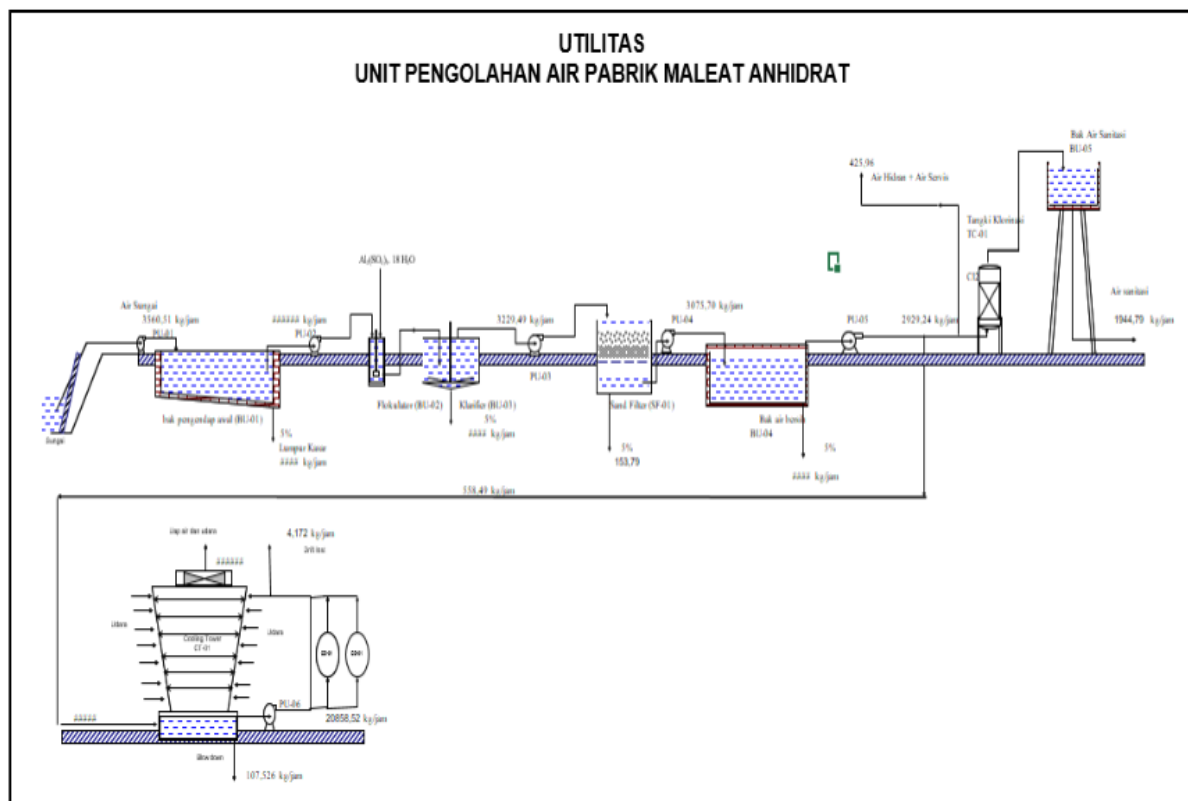
Listrik digunakan untuk menggerakkan motor penggerak alat-alat proses misalnya, pompa dan alat-alat lainnya, selain itu listrik juga digunakan untuk penerangan. Kebutuhan total sebesar 1979,23 kW atau 2474,04 kVA. Kebutuhan listrik yang bisa disediakan oleh PLN yaitu 450, 900, 1300, 2200, 3500, 3900 kVA, dll. Melihat dari data PLN tersebut, maka dipilih 3500 kVA agar dapat memenuhi kebutuhan listrik. Tetapi apabila terjadi pemadaman oleh PLN atau lain-lain, maka digunakan generator sebagai cadangan.

C. Unit Bahan Bakar

Bahan Bakar yang digunakan pada pabrik ini adalah diesel oil untuk *generator set* sebanyak 13.109,38 liter/tahun di peroleh dari PT. PERTAMINA Terdekat.

D. Unit Udara Tekan

Kebutuhan udara tekan yang digunakan untuk instrumenstasi pengendali dan alat-alat kontrol. Uraian proses pembuatan udara tekan yaitu udara lingkungan diambil dan dilewatkan pada penyaring udara (*air filter*) untuk menyaring debu-debu yang terikut. Udara kemudian dilewatkan pada tangki silika untuk diserap uap air yang terbawa ,sehingga menjadi udara kering. Udara didistribusikan dalam keadaan bersih dan kering. Untuk menaikkan tekanan udara digunakan kompressor. Kebutuhan udara tekan keseluruhan diperkirakan mencapai $78 \text{ m}^3/\text{jam}$.



Gambar 3.1 Diagram Alir Utilitas

BAB IV

MANEJEMEN PERUSAHAAN

A. Bentuk Badan Usaha

Perusahaan ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT), yaitu perusahaan yang terdiri dari pemegang saham (persero/stockholder) yang mempunyai tanggung jawab terhadap hutang-hutang perusahaan sebesar modal yang mereka setorkan dan berbadan hukum.

Perusahaan dijalankan oleh dewan direksi yang dipimpin oleh direktur utama, yang dipilih dan diangkat oleh rapat umum pemegang saham. Pemegang saham menyerahkan tugas kepada dewan komisaris untuk mengawasi segala tindakan dewan direksi. Dasar-dasar pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan perseroan terbatas adalah sebagai berikut :

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

B. Struktur Organisasi

Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu sistem *staff and line organization* (sistem garis). Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas kerja, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada 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 perusahaan dapat dilihat di Gambar 4.1. Kelebihan pada sistem organisasi ini adalah sebagai berikut :

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

C. Rencana Kerja

Pabrik maleat anhidrat direncanakan memiliki pekerja sebanyak 190 orang dan beroperasi selama 24 jam sehari. Jumlah hari kerja 330 hari selama setahun, sisa hari yang lain digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Dalam kerjanya, karyawan di bedakan 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 keatas dan semua karyawan dibagian umum. Adapun jam kerja untuk karyawan nonproduksi dapat diatur dengan perincian sebagai berikut:

Hari senin- jum'at : jam 08.00 – 17.00 WIB

Hari sabtu : Libur

Sedangkan untuk jam istirahat diatur sebagai berikut :

Selain hari jum'at : jam 12.00 – 13.00 WIB

Hari jum'at : jam 11.30 -13.00 WIB

Hari minggu dan hari libur 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 karenan 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 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 dan mendapatkan pergantian shift setiap 3 hari kerja sekali. Pada hari minggu dan hari libur hari besar semua karyawan 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 diatas dan seluruh karyawan mendapat cuti tiap tahunnya.

Tabel 4.1 Pembagian Jadwal Kerja Karyawan


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	

Keterangan :

1,2,3 dst : hari ke-

A,B,C dst : kelompok kerja shift

Libur : 

I : pukul 07.30 – 15.30 WIB

II : pukul 15.30 – 23.30 WIB

III : pukul 23.30 – 07.30 WIB

1. Jumlah Karyawan

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", Edition 4th, 2003. Jumlah tenaga kerja yang direncanakan untuk pabrik metil ester adalah :

a. Karyawan Shift

Tabel. 4.2 Perhitungan Jumlah Buruh dan Karyawan Shift

No.	Bagian	Jumlah Regu	Jumlah Buruh dan Karyawan
1.	Alat Proses	4	28
2.	Alat Utilitas	4	20
3.	Keamanan	4	16
4.	Supervisor	4	8
5.	Listrik dan Instrumentasi	4	8
6.	Control Room	4	8
7.	Laboratorium	4	8
8.	K3	4	8
Jumlah			104

b. Karyawan nonshift

Total karyawan nonshift = 86 orang

Jumlah Tenaga Kerja = 104 orang + 86 orang

= 190 orang

3. 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

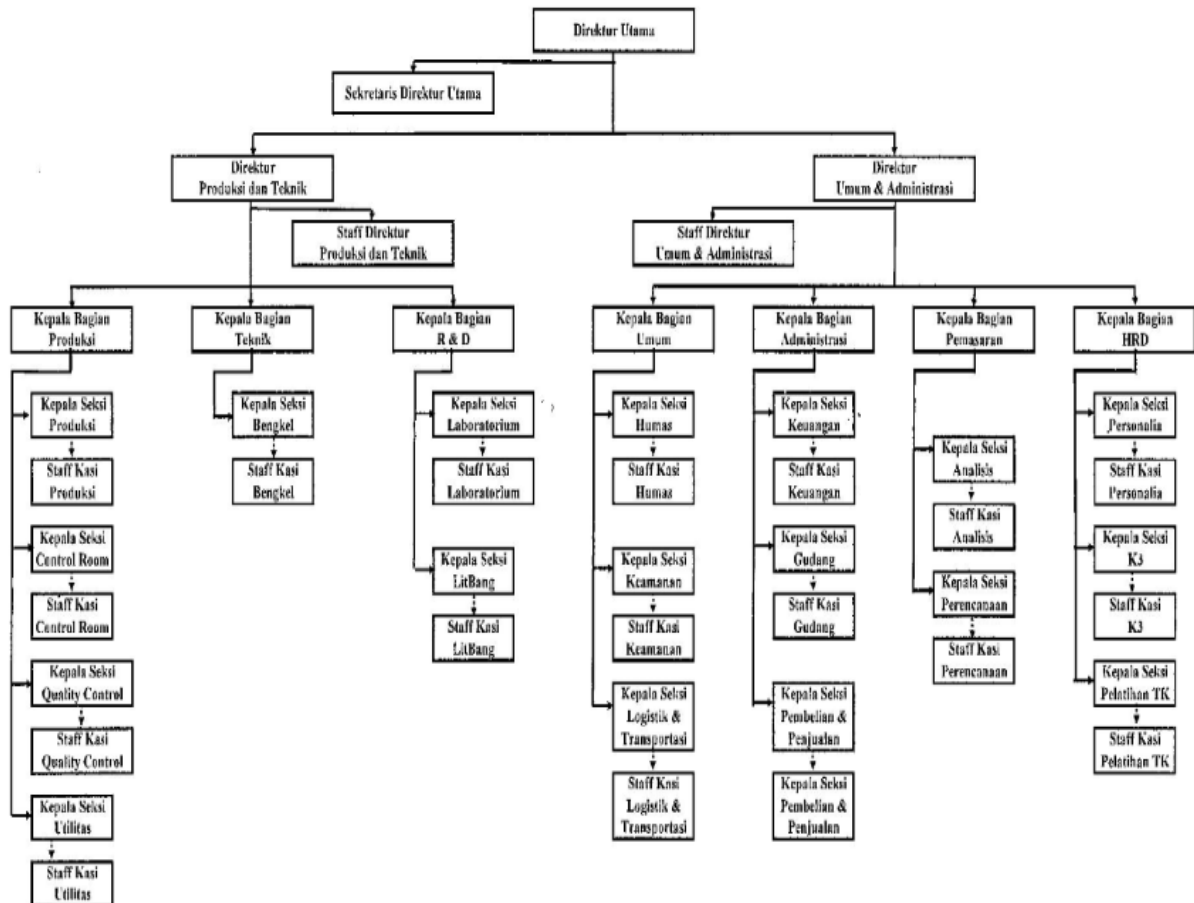
4. Jaminan Sosial

Sebagai saranan kesejahteraan, maka kepada seluruh karyawan pabrik disamping menerima gaji perbulannya, juga diberikan jaminan sosial.

Jaminan sosial tersebut seperti di bawah ini:

1. Tunjangan jabatan dan prestasi kerja
2. Tunjangan istri dan anak
3. Pakaian dinas 1 stel dan 1 pasang sepatu tiap tahun
4. Jaminan sosial suransi tenaga kerja
5. Fasilitas Olahraga, kesenian, rekreasi, pengobatan, ibadah perumahan (mess) dan angkutan dari pabrik ke mess atau perumahan dan sebaliknya.
6. Untuk direktur, manajer produksi dan manajer finansial disediakan perumahan dan mobil dinas. Sedangkan untuk kepala bagian disediakan mess atau rumah dinas dekat lokasi pabrik.

Struktur Organisasi Perusahaan



Gambar 4.1 Struktur Organisasi Perusahaan

D. EVALUASI EKONOMI

Perhitungan evaluasi ekonomi prarancangan pabrik maleat anhidrat dari n-butana dan udara dengan proses oksidasi butana meliputi penentuan harga alat, investasi biaya operasi, biaya manufacturing, dan analisis kelayakan. Untuk perkiraan harga alat digunakan sumber dari [https://:www.matche.com](https://www.matche.com)., ulrich dan aries newton dan diambil harga indeks pada tanggal 27 Juli 2021 dengan kurs dollar (Rp. 14.500).

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.

1. Investasi Modal

1.1. *Fixed Capital Investment*

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

$$\text{FCI} = \text{US \$ } 25.366.751 \text{ dan Rp. } 1.260.781.725.712$$

1.2. *Working Capital*

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

$$\text{WC} = \text{Rp. } 882.690.543.618$$

2. Harga Produksi

2.1 *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah biaya yang berhubungan langsung dengan proses produksi, diperoleh:

$$\text{Manufacturing cost} = \text{Rp. } 1.629.582.542.068$$

2.2 *General Expenses*

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

General Expenses = Rp 436.409.563.528

3. **Harga Jual**

Dalam perkiraan penjualan diambil asumsi sebagai berikut:

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

Harga jual produk Maleat Anhidrat adalah Rp. 82.639, - per kg dan ditentukan dengan melihat harga jual yang ada di pasaran.

4. **Analisa Keuntungan**

Laba yang diperoleh sebelum pajak pertambahan nilai (PPN) yang besarnya 20% adalah sebesar Rp. 408.108.018.150, - per tahun dan laba yang diperoleh setelah pajak sebesar Rp. 326.486.414.520, -.

5. **Analisa Kelayakan**

5.1. *Return On Investment*

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

ROI sebelum pajak = 25,05%

ROI sesudah pajak = 20,0%

5.2. *Pay Out Time (POT)*

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

POT sebelum pajak = 2,85 tahun

POT sesudah pajak = 3,32 tahun

5.3. *Break Event Point (BEP)*

Break Event Point adalah kondisi di mana perusahaan hanya mampu menjual (%) kapasitas produk yang dimaksud dan hasil penjualannya hanya mampu untuk membayar biaya pengeluaran atau total *annual sales* sama dengan total biaya produksi, sehingga pabrik dikatakan tidak untung maupun tidak rugi, diperoleh BEP pada 49,59% kapasitas produksi.

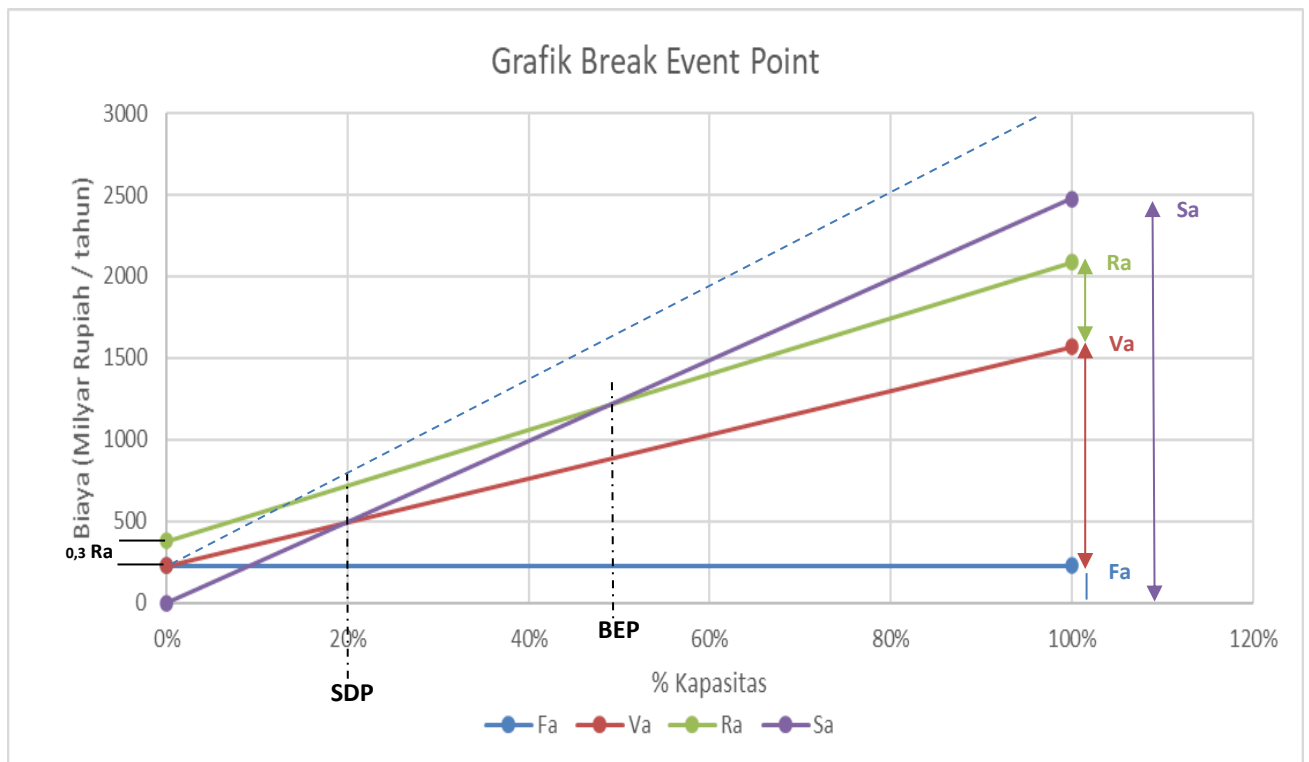
5.4. *Shut Down Point*

Shut Down Point adalah kondisi di mana hasil penjualan produk pada (%) kapasitas yang dimaksud hanya mampu untuk membayar *Fixed Cost* dan tidak mampu membayar pengeluaran yang lain, sehingga lebih baik pabrik ditutup, diperoleh SDP terjadi pada 20% kapasitas produksi.

5.5. Discounted Cash Flow (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate adalah sistem perhitungan tingkat suku bunga usaha dari suatu investasi (FCI dan *working capital*) selama waktu tertentu (misal 10 tahun) yang diperoleh dari pendapatan berupa *cashflow* (*profit*, *depresiasi*, *finance*) yang dihitung per satu tahun dengan perhitungan bunga berganda dari tahun ke 10 ke tahun sekarang. Dengan cara *trial and error*, diperoleh nilai DCFR sebesar 27,97%.

Grafik ekonomi dapat dilihat pada Gambar 4.2 dibawah ini:



Gambar 4.2 Grafik Ekonomi

Keterangan:

Fa = Biaya tetap (*fixed cost*)

Va = Biaya Variable (*Variable cost*)

Ra = Biaya mengambang (*regulated cost*)

S = Penjualan (*sales*)

TC = Total biaya (*total cost*)

BEP = Titik impas (*Break Event Point*)

SDP = *Shut Down Point*

KESIMPULAN

1. Ditinjau dari segi teknik yang meliputi pengadaan alat-alat produksi, penerapan teknologi, bahan baku, proses produksi, hasil produksi, dan tenaga kerja maka Pabrik Maleat Anhidrat dengan kapasitas produksi 30.000 ton/tahun menarik untuk dikaji lebih lanjut.
2. Berdasarkan evaluasi ekonomi, modal tetap Fixed Capital US \$ 25.366.751 dan Rp. 1.260.781.725.712. Working Capital sebesar Rp. 882.690.543.618. Analisis Ekonomi menunjukkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 25,05 % dan ROI sesudah pajak sebesar 20,0 %. Nilai POT sebelum pajak adalah 2,85 tahun dan POT sesudah pajak adalah 3,32 tahun. BEP sebesar 49,59 % kapasitas produksi, SDP sebesar 20 % kapasitas penjualan dan DCF sebesar 27,97 %. Dengan demikian ditinjau dari segi teknis dan ekonomi pabrik maleat anhidrat dari n-butana dan udara dengan proses oksidasi n-butana layak untuk dipertimbangkan dan dikaji lebih lanjut.

DAFTAR PUSTAKA

- Brownell, L.E., and Young, E.N., 1979, *Process Equipment Design*, 3rded., Wiley Eastern Ltd., New Delhi.
- Coulson and Richardson's.,1993, *Chemical Engineering*, Vol 6, 2nd ed, R. K. Sinnott, Swansea.
- Kern, D.Q., 1965, "*Process Heat Transfer*", McGraw Hill Book Co. Ltd., New York.
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1978, "Encyclopedia of Chemical Tchnology". Vol.9,4th ed., John Wiley and Sons, New York.
- Ludwig, E.E., 1984, "*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant*", 2nd ed., Vol. 3, Gulf Publishing Company, Houston, Texas.
- Mc Cabe, W. L., Smith, J. C., dan Harriott, P., 1985, *Unit Operation of Chemical Engineer*, 3rd ed., Mc. Graw Hill Book Co., New York.
- Perry, R.H., and Green, D., "Perry's Chemical Enggineering Handbook", 6th ed., McGraw-Hill Book Co. Inc., New York.
- Perry, R.H., and Green, D., "Perry's Chemical Enggineering Handbook", 7th ed., McGraw-Hill Book Co. Inc., New York.
- Petter, M.S. and Timmerhaus, K. D., 1958, *Plant Design Economic for Chemical Engineer's*, 2nd ed., Mc Graw Hill Book Company, Kogakusha, Ltd Tokyo.
- US Patent 4,231,943. 1980. "*Maleic Anhydride Production*" San Fransisco: Chevron Research Company.
- US Patent 0241309 A1.2006. "*Method for The Production of Maleic Anhydride*" DE: BASF Aktiengesellschaft Patents, Trademarks and Licenses.
- Walas, M. S., 1988, "*Chemical Process Equipment*", Butterworth Publisher, Boston.
- Yaws, C.L., 1996, "Hand Book of Thermodynamic Diagrams". Gulf Publishing Company, Texas.

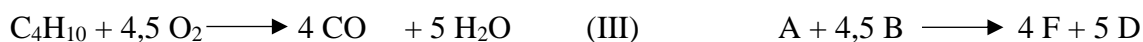
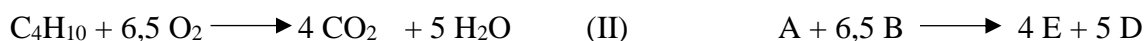
LAMPIRAN

A. NERACA MASSA

Basis : 100 kmol/jam

Bahan baku yang digunakan :

- N-butana dengan kemurnian 99% (Impuritis N-pentana 1%)
- Udara dengan kandungan 21% Oksigen dan 79% Nitrogen
- Reaksi pembentukan maleat anhidrid :



Konsentrasi butana dalam umpan dibatasi <1,7 mol% agar tetap dibawah *flammable limit* dari n-butana. (Berdasarkan jurnal *Kirk-Othmer Vol.15*). Konsentrasi mol n-butana dalam campuran dipilih 1,5 mol%.

$$\begin{aligned} \text{Mol C}_4\text{H}_{10} \text{ yang dibutuhkan} &= 1,5\% \quad \times \quad 100 \text{ kmol/jam} \\ &= 1,5 \text{ Kmol/jam} \quad \times \quad 58 \text{ kg/kmol} \\ &= 87 \text{ Kg/Jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_5\text{H}_{12} &= \frac{1\%}{99\%} \times 1,5 \text{ kmol/Jam} \\ &= 0,015 \text{ kmol/Jam} \quad \times \quad 72 \text{ kmol/Kg} \\ &= 1,09 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Mol udara} = 100 \text{ kmol} - (1,5 + 0,015) \text{ kmol} = 98,48 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned}
 \text{O}_2 &= \frac{21\%}{100\%} \times 98,48 \text{ kmol} \\
 &= 20,68 \text{ kmol/Jam} \times 32 \text{ kmol/Kg} \\
 &= 661,82 \text{ Kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{N}_2 &= \frac{79\%}{21\%} \times 20,68 \text{ kmol/Jam} \\
 &= 77,80 \text{ kmol/Jam} \times 28 \text{ kmol/Kg} \\
 &= 2178,48 \text{ Kg/jam}
 \end{aligned}$$

1. Neraca Massa pada Reaktor

- Input Reaktor

Arus 1

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
C ₄ H ₁₀	58	1,50	0,99	87,00	0,99
C ₅ H ₁₂	72	0,02	0,01	1,09	0,01
Total		1.52	1,00	88,09	1,00

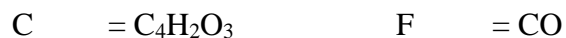
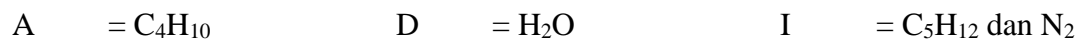
Arus 2

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
N ₂	28	77,80	0,79	2178,48	0,77
O ₂	32	20,68	0,21	661,82	0,23
Total		98.48	1,00	2840,30	1,00

Tabel 1. Stoikiometri

Komponen	Umpan	Bereaksi	Produk
A	F_{AO}	$-F_{AO}X_{A1}$ $-F_{AO}X_{A2}$ $-F_{AO}X_{A3}$	F_A
B	F_{BO}	$-3,5F_{AO}X_{A1}$ $-6,5F_{AO}X_{A2}$ $-4,5 F_{AO}X_{A3}$	F_B
C	F_{CO}	$+F_{AO}X_{A1}$	F_C
D	F_{DO}	$+4 F_{AO}X_{A1}$ $+5F_{AO}X_{A2}$ $+5F_{AO}X_{A2}$	F_D
E	F_{EO}	$+4 F_{AO}X_{A2}$	F_E
F	F_{FO}	$+4 F_{AO}X_{A3}$	F_F
Inert	F_{IO}	0	F_I
TOTAL	F_{to}	$+0,5F_{AO}X_{A1} + 1,5F_{AO}X_{A2} + 3,5 F_{AO}X_{A3}$	F_t

Diketahui :



$$X_{A \text{ Total}} = 96\%$$

$$X_{A1} = 0,7477$$

$$X_{A2} = 0,1662$$

$$X_{A3} = 0,0592$$

Limiting Reactant adalah N-butana (A).

- Output Reaktor

Arus 4

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
N ₂	28	77,80	0,77	2178,48	0,74
CO	28	0,36	0,00	9,95	0,00
O ₂	32	14,74	0,15	471,56	0,16
CO ₂	44	1,00	0,01	43,88	0,01
C ₄ H ₁₀	58	0,04	0,00	2,34	0,00
C ₅ H ₁₂	72	0,02	0,00	1,09	0,00
H ₂ O	18	6,18	0,06	111,18	0,04
C ₄ H ₂ O ₃	98	1,12	0,01	109,91	0,04
Total		101,25	1,00	2928,39	1,00

Total Masuk Reaktor = 88,09 + 2840,30 = 2928,39 kg/jam

Total Keluar Reaktor = 2928,39 kg/jam

2. Neraca Massa pada Absorber

- Input Absorber :

Arus 4

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
N ₂	28	77,80	0,77	2178,48	0,74
CO	28	0,36	0,00	9,95	0,00
O ₂	32	14,74	0,15	471,56	0,16
CO ₂	44	1,00	0,01	43,88	0,01
C ₄ H ₁₀	58	0,04	0,00	2,34	0,00
C ₅ H ₁₂	72	0,02	0,00	1,09	0,00
H ₂ O	18	6,18	0,06	111,18	0,04
C ₄ H ₂ O ₃	98	1,12	0,01	109,91	0,04
Total		101,25	1,00	2928,39	1,00

Arus 9

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
C ₇ H ₈	92	3,82	0,80	351,72	0,79
C ₆ H ₁₂ O	100	0,95	0,20	95,47	0,21
C ₄ H ₂ O ₃	98	0,00	0,00	0,11	0,00
Total		4,78	1,00	447,29	1,00

- Menghitung gas yang terlarut :

Pelarut C₇H₈ dengan kemurnian 80% (Impuritis C₆H₁₂O 20%)

$$\text{Jumlah pelarut yang dibutuhkan} = \frac{\frac{80}{20} \times 109,91 \text{ kg/jam}}{92 \text{ kg/kmol}} = 4,78 \text{ Kmol/jam}$$

Sehingga : Mol Toluena = 3,82 Kmol/jam

Mol C₆H₁₂O = 0,96 Kmol/jam

Dari hasil simulasi AB-01 diperoleh Nilai XA = 0,2313, maka C₄H₂O₃ yang terserap :

$$= 0,2313 \times (3,82 + 0,96) \text{ Kmol/jam}$$

$$= 1,1055 \text{ Kmol/jam} = 108,34 \text{ kg/jam}$$

- Output Gas Absorber :

Arus 6

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
N ₂	28	77,80	0,78	2178,48	0,77
CO	28	0,36	0,00	9,95	0,00
O ₂	32	14,74	0,15	471,56	0,17
CO ₂	44	1,00	0,01	43,88	0,02
C ₄ H ₁₀	58	0,04	0,00	2,34	0,00
C ₅ H ₁₂	72	0,02	0,00	1,09	0,00
H ₂ O	18	6,18	0,06	111,18	0,04
C ₄ H ₂ O ₃	98	0,02	0,00	1,57	0,00
Total		100,14	1,00	2820,05	1,00

- Output Cairan :

Arus 7

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
C ₇ H ₈	92	3,82	0,65	351,72	0,63
C ₆ H ₁₂ O	100	0,96	0,16	95,58	0,17
C ₄ H ₂ O ₃	98	1,11	0,19	108,34	0,19
Total		5,88	1,00	555,64	1,00

Total Masuk Absorber = 2928,39 + 447,29 = 3375,68 kg/jam

Total Keluar Absorber = 2820,05 + 555,64 = 3375,68 kg/jam

3. Neraca Massa pada Stripper

- Input Stripper

Arus 7

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
C ₇ H ₈	92	3,82	0,65	351,72	0,63
C ₆ H ₁₂ O	100	0,96	0,16	95,58	0,17
C ₄ H ₂ O ₃	98	1,11	0,19	108,34	0,19
Total		5,88	1,00	555,64	1,00

- Menghitung hasil yang diinginkan :

Diharapkan 99 % C₄H₂O₃ yang diperoleh, maka :

$$= 0,99 \times 108,34 \text{ Kg/jam}$$

$$= 1,0823 \text{ Kmol/jam} = 108,23 \text{ Kg/jam}$$

- Output Gas Stripper

Arus 9

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
C ₇ H ₈	92	3,82	0,80	351,72	0,79
C ₆ H ₁₂ O	100	0,95	0,20	95,47	0,21
C ₄ H ₂ O ₃	98	0,00	0,00	0,11	0,00
Total		4,78	1,00	447,29	1,00

- Output Cairan Stripper

Arus 8

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
C ₆ H ₁₂ O	100	0,00	0,00	0,11	0,00
C ₄ H ₂ O ₃	98	1,10	1,00	108,23	1,00
Total		1,11	1,00	108,34	1,00

Total Masuk Stripper = 555,64 kg/jam

Total Keluar Stripper = 108,34 + 447,29 = 555,64 kg/jam

NERACA MASSA DENGAN FAKTOR PENGALI

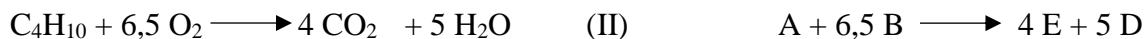
$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas} &= 30.000 \text{ Ton/Tahun} \\
 &= \frac{30.000 \text{ Ton/Tahun} \times 1000 \text{ Kg/Ton}}{330 \text{ Hari/Tahun} \times 24 \text{ Jam/Hari}} \\
 &= 3787,87 \text{ Kg/Jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Faktor Pengali} &= \frac{\text{Kapasitas}}{\text{Produk}} \\
 &= \frac{3787,87 \text{ Kg/Jam}}{108,34 \text{ Kg/Jam}} \\
 &= 34,96
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan Baku} &= \text{Basis} \times \text{Faktor Pengali} \\
 &= 100 \text{ Kmol/jam} \times 34,96 \\
 &= 3496,21 \text{ Kmol /jam}
 \end{aligned}$$

Bahan baku yang digunakan :

- N-butana dengan kemurnian 99% (Impuritis N-pentana 1%)
- Udara dengan kandungan 21% Oksigen dan 79% Nitrogen
- Reaksi pembentukan maleat anhidrid :



Konsentrasi butana dalam umpan dibatasi <1,7 mol% agar tetap dibawah *flammable limit* dari n-butana. (Berdasarkan jurnal *Kirk-Othmer Vol.15*). Konsentrasi mol n-butana dalam campuran dipilih 1,5 mol%.

$$\begin{aligned}\text{Mol C}_4\text{H}_{10} \text{ yang dibutuhkan} &= 1,5\% \quad \times \quad 3496,21 \\ &= 52,44 \text{ kmol/jam} \quad \times \quad 58 \text{ kg/kmol} \\ &= 3041,68 \text{ Kg/Jam} \\ \\ \text{C}_5\text{H}_{12} &= \frac{1\%}{99\%} \times 52,44 \text{ Kmol/Jam} \\ &= 0,53 \text{ Kmol/Jam} \quad \times \quad 72 \text{ Kmol/Kg} \\ &= 38,14 \text{ Kg/jam} \\ \\ \text{O}_2 &= 21\% \quad \times \quad 3496,21 - (52,44 + 0,53) \text{ kmol} \\ &= 723,08 \text{ kmol/jam} \quad \times \quad 32 \text{ kg/kmol} \\ &= 23138,37 \text{ Kg/Jam} \\ \\ \text{N}_2 &= \frac{79\%}{21\%} \times 723,08 \text{ kmol/Jam} \\ &= 2720,16 \text{ kmol/jam} \quad \times \quad 28 \text{ kmol/kg} \\ &= 76163,81 \text{ Kg/jam}\end{aligned}$$

1. Neraca Massa pada Reaktor

- Input Reaktor

Arus 1

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
C ₄ H ₁₀	58	52,44	0,99	3041,68	0,99
C ₅ H ₁₂	72	0,53	0,01	38,14	0,01
Total		52,97	1,00	3079,82	1,00

Arus 2

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
N ₂	28	2720,14	0,79	76163,81	0,77
O ₂	32	723,07	0,21	23138,37	0,23
Total		3443,21	1,00	99302,18	1,00

Tabel 1. Stoikiometri

Komponen	Umpan	Bereaksi	Produk
A	F _{AO}	-F _{AO} X _{A1} -F _{AO} X _{A2} -F _{AO} X _{A3}	F _A
B	F _{BO}	-3,5F _{AO} X _{A1} -6,5F _{AO} X _{A2} -4,5 F _{AO} X _{A3}	F _B
C	F _{CO}	+F _{AO} X _{A1}	F _C
D	F _{DO}	+4 F _{AO} X _{A1} +5F _{AO} X _{A2} +5F _{AO} X _{A2}	F _D
E	F _{EO}	+4 F _{AO} X _{A2}	F _E
F	F _{FO}	+4 F _{AO} X _{A3}	F _F
Inert	F _{IO}	0	F _I
TOTAL	F_{to}	+0,5F _{AO} X _{A1} +1,5F _{AO} X _{A2} +3,5 F _{AO} X _{A3}	F_t

Diketahui :

A = C₄H₁₀ D = H₂O I = C₅H₁₂ dan N₂

B = O₂ E = CO₂

C = C₄H₂O₃ F = CO

$X_{A \text{ Total}} = 96\%$

$X_{A1} = 0,7477$

$X_{A2} = 0,1662$

$X_{A3} = 0,0592$

Limiting Reactant adalah N-butana (A).

- Output Reaktor

Arus 4

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
N ₂	28	2720,14	0,77	76163,81	0,74
CO	28	12,42	0,00	347,72	0,00
O ₂	32	515,21	0,15	16486,70	0,16
CO ₂	44	34,86	0,01	1534,01	0,01
C ₄ H ₁₀	58	1,41	0,00	81,82	0,00
C ₅ H ₁₂	72	0,53	0,00	38,14	0,00
H ₂ O	18	215,95	0,06	3887,08	0,04
C ₄ H ₂ O ₃	98	39,21	0,01	3842,72	0,04
Total		3539,73	1,00	102382,00	1,00

Total Masuk Reaktor = 99302,18 + 3079,82 = 102382,00 kg/jam

Total Keluar Reaktor = 102382,00 kg/jam

2. Neraca Massa pada Absorber

- Input Absorber :

Arus 4

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
N ₂	28	2720,14	0,77	76163,81	0,74
CO	28	12,42	0,00	347,72	0,00
O ₂	32	515,21	0,15	16486,70	0,16
CO ₂	44	34,86	0,01	1534,01	0,01
C ₄ H ₁₀	58	1,41	0,00	81,82	0,00
C ₅ H ₁₂	72	0,53	0,00	38,14	0,00
H ₂ O	18	215,95	0,06	3887,08	0,04
C ₄ H ₂ O ₃	98	39,21	0,01	3842,72	0,04
Total		3539,73	1,00	102382,00	1,00

Arus 9

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
C ₇ H ₈	92	133,66	0,80	12296,71	0,79
C ₆ H ₁₂ O	100	33,38	0,20	3337,71	0,21
C ₄ H ₂ O ₃	98	0,04	0,00	3,79	0,00
Total		167,08	1,00	15638,20	1,00

- Menghitung gas yang terlarut :

Pelarut C₇H₈ dengan kemurnian 80% (Impuritis C₆H₁₂O 20%)

$$\text{Jumlah pelarut yang dibutuhkan} = \frac{\frac{80}{20} \times 3842,72 \text{ kg/jam}}{92 \text{ kg/kmol}} = 167,07 \text{ Kmol/jam}$$

Sehingga : Mol Toluena = 133,66 Kmol/jam

Mol C₆H₁₂O = 33,41 Kmol/jam

Dari hasil simulasi AB-01 diperoleh Nilai XA = 0,2313, maka C₄H₂O₃ yang terserap :

$$= 0,2313 \times (133,66 + 33,41) \text{ Kmol/jam}$$

$$= 38,65 \text{ Kmol/jam} = 3787,88 \text{ kg/jam}$$

- Output Gas Absorber :

Arus 6

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
N ₂	28	2720,14	0,78	76163,81	0,77
CO	28	12,42	0,00	347,72	0,00
O ₂	32	515,21	0,15	16486,70	0,17
CO ₂	44	34,86	0,01	1534,01	0,02
C ₄ H ₁₀	58	1,41	0,00	81,82	0,00
C ₅ H ₁₂	72	0,53	0,00	38,14	0,00
H ₂ O	18	215,95	0,06	3887,08	0,04
C ₄ H ₂ O ₃	98	0,56	0,00	54,84	0,00
Total		3501,08	1,00	98594,13	1,00

- Output Cairan :

Arus 7

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
C ₇ H ₈	92	133,66	0,65	12296,71	0,63
C ₆ H ₁₂ O	100	33,41	0,16	3341,50	0,17
C ₄ H ₂ O ₃	98	38,65	0,19	3787,88	0,19
Total		205,73	1,00	19426,08	1,00

Total Masuk Absorber = 102382,00 + 15638,20 = 118020,21 kg/jam

Total Keluar Absorber = 98594,13 + 19426,08 = 118020,21 kg/jam

3. Neraca Massa pada Stripper

- Input Stripper

Arus 6

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
C ₇ H ₈	92	133,66	0,65	12296,71	0,63
C ₆ H ₁₂ O	100	33,41	0,16	3341,50	0,17
C ₄ H ₂ O ₃	98	38,65	0,19	3787,88	0,19
Total		205,73	1,00	19426,08	1,00

- Menghitung hasil yang diinginkan :

Diharapkan 99 % C₄H₂O₃ yang diperoleh, maka :

$$= 0,99 \times 38,65 \text{ Kmol/jam}$$

$$= 38,61 \text{ Kmol/jam} = 3784,09 \text{ Kg/jam}$$

- Output Gas Stripper

Arus 9

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
C ₇ H ₈	92	133,66	0,80	12296,71	0,79
C ₆ H ₁₂ O	100	33,38	0,20	3337,71	0,21
C ₄ H ₂ O ₃	98	0,04	0,00	3,79	0,00
Total		167,08	1,00	15638,20	1,00

- Output Cairan Stripper

Arus 8

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
C ₆ H ₁₂ O	100	0,04	0,00	3,79	0,00
C ₄ H ₂ O ₃	98	38,61	1,00	3784,09	1,00
Total		38,65	1,00	3787,88	1,00

Total Masuk Stripper = 19426,08 kg/jam

Total Keluar Stripper = 15638,20 + 3787,88 = 19426,08 kg/jam

B. NERACA PANAS

1. Reaktor

Kapasitas Panas Fase Gas (J/mol.K)

Komponen	A	B	C	D	E
N ₂	29.342	-3.5395E-03	1.0076E-05	-4.31160E-09	2.5935E-13
CO	29.556	-6.5807E-03	2.0130E-05	-1.2227E-08	2.2617E-12
O ₂	29.526	-8.8999E-03	3.8083E-05	-3.2629E-08	8.8607E-12
CO ₂	27.437	4.2315E-02	-1.9555E-05	3.9968E-09	-2.9872E-13
C ₄ H ₁₀	20.056	2.8153E-01	-1.3143E-05	-9.4571E-08	3.4149E-11
C ₅ H ₁₂	26.671	3.2324E-01	4.2820E-05	-1.6639E-07	5.6036E-11
H ₂ O	33.933	-8.4186E-03	2.9906E-05	-1.7825E-08	3.6934E-12
C ₄ H ₂ O ₃	-72.015	1.0423E+00	-1.8716E-03	1.6527E-06	-5.5647E-10

Persamaan yang digunakan: $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$

$$Q_T = Q_{in} - Q_{out} + Q_R$$

$$Q_i = n_i \int C_p dT$$

$$Q_R = n_{AO} \times X_{Ai} \times \Delta H_{Ri}$$

Keterangan :

Q_i = Kecepatan panas (J/jam)

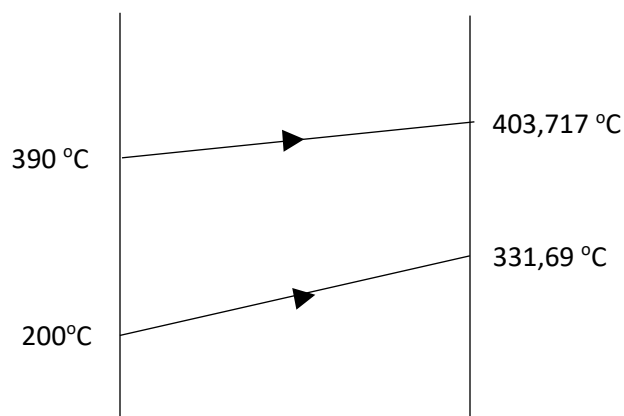
dT = Perubahan suhu (K)

n_i = Mol komponen (mol/jam)

X_{Ai} = Konversi reaksi

C_{pi} = Kapasitas panas komponen (J/mol.K)

ΔH_{Ri} = Entalpi reaksi (J/mol)



$$T_{in} = 390 \text{ }^{\circ}\text{C} = 663 \text{ K}$$

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

Input Reaktor (Arus 3)

Komponen	BM	Mol (mol/jam)	CpdT (J/mol.K)	Q _{in} (J/jam)
N ₂	28	2720136,13	10785,76	2,9339E+10
O ₂	32	723074,16	10902,12	7,8830E+09
C ₄ H ₁₀	58	52442,74	52012,10	2,7277E+09
C ₅ H ₁₂	72	529,72	63907,47	3,3853E+07
Total		3496182,76		3,9983E+10

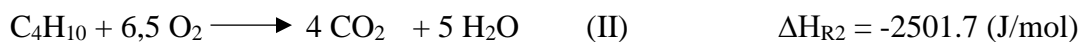
$$T_{out} = 403,717 \text{ }^{\circ}\text{C} = 676,717 \text{ K}$$

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

Output Reaktor (Arus 4)

Komponen	BM	Mol (mol/jam)	CpdT (J/mol.K)	Q _{out} (J/jam)
N ₂	28	2720136,13	11200,68	3,0467E+10
CO	28	12418,44	11326,80	1,4066E+08
O ₂	32	515209,49	11738,34	6,0477E+09
CO ₂	44	34863,93	16546,78	5,7689E+08
C ₄ H ₁₀	58	1410,71	54497,51	7,6880E+07
C ₅ H ₁₂	72	529,72	66975,66	3,5479E+07
H ₂ O	18	215948,72	13326,35	2,8778E+09
C ₄ H ₂ O ₃	98	39211,44	56136,02	2,2012E+09
Total		3539728,59		4,2424E+10

Reaksi :



$$X_{A1} = 0,7477$$

$$X_{A2} = 0,1662$$

$$X_{A3} = 0,0592$$

Panas Generasi

Komponen	BM	Mol (mol/jam)	ΔH_{Ri} (J/mol)	Q_R (J/jam)
C_4H_{10}	58	52442,74	-1112.31	-6,9754E+07
			-2501.7	
			-1395.96	

Neraca Panas pada Reaktor

Q	(J/jam)		
	Masuk	Keluar	Panas Generasi
Q_{in} (Arus 3)	3,9983E+10		
Q_{out} (Arus 4)		4,2424E+10	
Q_R			-6,9754E+07
Total	3,9983E+10	4,2424E+10	-6,9754E+07
		4,2354E+10	

2. Absorber

Kapasitas Panas Fase Gas (J/mol.K)

Komponen	A	B	C	D	E
N ₂	29.342	-3.54E-03	1.01E-05	-4.31E-09	2.59E-13
CO	29.556	-6.58E-03	2.01E-05	-1.22E-08	2.26E-12
O ₂	29.526	-8.90E-03	3.81E-05	-3.26E-08	8.86E-12
CO ₂	27.437	4.23E-02	-1.96E-05	4.00E-09	-2.99E-13
C ₄ H ₁₀	20.056	2.82E-01	-1.31E-05	-9.46E-08	3.41E-11
C ₅ H ₁₂	26.671	3.23E-01	4.28E-05	-1.66E-07	5.60E-11
H ₂ O	33.933	-8.42E-03	2.99E-05	-1.78E-08	3.69E-12
C ₇ H ₈	-24	0.5220	-0.00030	6.12E-08	1.26E-12
C ₆ H ₁₂ O	2.404	5.85E-01	-3.76E-04	1.24E-07	-1.71E-11
C ₄ H ₂ O ₃	-72.02	1.04E+00	-1.87E-03	1.65E-06	-5.56E-10

Persamaan yang digunakan: $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$

Kapasitas Panas Fase Cair (J/mol.K)

Komponen	A	B	C	D
N ₂	76.452	-3.52E-01	-2.70E-03	5.01E-05
CO	-19.31	2.51E+00	-2.90E-02	1.27E-04
O ₂	46.432	3.95E-01	-7.05E-03	3.99E-05
CO ₂	-339	5.28E+00	-2.33E-02	3.60E-05
C ₄ H ₁₀	62.873	5.89E-01	-2.36E-03	4.23E-06
C ₅ H ₁₂	80.641	6.22E-01	-2.27E-03	3.74E-06
H ₂ O	92.053	-4.00E-02	-2.11E-04	5.35E-07
C ₇ H ₈	83.703	5.17E-01	-1.49E-03	1.97E-06
C ₆ H ₁₂ O	110.44	9.17E-01	-2.90E-03	3.99E-06
C ₄ H ₂ O ₃	-12.66	1.06E+00	-2.32E-03	2.05E-06

Persamaan yang digunakan: $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$

$$Q_T = Q_{in} - Q_{out}$$

$$Q_i = n_i \int C_p dT$$

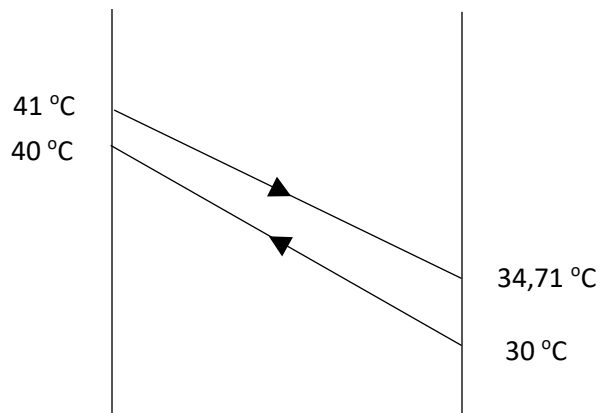
Keterangan :

Q_i = Kecepatan panas (J/jam)

dT = Perubahan suhu (K)

n_i = Mol komponen (mol/jam)

C_{pi} = Kapasitas panas komponen (J/mol.K)



$$T_{in} = 41 \text{ } ^\circ\text{C} = 314 \text{ K}$$

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

Input Absorber Fase Gas (Arus 4)

Komponen	BM	Mol (mol/jam)	CpdT (J/mol.K)	Q _{in} (J/jam)
N ₂	28	2720136,13	465,30	1,2657E+09
CO	28	12418,44	465,55	5,7814E+06
O ₂	32	515209,49	472,19	2,4327E+08
CO ₂	44	34863,93	618,65	2,1569E+07
C ₄ H ₁₀	58	1410,71	1640,98	2,3150E+06
C ₅ H ₁₂	72	529,72	2005,02	1,0621E+06
H ₂ O	18	215948,72	538,87	1,1637E+08
C ₄ H ₂ O ₃	98	39211,44	1826,25	7,1610E+07
Total		3539728,59		1,7277E+09

$$T_{in} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

Input Absorber Fase Cair (Arus 9)

Komponen	BM	Mol (mol/jam)	CpdT (J/mol.k)	Q _{in} (J/jam)
C ₇ H ₈	92	133659,86	789,29	1,0550E+08
C ₆ H ₁₂ O	100	33377,09	1161,90	3,8781E+07
C ₄ H ₂ O ₃	98	38,65	752,84	2,9099E+04
Total		167036,94		1,4428E+08

$$T_{\text{out}} = 34,71 \text{ } ^\circ\text{C} = 307,71 \text{ K}$$

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

Output Absorber Fase Cair (Arus 7)

Komponen	BM	Mol (mol/jam)	CpdT (J/mol.k)	Q _{out} (J/jam)
C ₇ H ₈	92	133659,86	789,29	1,0550E+08
C ₆ H ₁₂ O	100	33377,09	1161,90	3,8781E+07
C ₄ H ₂ O ₃	98	38,65	752,84	2,9099E+04
Total		167036,94		1,4428E+08

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

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

Output Absorber Fase Gas (Arus 6)

Komponen	BM	Mol (mol/jam)	CpdT (J/mol.k)	Q _{out} (J/jam)
N ₂	28	2720136,13	436,21	1,1865E+09
CO	28	12418,44	436,43	5,4198E+06
O ₂	32	515209,49	442,63	2,2805E+08
CO ₂	44	34863,93	579,75	2,0212E+07
C ₄ H ₁₀	58	1410,71	1536,54	2,1676E+06
C ₅ H ₁₂	72	529,72	1877,40	9,9450E+05
H ₂ O	18	215948,72	505,15	1,0909E+08
C ₄ H ₂ O ₃	98	559,61	1709,90	9,5688E+05
Total		3501076,76		1,5534E+09

Neraca Panas pada Absorber

Q	(J/jam)	
	Masuk	Keluar
Q _{in} (Arus 4)	1,7277E+09	
Q _{in} (Arus 9)	1,4428E+08	
Q _{out} (Arus 7)		1,4428E+08
Q _{out} (Arus 6)		1,5534E+09
Total	1,8719E+09	1,8344E+09

3. Stripper

Kapasitas Panas Fase Cair (J/mol.K)

Komponen	A	B	C	D
C ₇ H ₈	83.703	0.5167	-1.4910E-03	1.9725E-06
C ₆ H ₁₂ O	110.444	0.9173	-2.9004E-03	3.9872E-06
C ₄ H ₂ O ₃	-12.662	1.0564	-2.3244E-03	2.0518E-06

Persamaan yang digunakan: $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$

Kapasitas Panas Fase Gas (J/mol.K)

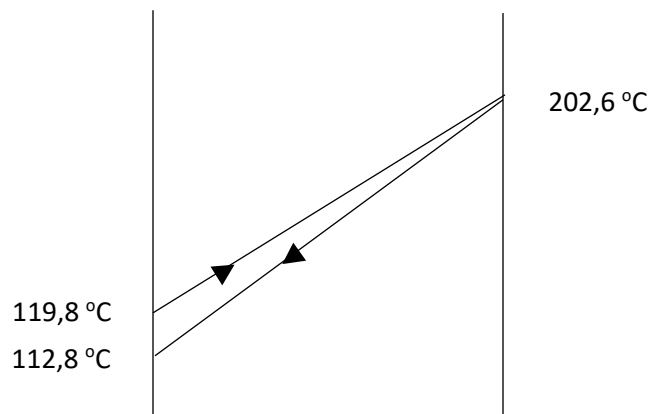
Komponen	A	B	C	D	E
C ₇ H ₈	-24.097	0.5220	-2.9800E-04	6.1200E-08	1.2600E-12
C ₆ H ₁₂ O	2.404	0.5850	-3.7600E-04	1.2400E-07	-1.7100E-11
C ₄ H ₂ O ₃	-72.015	1.0423	-1.8716E-03	1.6527E-06	-5.5647E-10

Persamaan yang digunakan: $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$

$$Q_T = Q_{in} - Q_{out}$$

$$Q_i = n_i \int C_p dT$$

Keterangan :

 Q_i = Kecepatan panas (J/jam) dT = Perubahan suhu (K) n_i = Mol komponen (mol/jam) C_{p_i} = Kapasitas panas komponen (J/mol.K)

$$T_{in} = 119,8 \text{ } ^\circ\text{C} = 392,8 \text{ K}$$

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

Input Stripper Fase Cair (Arus 7)

Komponen	Mol (mol/jam)	CpdT (J/mol.k)	Q _{in} (J/jam)
C ₇ H ₈	133659,86	15735,60	2,1032E+09
C ₆ H ₁₂ O	33414,96	23366,25	7,8078E+08
C ₄ H ₂ O ₃	38651,82	15102,98	5,8376E+08
Total	205726,65		3,4678E+09

$$T_{out} = 202,8 \text{ } ^\circ\text{C} = 475,6 \text{ K}$$

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

Output Stripper Fase Cair (Arus 8)

Komponen	Mol (mol/jam)	CpdT (J/mol.k)	Q _{out} (J/jam)
C ₆ H ₁₂ O	37,88	47347,20	1,7935E+06
C ₄ H ₂ O ₃	38613,17	29673,05	1,1458E+09
Total	38651,05		1,1476E+09

$$T_{out} = 112,8 \text{ } ^\circ\text{C} = 385,8 \text{ K}$$

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

Output Stripper Fase Gas (Arus 9)

Komponen	Mol (mol/jam)	CpdT (J/mol.k)	Q _{out} (J/jam)
C ₇ H ₈	133659,86	10698,65	1,4300E+09
C ₆ H ₁₂ O	33377,09	14312,93	4,7772E+08
C ₄ H ₂ O ₃	38,65	10856,47	4,1962E+05
Total	167075,59		1,9081E+09

Neraca Panas pada Stripper

Q	(J/jam)	
	Masuk	Keluar
Q _{in} (Arus 7)	3,4678E+09	
Q _{out} (Arus 8)		1,1476E+09
Q _{out} (Arus 9)		1,9081E+09
Total	3,4678E+09	3,0557E+09

C. Spesifikasi Alat Proses

1. Spesifikasi Alat Proses

a. Reaktor (R-01)

Fungsi : Mengoksidasi N-butana untuk menghasilkan Maleat Anhidrat

Jenis : Reaktor *fixed bed multitube*

Kondisi Operasi :

$P = 2 \text{ atm}$

$T = 390 - 403,717 \text{ }^\circ\text{C}$

$\Delta P = 0,292 \text{ atm}$

Diperoleh ukuran reaktor :

- Tebal Tutup (th) = 0,26142 in = 0,00664 m
- Tinggi Tutup (OA) = 53,139 in = 1,34973 m
- Tinggi Bed (z) = 212,598 in = 5,4 m
- Tinggi Total (L) = 394,278 in = 10,01466 m
- Shell :
 - Diameter dalam *shell* (ID_s) = 289,9184 in = 7,364 m
 - Diameter luar *shell* (OD_s) = 290,547 in = 7,38 m
 - Tebal *shell* = 0,3143 in = 0,007984 m
 - Jarak *baffle* = 57,98368 in = 1,473 m
- Tube :
 - Diameter dalam *tube* (ID_t) = 2,067 in = 0,0525018 m
 - Diameter luar *tube* (OD_t) = 2,38 in = 0,060452 m
 - Tebal pipa = 0,145 in = 0,0037 m
 - Jumlah pipa = 6100
 - Clearance* (C) = 0,595 in = 0,015113 m
 - Pitch* (PT) = 2,975 in = 0,075565 m
 - Pass* (n) = 1
- Harga Alat (US \$) = 856.742,00

b. Absorber (AB-01)

Fungsi : Menyerap $C_4H_2O_3$ sebanyak 3826,14 kg/jam dari gas keluar reaktor, kemudian diumpankan ke stripper

Jenis : *Packed coloumn*

Pelarut : Toluena

Kondisi Operasi :

P = 1,6506 – 1,6242 atm

T = 30 - 41 °C

Desain Absorber :

- Jenis *packing* : *3in, Intalox Saddles*
- Diameter : 1,829 m
- Diameter luar pipa, Od : 0,2191 m
- Diameter dalam pipa, Id : 0,2027 m
- Tinggi Ruang Kosong bawah : 4,7193 m
- Tinggi isian : 4,8 m
- Tinggi Ruang Kosong atas : 1 m
- Tinggi menara : 11,5193 m
- Tebal dinding : 0,00476 m
- Harga Alat (US \$) : 22.480,00

c. Stripper (ST-01)

Fungsi : Memisahkan $C_4H_2O_3$ sebagai hasil bawah stripper dengan kemurnian 99,9%

Jenis : *Sieve Trays Plate Stripper Tower*

Kondisi Operasi :

$P = 1 - 1,02 \text{ atm}$

$T = 112,8 - 202,6 \text{ }^\circ\text{C}$

Diperoleh desain stripper :

- Nilai *Recovery* Maleat Anhidrat : 99,9%
- Kondisi operasi atas : $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 112,8 \text{ }^\circ\text{C}$
- Kondisi operasi umpan : $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 119,8 \text{ }^\circ\text{C}$
- Kondisi operasi bawah : $P = 1,02 \text{ atm}$ dan $T = 202,6 \text{ }^\circ\text{C}$
- Jumlah *plate* minimum : 6
- Jumlah *plate* ideal : 14
- Efisiensi *plate* : 45%
- Jumlah *plate* aktual : 32
- Kecepatan uap maksimum (U_f) : 1,1627 m/detik
- Kecepatan operasi uap : 80% kecepatan uap maksimum
- Luas penampang *tray* (A_t) : 2,4312 m^2
- Diameter menara *standart* : 6 ft = 1,8288 m
- Tinggi penyangga : 2 m
- Tinggi ruang kosong atas : 1 m
- Tinggi ruang kosong bawah : 1,0669 m
- Tinggi *tray* : 13,6780 m
- Tinggi total menara ST-01 : 17,7449 m
- Panjang *weir* : 1,5321 m
- Tinggi *weir* : 3 in = 0,0762 m
- Luas lubang *perforated* total (A_h) : 0,1216 m^2
- *Pressure drop* total : 0,0206 atm
- Harga Alat (US \$) : 41.113,00

d. Flaker (FL-01)

Fungsi : Mendinginkan Hasil Bawah Menara Stripper dari suhu 100°C menjadi suhu 35 °C dan sekaligus merubah fase dari fase cair ke fase padat

Jenis : *Coolong drum flaker*

Kondisi Operasi :

P = 1 atm

T1 (Umpan) = 100 °C

T2 (Air Pendingin) = 30 °C

Diperoleh desain Flaker :

Diameter = 2 m

Panjang = 4,5 m

Solid Area = 26, 6971 m²

Death Area = 1,5704 m²

Total Area = 28,2675 m²

Tebal padatan = 5,806 mm

Rotation per hour (rph) = 5 rph

Harga Alat (US \$) = 364.322,00

2. Spesifikasi Alat Kecil

a. Tanki 01 (T-01)

Fungsi	: Menampung C_4H_{10} dan C_5H_{12} untuk waktu 10 hari.
Jenis	: <i>Above-Ground Horizontal Cylindrical Carbon Steel Tank</i>
Lama penyimpanan	: 10 hari
Bahan	: Baja karbon A285
Jumlah tangki	= 5
Diameter luar <i>vessel</i> , OD_s	= 2,766 m
Diameter dalam <i>vessel</i> , ID_s	= 2,750 m
Panjang <i>vessel overall</i> , L	= 15,888 m
Kapasitas Nominal	= 90000 liter
Tekanan Operasi	= 3,55 atm
Tebal <i>vessel</i> , t_s	= 0,00800 m
Tebal tutup <i>vessel</i> , t_h	= 0,00596 m
OA (Panjang Tutup Tangki)	= 1,3958 m
Suhu Operasi	= 30 °C
Harga Alat (US \$)	= 252.040,00

b. Kompresor (CP-01)

Tugas	: Menekan udara dari tekanan 1 atm sampai 2 atm
Jenis alat	: Kompresor Sentrifugal
Tipe	: <i>Single stage</i>
Suhu Inlet	: 30 °C
Suhu Outlet	: 96,23 °C
Tekanan Inlet	: 1 atm
Tekanan Outlet	: 2 atm
Kapasitas	: 58476,641 m ³ /jam
Rasio Kompresi	: 2
Brake Horsepower	: 2500 hp
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steels SA-167 tipe 321.</i>
Harga Alat (US \$)	: 1.525.000,00

c. Pompa 01 (P-01)

Tugas	: Memompa bahan baku n-butana dari tangki unit pembelian ke tangka penyimpan T-01.
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	= 0,0267 m ³ /s
Head pompa	= 7,6016 m
Jumlah stage	= 1
Jumlah suction	= 1
NPSH	= 32,5287 m
Kecepatan putar	= 1500 rotasi/menit
Kecepatan spesifik	= 149,23 rad/s
Motor standar	= motor induksi dengan daya 3 hp
Harga Alat (US \$)	= 9.426,00

d. Pompa 02 (P-02)

Tugas	: Memompa fluida dari <i>accumulator</i> ke <i>absorber</i> .
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	= 0,00516 m ³ /s
Head pompa	= 24,6016 m
Jumlah stage	= 1
Jumlah suction	= 1
NPSH	= 11,51 m
Kecepatan putar	= 3000 rotasi/menit
Kecepatan spesifik	= 298.451 rad/s
Motor standar	= motor induksi dengan daya 2 hp
Harga Alat (US \$)	= 3.029,00

e. Pompa 03 (P-03)

Tugas	: Memompa fluida dari <i>absorber</i> ke <i>stripper</i> .
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	= 0,00595 m ³ /s
Head pompa	= 3,1850 m
Jumlah stage	= 1
Jumlah suction	= 1
NPSH	= 26,25 m
Kecepatan putar	= 1000 rotasi/menit
Kecepatan spesifik	= 99,4838 rad/s
Motor standar	= motor induksi dengan daya 0,5 hp
Harga Alat (US \$)	= 3.366,00

f. Pompa 04 (P-04)

Tugas	: Memompa Fluida dari <i>reboiler</i> ke <i>flaker</i>
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	= 0,00094 m ³ /s
Head pompa	= 4,56954 m
Jumlah stage	= 1
Jumlah suction	= 1
NPSH	= 0,081 m
Kecepatan putar	= 1500 rotasi/menit
Kecepatan spesifik	= 149,226 rad/s
Motor standar	= motor induksi dengan daya 0,5 hp
Harga Alat (US \$)	= 2.154,00

g. Heater-01 (HE-01)

Fungsi : Memanaskan umpan masuk reaktor menggunakan gas keluar reaktor.

Jenis : *Shell & Tube* 1-2

Q Fluida panas = 33.752.849,88 kJ/jam

Q Fluida dingin = 33.752.849,88 kJ/jam

Spesifikasi alat :

Tube

Diameter luar *tube*, OD_t = 0,01905 m

Diameter dalam *tube*, ID_t = 0,0165608 m

Panjang *tube*, L = 16 ft = 4,8768 m

Jumlah *tube* = 2804

Susunan = *triangular pitch 15/16 in*

Pass = 2

Shell

Diameter dalam *shell*, ID_s = 1,3716 m

Pitch, PT = 0,0238 m

Pass = 1

Suhu Fluida Panas

Suhu masuk, T_{in} = 403,717 °C

Suhu keluar, T_{out} = 105,418°C

Suhu Fluida Dingin

Suhu masuk, T_1 = 87,41 °C

Suhu keluar, T_2 = 390 °C

Koefisien Perpindahan Panas

h_i = 936,273 kJ/jam.m².K

h_{io} = 813,933 kJ/jam.m².K

h_o = 2764,43 kJ/jam.m².K

U_C = 6287,96 kJ/jam.m².K

U_D = 2713,90 kJ/jam.m².K

R_D terhitung = 0,000754 m².K/W

R_D minimum = 0,000704 m².K/W

Pressure Drop

Pressure Drop tube, ΔP_t = 0,0192 atm

Pressure Drop shell, ΔP_s = 0,0469 atm

Harga Alat

Harga Alat (US \$) = 80.797,00

h. Heater-02 (HE-02)

Fungsi : Memanaskan umpan masuk *stripper* menggunakan gas keluar reaktor.

Jenis : *Shell & Tube* 1-4

Q Fluida panas = 847.709,34 kJ/jam

Q Fluida dingin = 847.709,34 kJ/jam

Spesifikasi alat :

Tube

Diameter luar *tube*, OD_t = 0,01905 m

Diameter dalam *tube*, ID_t = 0,01656 m

Panjang *tube*, L = 16 ft = 4,8768 m

Jumlah *tube* = 1128

Susunan = *triangular pitch 1 in*

Pass = 4

Shell

Diameter dalam *shell*, ID_s = 0,9906 m

Pitch, PT = 0,0254 m

Pass = 1

Suhu Fluida Panas

Suhu masuk, T_{in} = 105,418 °C

Suhu keluar, T_{out} = 41 °C

Suhu Fluida Dingin

Suhu masuk, T_1 = 34,71 °C

Suhu keluar, T_2 = 67,722 °C

Koefisien Perpindahan Panas

h_i	= 1507,168	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
h_{io}	= 1310,232	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
h_o	= 525,0114	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
U_C	= 3748,205	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
U_D	= 219,794	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
R_D terhitung	= 0,015419	$\text{m}^2.\text{K/W}$
R_D minimum	= 0,000528	$\text{m}^2.\text{K/W}$

Pressure Drop

Pressure Drop tube, ΔP_t	= 0,0382 atm
Pressure Drop shell, ΔP_s	= 0,0548 atm

Harga Alat

Harga Alat (US \$)	= 47.131,00
--------------------	-------------

i. Heater-03 (HE-03)

Fungsi : Memanaskan umpan masuk *stripper* menggunakan HiTech dari reaktor.

Jenis : *Shell & Tube* 1-4

Q Fluida panas = 1.473.614,43 kJ/jam

Q Fluida dingin = 1.473.614,43 kJ/jam

Spesifikasi alat :

Tube

Diameter luar tube, OD_t	= 0,01905 m
Diameter dalam tube, ID_t	= 0,01656 m
Panjang tube, L	= 16 ft = 4,8768 m
Jumlah tube	= 178
Susunan	= <i>triangular pitch 1 in</i>
Pass	= 4

Shell

Diameter dalam shell, ID_s	= 0,43815 m
Pitch, PT	= 0,0254 m
Pass	= 1

Suhu Fluida PanasSuhu masuk, T_{in} = 250 °CSuhu keluar, T_{out} = 168,881 °C**Suhu Fluida Dingin**Suhu masuk, T_1 = 67,722 °CSuhu keluar, T_2 = 119,83 °C**Koefesien Perpindahan Panas** h_i = 28053,42 kJ/jam.m².K h_{io} = 24387,77 kJ/jam.m².K h_o = 1066,433 kJ/jam.m².K U_C = 10217,53 kJ/jam.m².K U_D = 137,7819 kJ/jam.m².K R_D terhitung = 0,025776 m².K/W R_D minimum = 0,000352 m².K/W**Pressure Drop**Pressure Drop tube, ΔP_t = 0,0673 atmPressure Drop shell, ΔP_s = 0,1260 atm**Harga Alat**

Harga Alat (US \$) = 23.565,00

j. Cooler (CL-01)Fungsi : Mendinginkan umpan masuk *flaker* menggunakan air pendingin.Jenis : *Double pipe* Q Fluida panas = 908.299,09996 kJ/jam

Spesifikasi alat :

Ids : 0,052578 m

Jumlah pipa : 5

Panjang : 3,6576 m

Luas perpindahan kalor standart : 4,6564525 m²

Beban panas : 690674,87 kJ/jam

Media pendingin

Jenis : air

Suhu masuk : 30 C

Suhu keluar : 40 C

Massa steam yg diperlukan : 10999 kg/jam

koefisien perpindahan panas		
ho :	8,5065	Kj/m ² s K
hio:	0	Kj/m ² s K
uc:	6,902733367	Kj/m ² s K
ud :	0,25	Kj/m ² s K
Rd terhitung :	3,855129853	m ² s K/kj
Rd minimum :	0,529	m ² s K/kj
Pressure drop anulus :	0,046490985	atm
Pressure drop pipa :	0,00547767	atm
Harga alat (US \$) :	1.743,00	

k. Reboiler (Rb-01)

Tugas : Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar menara stripper ST-01

Jenis : *Kettle Reboiler*

Spesifikasi alat : Harga Alat (US \$) = 38.826,00

Tube

Diameter luar <i>tube</i> , OD _t	= 0,0191 m
Diameter dalam <i>tube</i> , ID _t	= 0,0148 m
Panjang <i>tube</i> , L	= 16 ft = 4,8768 m
Jumlah <i>tube</i>	= 313
<i>Pass</i> tabung, np	= 4

Shell

Diameter selongsong, ID _s	= 23,25 in x [0,0254 m/in] = 0,5906 m
<i>Pitch</i>	= 1 in = 0,0254 m
ho	= 24610,21 $\frac{kJ}{m^2 \cdot detik \cdot K}$
hio	= 10,00 $\frac{kJ}{m^2 \cdot detik \cdot K}$
Uc	= 7,11068 $\frac{kJ}{m^2 \cdot detik \cdot K}$
Ud	= 0,31180 $\frac{kJ}{m^2 \cdot detik \cdot K}$
Rd _{terhitung}	= 5,47490 $\frac{m^2 \cdot detik \cdot K}{kJ}$
Rd _{minimum}	= 0,52900 $\frac{m^2 \cdot detik \cdot K}{kJ}$
$\Delta P_{t\text{selongsong}}$	= 0 bar = 0 atm
$\Delta P_{t\text{tabung}}$	= 0,31176 bar = 0,30768 atm

I. Condensor (CD-01)

Tugas : Mengembunkan uap yang keluar puncak menara stripper (ST-01)

Jenis : *Shell & tube*

Spesifikasi alat :

Tube

Diameter luar <i>tube</i> , OD _t	= 0,0191 m
Diameter dalam <i>tube</i> , ID _t	= 0,0148 m
Panjang <i>tube</i> , L	= 6 ft = 1,8288 m
Jumlah <i>tube</i>	= 166
<i>Pass</i> tabung, np	= 4

Shell

Diameter selongsong, ID _s	= 17,25 in = 0,4328 m
<i>Pitch</i>	= 1 in = 0,0254 m

$$h_o = 0,09535 \frac{kJ}{m^2 \cdot detik \cdot K}$$

$$h_{io} = 4,8155 \frac{kJ}{m^2 \cdot detik \cdot K}$$

$$U_c = 0,09338 \frac{kJ}{m^2 \cdot detik \cdot K}$$

$$U_d = 0,0816 \frac{kJ}{m^2 \cdot detik \cdot K}$$

$$R_{d\text{terhitung}} = 1,5505 \frac{m^2 \cdot detik \cdot K}{kJ}$$

$$R_{d\text{minimum}} = 0,52901 \frac{m^2 \cdot detik \cdot K}{kJ}$$

$$\Delta P_{t\text{selongsong}} = 0,3364 \text{ atm}$$

$$\Delta P_{t\text{tabung}} = 0,0025265 \text{ atm}$$

$$\text{Harga Alat (US \$)} = 10.346,00$$

m. Accumulator (AC-01)

Fungsi : Menampung sementara hasil embunan dari CD-01.

Jenis : Tangki Silinder Horisontal

Kondisi Operasi :

Tekanan Operasi = 1,3364 atm

Suhu Operasi = 303 K = 30 °C

Desain alat :

Volume tangki = 19,8179 m³

Jumlah tangki = 1

Diameter tangki = 2 m

Panjang tangki = 6,7555 m

Harga Alat (US \$) = 8.834,00

n. Silo 01 (SL-01)

Tugas : Menyimpan produk curah maleat anhidrid pada suhu penyimpanan 30°C dan tekanan 1 atm dengan waktu tinggal 14 hari

Jenis : Silo menara silinder vertical dengan bagian bawah *cone*.

Kapasitas untuk waktu tinggal = 14 hari

Dimensi :

Diameter : 10,173 m

Tinggi : 17,77 m

Tebal *shell* : 0,875 in

Tebal *head* : 0,75 in

Tebal *bottom* : 1,00 in

Bahan Konstruksi : *Carbon Steels SA-167 tipe 321*.

Harga Alat (US \$) : 101.058,00

o. Belt conveyor 01 (BC-01)

Fungsi : Memindahkan Maleat Anhidrit dari Flaker menuju Silo

Jenis : *Troughed belt conveyor with rolls of equal length*

Laju Umpan = 3787,88 kg/jam

Kapasitas maximum = 32 ton/jam

Belt :

- width = 14 in

- Trough width = 9 in

- Skirt seal = 2 in

Belt speed = 100 ft/min

Panjang = 16,5303 ft = 5,0384 m

Sudut elevasi = 11,4

Power = 5 hp

Harga Alat (US \$) = 7.406,00

p. Bucket elevator 01 (BE-01)

Fungsi : Memindahkan Maleat Anhidrit dari Flaker menuju Silo

Jenis BC : *Bucket elevator (centrifugal – discharge spaced bucked)*

Kapasitas max = 14 ton/jam

Lebar belt = 7 in

Kecepatan = 43 rpm

Ketinggian max = 75 ft

Daya penggerak = 2,1 hp

Harga Alat (US \$) = 8.079,00

q. Pressure reducer valve (PRV-01)

Fungsi	: Menurunkan tekanan dari 2,97 atm 2 atm
Jenis BC	: <i>Pressure Reducer Valve</i> .
Suhu masuk	: 30 °C
Tekanan masuk	: 2,9587 atm
Suhu keluar	: -8,4 °C
Tekanan keluar	: 2,0 atm

3. Spesifikasi Alat Utilitas**a. Bak pengendap awal (BU-01)**

Fungsi	: Mengendapkan kotoran kasar yang terbawa oleh air sungai komering (anak sungai musi).
Jenis	: Bak Persegi Panjang dengan Dasar Bidang Miring
Volume liquid, V_1	: 68 m ³
Volume bak, V_b	: 82 m ³
Kedalaman bak, H_b	: 2 m
Panjang bak, L_b	: 6 m
Lebar bak, W_b	: 6 m
Bahan konstruksi	: Beton bertulang
Jumlah	: 1 unit

b. Bak pencampur cepat (BU-02)

Fungsi	: Mencampurkan tawas sebagai bahan kimia penggumpal
Jenis	: Silinder tegak dengan pengaduk
Volume liquid, V_1	: 0,0452 m ³
Volume bak, V_b	: 0,0542 m ³
Tinggi tangki, H_t	: 0,4102 m
Diameter tangki, D_t	: 0,4102 m
Jenis pengaduk	: Pengaduk turbin
Daya pengaduk	: 0,5 HP

c. Clarifier

Fungsi : Menggumpalkan dan mengendapkan koloid-koloid dalam air olahan

Jenis : *Circular Clarifiers*

Volume, V_1 = 14 m³

Volume, V_k = 16 m³

Diameter, D_k = 3,16 m

Tinggi silinder = 1,58 m

Tinggi kerucut = 1,5 m

d. Sand Filter (SF-01)

Fungsi : Menyaring kotoran-kotoran yang masih terbawa air dari clarifier

Tipe : Bak persegi panjang.

Kondisi Operasi :

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 30 °C

Dimensi :

Tinggi : 1,2 m

Panjang : 0,65 m

e. Bak Air Bersih (BU-04)

Fungsi : Menampung air bersih dari pengolahan selama 12 jam.

Jenis : Bak Persegi Panjang.

Suhu Operasi : 30 C

Tekanan Operasi : 1 atm

Waktu : tinggal

Bahan : Beton bertulang

Dimensi Bak

Volume liquid, V_1 : 30 m³

Volume bak, V_b : 35 m³

Kedalaman bak, H_b : 2 m

Panjang bak, L_b : 4,21 m

Lebar bak, W_b : 4,21 m

f. Tangki kloranisasi (TC-01)

Fungsi : Tempat menampung gas Cl_2 untuk membunuh mikroorganisme patogen, menghilangkan bau dan rasa tidak enak pada air sehingga air dapat digunakan untuk keperluan sanitasi.

Jenis : Tangki silinder vertikal berisi gas Cl_2 dengan sistem injeksi otomatis untuk 1 tahun

Jumlah alat	= 1
Suhu Operasi	= 30C
Tekanan Operasi	= 1 atm
Volume, V_1	= 1,40 m ³
Volume tangki, V_t	= 1,68 m ³
Diameter, D_t	= 1,29 m
Tinggi silinder	= 1,29 m
Gas Cl_2 dibutuhkan	= 6,09 kg/tahun
Bahan konstruksi	= Baja Karbon A285

g. Bak air sanitasi (BU-05)

Fungsi : Menampung air untuk karyawan, poliklinik, kantin, masjid dan pusdiklat

Jenis : Bak persegi panjang

Jumlah alat	= 1
Suhu Operasi	= 30 C
Tekanan Operasi	= 1 atm
Dimensi alat:	
Volume liquid, V_1	: 34 m ³
Volume bak, V_b	: 40 m ³
Kedalaman bak, H_b	: 2 m
Panjang bak, L_b	: 4,48 m
Lebar bak, W_b	: 4,48 m
Bahan konstruksi	: Beton bertulang
Jumlah	: 1 unit
Luas permukaan	: 61,589 m ²

h. Cooling Tower (CT-01)

Fungsi : Mendinginkan kembali air pendingin yang berasal dari alat penukar panas

Jenis : *Induced draft fan*

Jumlah air *make up* = 409,975 kg/jam

Jumlah alat = 1

Power fan = 31,8 HP

Motor standar NEMA = 40HP

Dimensi alat:

Luas penampang, A = 6,7029 m²

Panjang, P = 2,59 m

Lebar, L = 2,559 m

Tinggi, H = 8 m

i. Generator (GU-01)

Fungsi : Membangkitkan listrik sebagai cadangan listrik

Jenis : Generator bahan bakar *diesel oil*

daya = 1979,23 kW

Kebutuhan bahan bakar = 518.400.000 kJ/tahun

j. Kompresor utilitas (K-01)

Fungsi : Menekan udara dari tekanan 1 atm sampai 4 atm

Jenis : Kompresor sentrifugal

Tipe : *Single stage*

Suhu Inlet : 30 °C

Suhu Outlet : 176,5 °C

Tekanan Inlet : 1 atm

Tekanan Outlet : 4 atm

Rasio Kompresi : 2

Brake Horsepower : 7,5 hp

k. Tangki udara tekan (TU-01)

Fungsi : Menampung udara tekan selama 2 jam.

Jenis : Tangki silinder horizontal

Kecepatan mol udara = 3,14 kmol / jam

Tekanan = 4 atm

Volume tangki, V_t = 39,52 m³

Inside Shell Diameter (IDs) : 2,75 m

Overall Length (L) : 7,238m

Bahan konstruksi : Baja karbon

l. Tangki silika (TS-01)

Fungsi : Menghilangkan uap air yang masih terkandung di dalam udara.

Jenis : Tangki silinder tegak.

Bahan = baja karbon

Jumlah alat = 2

Dimensi = 2,59 m

Tinggi = 2,59 m

Volume Tangki = 13,65 m³

Masa silika = 13655 kg silika

m. Tangki bahan bakar generator (TD-01)

Fungsi : Menyimpan bahan bakar solar selama 30 hari.

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Bahan = Baja karbon A285

Jumlah Tangki = 1

Diameter, D = 1,1808 m

Volume tangki = 1,2930 m³

Tinggi, H = 1,1808 m

r. Pompa utilitas 01 (PU-01)

Tugas : Memompa air dari sungai komering menuju BU-01
Jenis alat : Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa = 12,53 gall/menit
Head pompa = 17,92 m
NPSH = 6,6 m
Kecepatan spesifik = 1,593 rad/s
Motor standar = motor induksi dengan daya 1 hp

s. Pompa utilitas 02 (PU-02)

Tugas : Memompa air dari bak pengendap awal menuju BU-02
Jenis alat : Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa = 11,94 gall/menit
Head pompa = 2,58 m
NPSH = 3,41 m
Kecepatan spesifik = 10,78 rad/s
Motor standar = motor induksi dengan daya 0,5 hp

t. Pompa utilitas 03 (PU-03)

Tugas : Memompa air dari klarifier menuju SF-01
Jenis alat : Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa = 11,37 gall/menit
Head pompa = 1,5 m
NPSH = 2,97 m
Kecepatan spesifik = 18,15 rad/s
Motor standar = motor induksi dengan daya 0,5 hp

u. Pompa utilitas 04 (PU-04)

Tugas	: Memompa air dari sand filter menuju BU-04
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	= 10,83 gall/menit
Head pompa	= 0,5 m
NPSH	= 4 m
Kecepatan spesifik	= 58,77 rad/s
Motor standar	= motor induksi dengan daya 0,5 hp

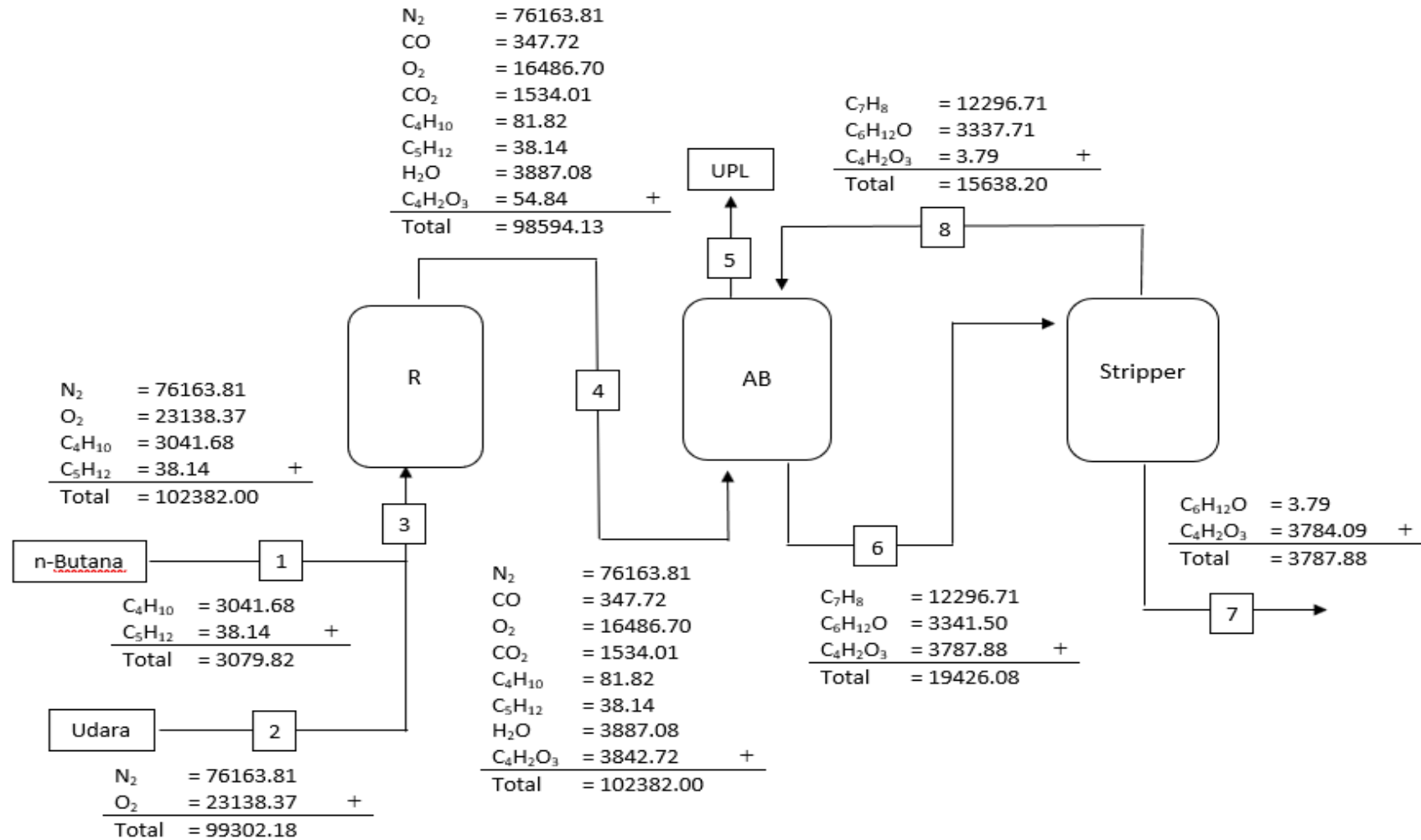
v. Pompa utilitas 05 (PU-05)

Tugas	: Memompa air dari bersih menuju BU-05, CT-01, air hidran, air servis, air taman dan air bengkel.
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	= 10,31 gall/menit
Head pompa	= 5,39 m
NPSH	= 4,05 m
Kecepatan spesifik	= 4,8031 rad/s
Motor standar	= motor induksi dengan daya 0,5 hp

w. Pompa utilitas 06 (PU-06)

Tugas	: Memompa air dari <i>cooling tower</i> melewati alat proses
Jenis alat	: Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	= 92,24 gall/menit
Head pompa	= 7,9 m
NPSH	= 3,29 m
Kecepatan spesifik	= 9,7952 rad/s
Motor standar	= motor induksi dengan daya 2 hp

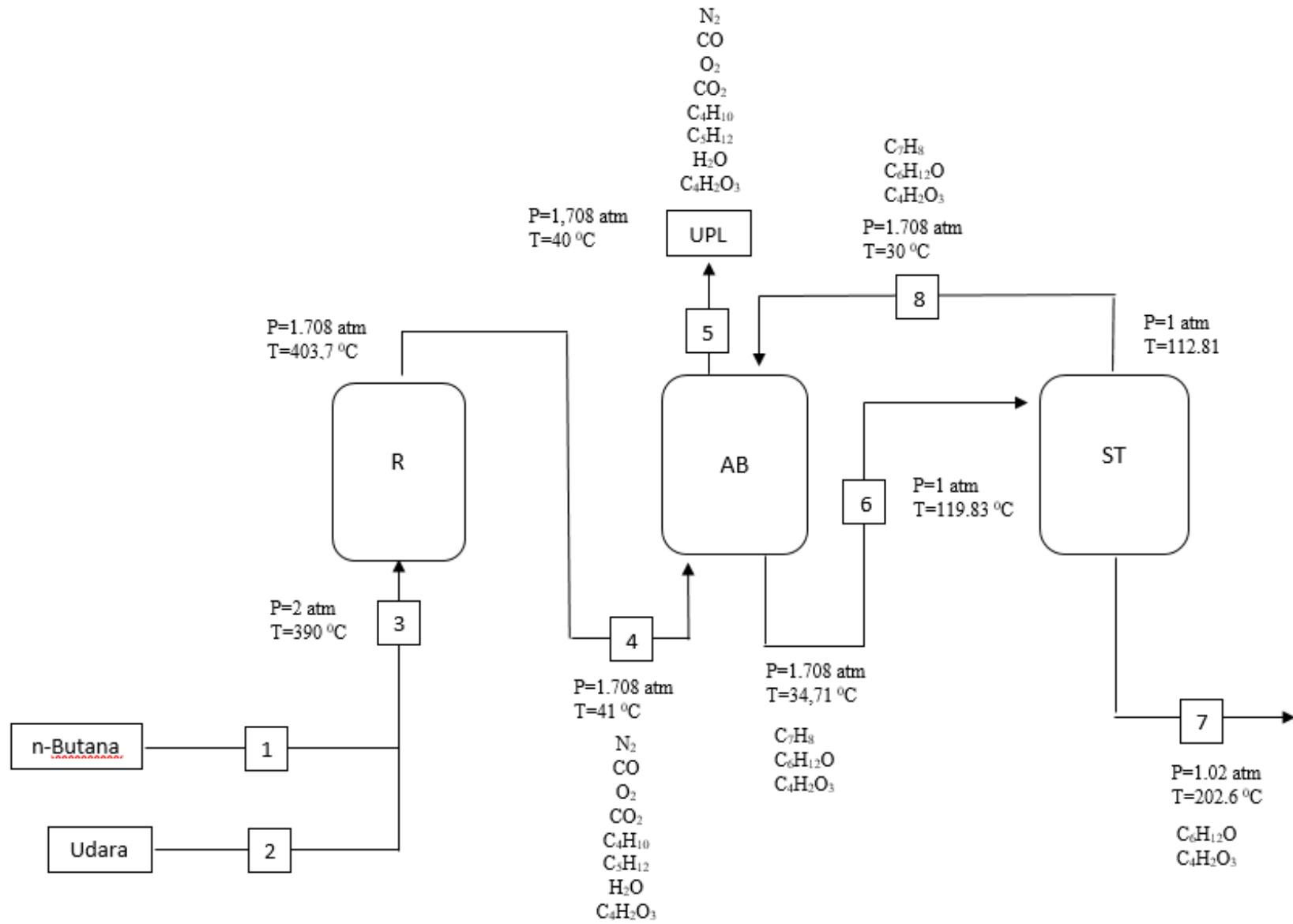
Diagram Alir Kuantitatif (Kg/jam)



Total Arus Masuk (Arus 3) = 102382.00 kg/jam

Total Arus Keluar (Arus 5 + 7) = 102382.00 kg/jam

Diagram Alir Kualitatif



LAMPIRAN SPESIFIKASI ALAT-ALAT PROSES

Tabel 2.1 Spesifikasi Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Fungsi	P (atm)	T (°C)	Jenis	Bahan konstruksi	Ukuran	Jumlah	Harga (US \$)
Reaktor-01	R-01	Mereaksikan n-butana dan udara	2	390 – 403,7	FBM	<i>Carbon steel</i>	D = 7,38 m H = 10,01 m	1	856.742
Absorber-01	AB-01	Menyerap maleat dengan toluena	1,708	30 - 41	PC	<i>Stainless steel SA 167 grade 3</i>	D = 1,83 m H = 11,52 m	1	22.480
Stripper-01	ST-01	Meningkatkan kemurnian maleat anhidrat	1	112,8 – 202,6	TC	<i>Carbon steel</i>	D = 1,83 m H = 17,74 m	1	41.113
Flaker-01	FL-01	Menghasilkan padatan maleat anhidrat	1	35 - 100	CD	<i>Carbon steel</i>	D = 2 m H = 3 m	1	364.322

Tabel 2.2 Alat Penyimpanan

Nama Alat	Kode Alat	Fungsi	P (atm)	T (°C)	Jenis	Bahan konstruksi	Ukuran	Jumlah	Harga (US \$)
Tangki-01	T-01	Menyimpan n-butana cair 99% Selama 10 hari	1	30	<i>Horizontal vessel torispherical dished head</i>	Baja Karbon A285	D = 2,77 m L = 15,89 m	5	252.040
Silo-01	SL-01	Menyimpan Maleat Anhidrid 99,9% selama 14 hari	1	30	<i>Silinder vertikal dengan atas tertutup</i>	Baja Karbon SA167	D = 10,17 m H = 17,77 m	1	101.058

					<i>dan bagian bawah conis</i>				
Accumulator	ACC-01	Menampung sementara hasil embunan dari CD-01	1,3364	30°C	<i>Horizontal vessel torispherical dished head</i>	Baja Karbon SA167	D = 2 m L = 6,76 m	1	8.834

Tabel 2.3 Spesifikasi Heat Exchanger

Nama Alat	Kode Alat	Fungsi	Jenis	A (ft ²)	Ukuran		Harga (US \$)
					Shell	Tube	
Heater-01	HE-01	Memanaskan umpan masuk reaktor dari 87,41 °C menjadi 390 °C	<i>Shell & Tube</i>	8532,7	ID = 54 in	OD = 0,75 in ID = 0,652 in Nt = 2716,7 L = 4,88 m	80.797
Heater-02	HE-02	Memanaskan umpan masuk stripper dari 34,71 °C menjadi 67,722 °C	<i>Shell & Tube</i>	1926,9	ID = 39 in	OD = 0,75 in ID = 0,652 in Nt = 762,1 L = 4,88 m	47.131
Heater-03	HE-03	Memanaskan umpan masuk stripper dari 67,722 °C menjadi 119,8 °C	<i>Shell & Tube</i>	957,4	ID = 17,25 in	OD = 0,75 in ID = 0,652 in Nt = 167,8 L = 4,88 m	23.565
Reboiler-01	RB-01	Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari menara stripper dari 202,1°C menjadi 202,6°C	<i>Shell & Tube</i>	984,1	ID = 23,25 in	OD = 0,75 in ID = 0,58 in Nt = 313 L = 4,88 m	38.826
Condensor-01	CD-01	Mengembunkan hasil keluaran atas stripper dari 112,8°C menjadi 37,2°C	<i>Shel & tube</i>	18,1	ID = 17,25 in	OD = 0,75 in ID = 0,58 in Nt = 15 L = 1,83 m	10.346
Cooler-01	CL-01	Mendinginkan produk stripper dari 202,8°C menjadi 100 °C	<i>Double Pipe</i>	50,12	OD = 2,38 in ID = 2,07 in L = 12 ft	OD = 1,66 in ID = 1,38 in Hairpin = 5	1.743

Tabel 2.4 Spesifikasi Alat Transport Bahan

Nama	Kode Alat	Fungsi	Jenis	Q (kg/jam)	Panjang (m)	Daya Motor (HP)	Harga (US \$)
Belt Conveyor-01	BC-01	Mengangkut <i>maleat anhydride</i> menuju <i>bucket elevator</i> sebelum diumpankan ke silo	<i>Trough Belt Conveyor</i>	3787,88	5,04	5	7.406
Bucket Elevator-01	BE-01	Mengangkut produk <i>maleat anhydrid</i> menuju ke silo	<i>Continious Bucket Elevator</i>	3787,88	17,8	2,1	8.079

Tabel 2.5 Spesifikasi Pompa Proses

Nama Alat	Kode Alat	Fungsi	Q (m ³ /jam)	Jenis	Bahan konstruksi	Head Pump	Daya (HP)	Harga (US \$)
Pompa-01	P-01	Memompa cairan bahan baku n-butana dari truk ke tangki penyimpanan-01	96,12	sentrifugal	<i>Iron</i>	3,04	3	9.426
Pompa-02	P-02	Memompa cairan dari accumulator ke absorber	18,56	sentrifugal	<i>Iron</i>	24,6016	2	3.029
Pompa-03	P-03	Memompa cairan dari absorber ke stripper	21,42	sentrifugal	<i>Iron</i>	3,18	0,5	3.366
Pompa-04	P-04	Memompa cairan dari reboiler ke flaker	3,393	sentrifugal	<i>Iron</i>	4,56	0,5	2.154

Tabel. 2.6 Alat Utilitas

Nama	Kode Alat	Fungsi	Jenis	Jumlah	Bahan konstruksi	Dimensi	Harga (UD \$)
Bak Pengendap	BU-01	Mengendapkan lumpur dan kotoran air sungai komering	Bak beton <i>rectangular</i>	1	Beton bertulang	P = 6 m L = 6 m T = 2 m	6.268,95
Bak Pencampur Cepat	BU-02	Mencampurkan tawas sebagai bahan kimia penggumpal	silinder dengan pengaduk	1	Baja Karbon A285	D = 0,4102 m T = 0,4102 m	641,00
Clarifier	BU-03	Mengendapkan dan menggumpalkan koloid-koloid dalam air olahan	Silinder vertikal dengan bawah <i>conis</i>	1	Baja Karbon A285	D = 3,16 m H1 = 1,58 m H2 = 1,5 m	109.800,00
Tangki <i>sand filter</i>	SF-01	Menyaring kotoran-kotoran yang masih terbawa air olahan dari clarifier	Bak beton <i>rectangular</i>	1	Beton bertulang	P = 0,65 m L = 0,65 m T = 1,22 m	20.790,00
Bak Air Bersih	BU-04	Menampung air bersih setelah melalui <i>primary treatment utility process</i>	Bak beton berbentuk persegi	1	Beton Bertulang	P = 4,21 m L = 4,21 m T = 2 m	3086,41
Tangki Gas Klorin	TC-01	Tempat menampung gas Cl ₂	Tangki silinder tegak vertikal	1	Baja Karbon A285	D = 1,29 m H = 1,29 m	641,00
Bak Air Sanitasi	BU-05	Menampung air sanitasi yang sudah diklorinasi	Bak beton berbentuk persegi	1	Beton Bertulang	P = 8,16 m L = 2,72 m H = 2 m	3865,02

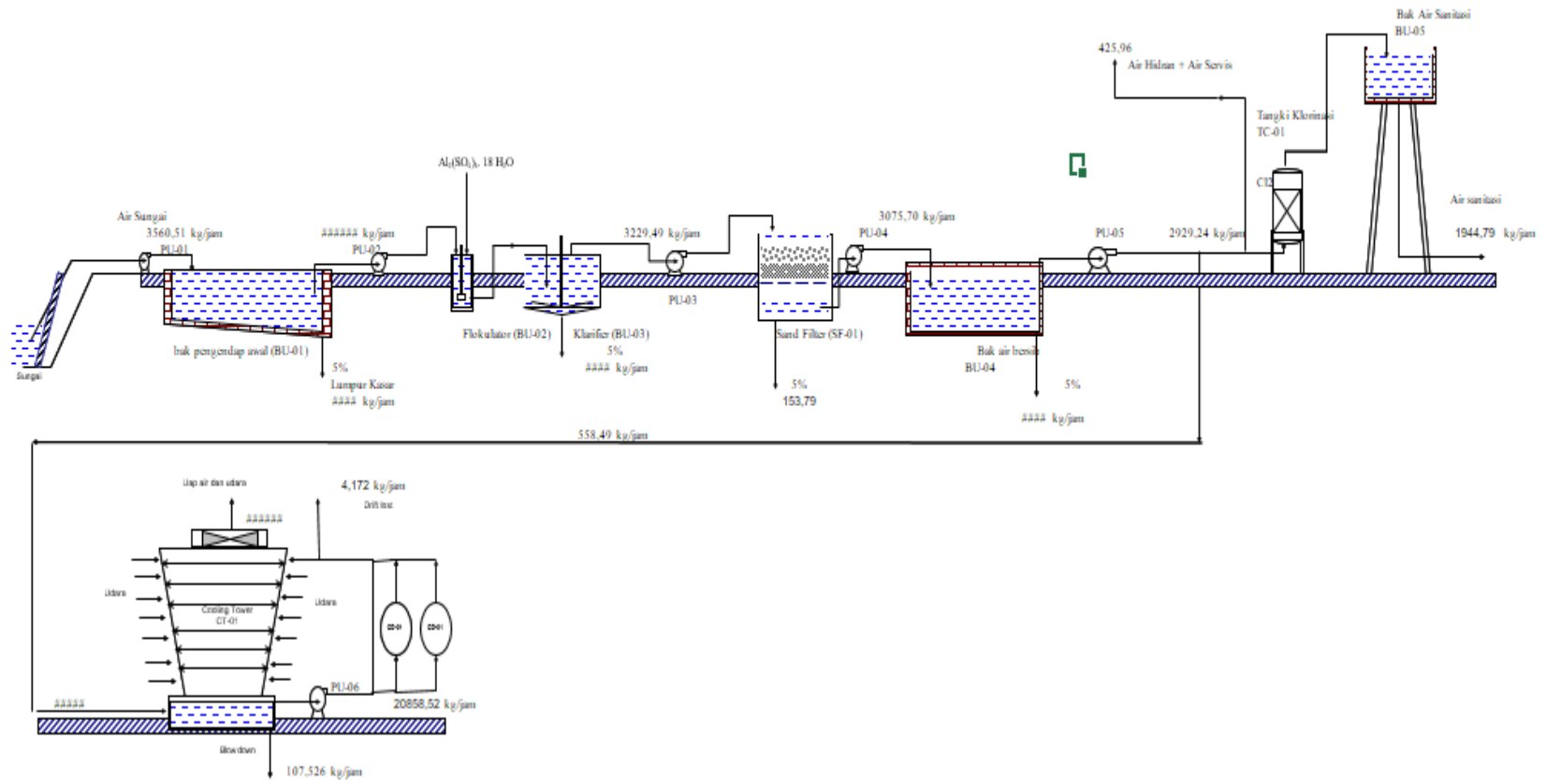
Tangki 2.6 Alat Utilitas (lanjutan)

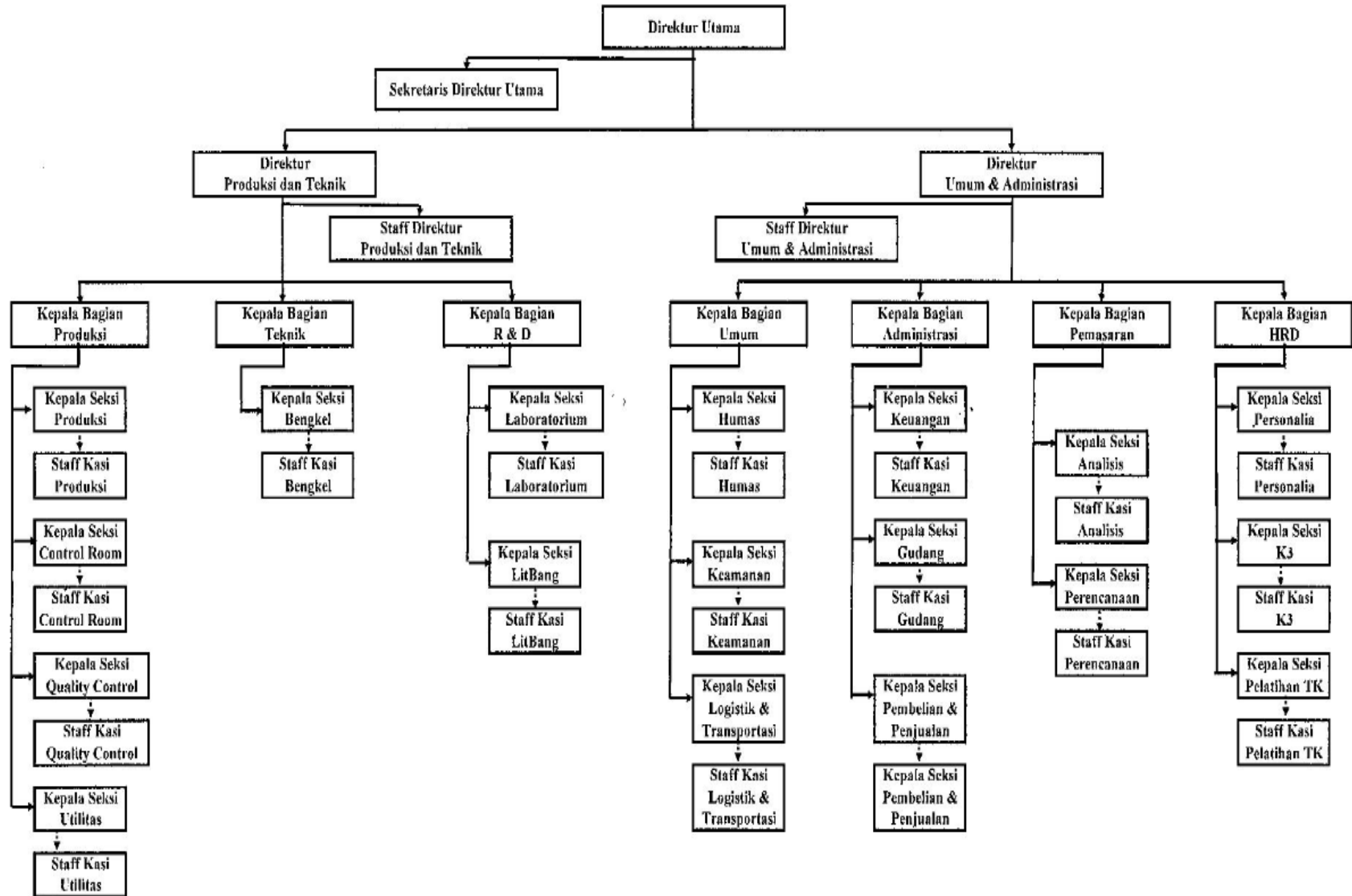
Nama	Kode Alat	Fungsi	Jenis	Jumlah	Bahan konstruksi	Dimensi	Harga (US \$)
Cooling Tower	CT-01	Mendinginkan kembali air pendingin dari alat penukar panas	<i>Induced draft fan</i>	1	Beton bertulang dan baja carbon	P = 2,59 m L = 2,59 m T = 8 m	2.882.250,00
Kompresor Udara	KU-01	Menaikkan tekanan udara dari 1 atm menjadi 4 atm	Kompresor sentrifugal	1	<i>Carbon stell</i>	P1= 1 atm P2 = 4 atm	60.815,00
Tangki Silika	TS-01	Menghilakngkan uap air yang terkandung dalam udara tekan	Tangki silinder vertikal	1	<i>Carbon stell</i>	D = 2,59 m H = 2,591 m	59.651,77
Tangki udara tekan	TU-01	Menampung udara tekan	Tangki silinder horizontal	1	<i>Carbon stell</i>	D = 3,3 m L= 9,9 m	31.241,00
Tangki diesel	TD-01	Menyimpan cadangan bahan bakar generator	Tangki silinder vertikal	1	Baja Karbon A285	D = 1,1808 m H = 1,1808 m	70.821,00
Generator	GU-01	Membangkitkan listrik sebagai cadangan listrik	Generator bahan bakar diesel oil	1	<i>Carbon stell</i>	P = 2500 kVA	915.000,00
Kompresor	CP-01	Menaikan tekanan udara hingga 2 atm	Sentrifugal	1	<i>Carbon stell</i>	P1 = 1 atm P2 = 2 atm	1.525.000,00

Tabel 2.7 Spesifikasi Pompa Utilitas

Nama	Kode Alat	Fungsi	Q (liter/jam)	Jenis	Bahan konstruksi	Head Pump (ft)	Daya (HP)	Harga (US \$)
Pompa Utilitas-01	PU-01	Mengalirkan air sungai ke bak pengendap	2846	sentrifugal	<i>Commercial stell</i>	4,43	1	1.409,00
Pompa Utilitas-02	PU-02	Mengalirkan air dari bak pengendap ke bak penggumpal	2711	sentrifugal	<i>Commercial stell</i>	0,1916	0,5	1.345,00
Pompa Utilitas-03	PU-03	Mengalirkan air dari klarifier (BU-03) menuju <i>sand filter</i> (SF-01)	2582	sentrifugal	<i>Commercial stell</i>	6,5616	0,5	1.345,00
Pompa Utilitas-04	PU-04	Mengalirkan air dari <i>sand filter</i> ke bak air bersih	2459	sentrifugal	<i>Commercial stell</i>	2,9584	0,5	1.313,00
Pompa Utilitas-05	PU-05	Mengalirkan air dari bak air bersih menuju bak air sanitasi, air hidran, air servis, air taman, air bengkel dan <i>cooling tower</i>	2342	sentrifugal	<i>Commercial stell</i>	18,8051	0,5	1.313,00
Pompa Utilitas-06	PU-06	Mengalirkan air dari bak basin <i>cooling tower</i> ke media-media pendingin dan kembali ke bagian atas <i>cooling tower</i>	20950	sentrifugal	<i>Commercial stell</i>	26,6896	3	3.138,00

UTILITAS UNIT PENGOLAHAN AIR PABRIK MALEAT ANHIDRAT

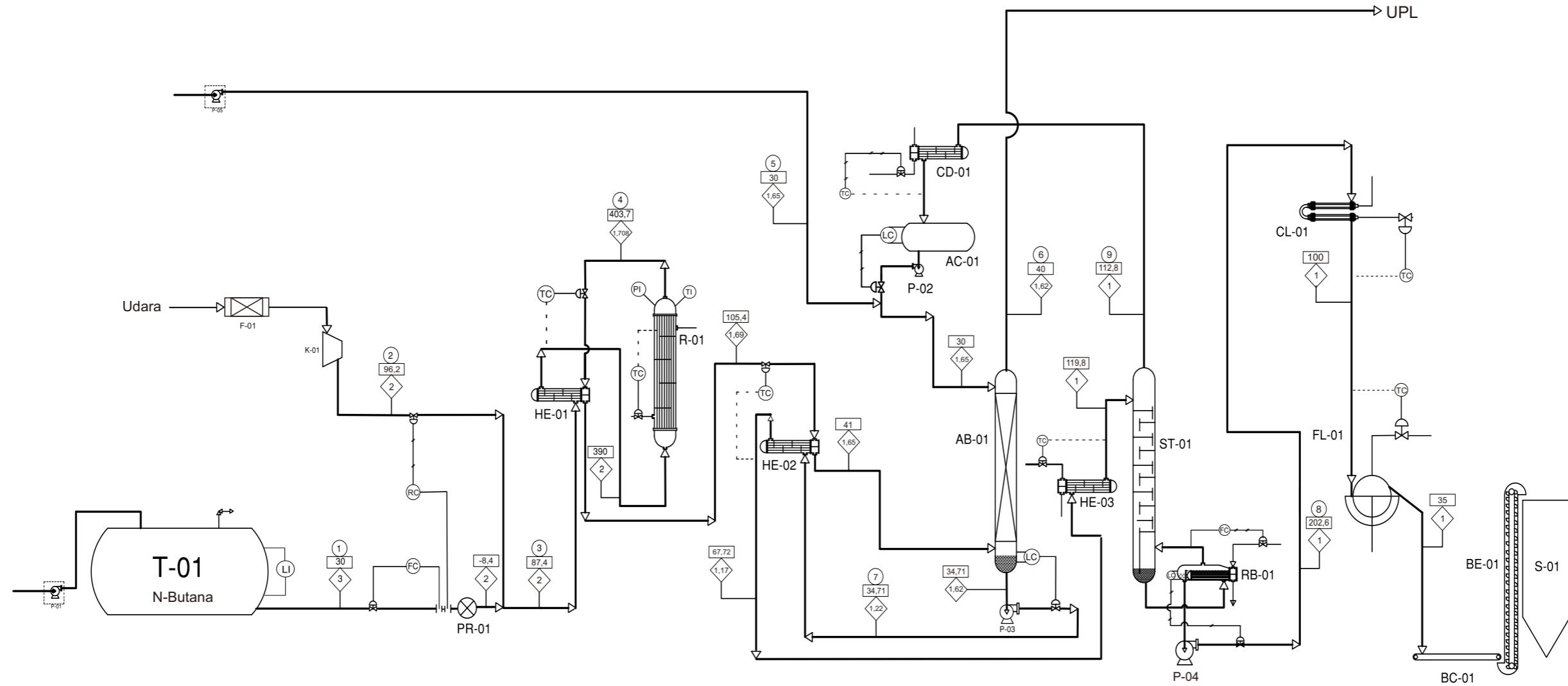




PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK MALEAT ANHIDRAT DARI N-BUTANA DAN UDARA

Kapasitas : 30.000 ton /tahun



Komponen	BM	Massa (Kg/Jam)								
		Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9
N ₂	28	-	76163,81	76163,81	76163,81	-	76163,81	-	-	-
CO	28	-	-	-	347,72	-	347,72	-	-	-
O ₂	32	-	23138,37	23138,37	16486,70	-	16486,70	-	-	-
CO ₂	44	-	-	-	1534,01	-	1534,01	-	-	-
C ₄ H ₁₀	58	3041,68	-	3041,68	81,82	-	81,82	-	-	-
C ₅ H ₁₂	72	38,14	-	38,14	38,14	-	38,14	-	-	-
H ₂ O	18	-	-	-	3887,08	-	3887,08	-	-	-
C ₇ H ₈	92	-	-	-	-	12296,71	-	12296,71	-	12296,71
C ₆ H ₁₂ O	100	-	-	-	-	3341,50	-	3341,50	3,79	3337,71
C ₄ H ₂ O ₃	98	-	-	-	3842,72	-	54,84	3787,88	3784,09	3,79
Total		3079,82	99302,18	102382,00	102382,00	15638,20	98594,13	19426,08	3787,88	15638,20

Keterangan	
AB	Absorber
AC	Akumulator
BC	Belt Conveyor
BE	Bucket Elevator
CL	Pendingin
F	Filter Udara
FC	Pengendali Laju Alir
FL	Flaker
HE	Heat Exchanger
K	Kompresor
LC	Pengendali Ketinggian
LI	Indikator Ketinggian
P	Pompa
PC	Pengendali Tekanan
PI	Indikator Tekanan
PR	Pressure Reducer
R	Reaktor
RB	Reboiler
RC	Pengendali Rasio
S	Silo
ST	Stripper
T	Tangki
TC	Pengendali Suhu
TI	Indikator Suhu

SIMBOL	
○	Nomor arus
□	Suhu °C
◇	Tekanan , atm
—	Pipa
—/—	Udara tekan
---	Listrik

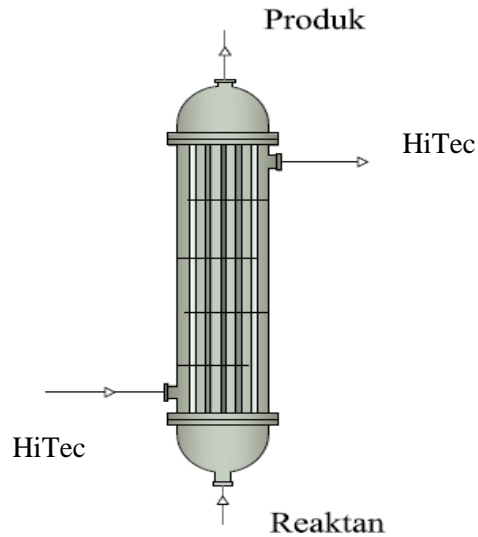
	PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL "VETERAN" YOGYAKARTA
	DIAGRAM ALIR PROSES ENGINEERING PRARANCANGAN PABRIK MALEAT ANHIDRAT DARI N-BUTANA DAN UDARA KAPASITAS PRODUKSI 30.000 ton/tahun
Dikerjakan Oleh :	No Mhs
NAMA : 1. PADUKE ARUNG JAGAD	121 140 169
2. ADHY ANWAR MAHARDIKA	121 140 199
PEMBIMBING : 1. Ir. ENDANG SULISTYAWATI, MT	
2. Ir. SRI WAHYUNI SANTRI R, MT	

REAKTOR

(R-01)

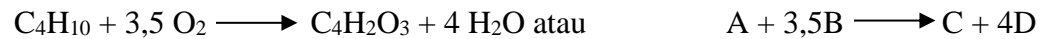
Tugas : Mengoksidasi butana untuk menghasilkan produk maleat anhidrat

Jenis : Reaktor *fixed bed multitube*

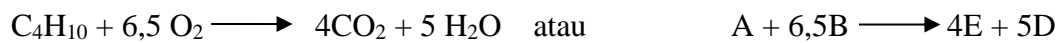


Reaksi:

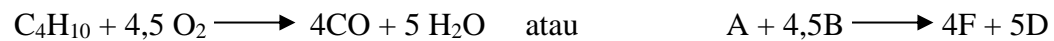
1. Sintesis Maleat Anhydrat dari oksidasi butana



2. Sintesis karbon dioksida dari oksidasi butana



3. Sintesis karbon monoksida dari oksidasi butana



Kondisi operasi:

Tekanan = 2 atm

Suhu = 390 - 403,717 °C

Data Komponen dalam Reaktor

Tabel 1. Laju alir massa masuk reaktor

Komponen	BM	Mol (Kmol/Jam)	Massa (Kg/Jam)
N ₂	28	2708.40	75835.18
O ₂	32	719.95	23038.53
C ₄ H ₁₀	58	52.22	3028.55
C ₅ H ₁₂	72	0.53	37.98
Total		3481.10	101940.24

Tabel 2. Kapasitas panas (J/mol.K)

Komponen	A	B	C	D	E
N ₂	29.342	-3.5395E-03	1.0076E-05	-4.31160E-09	2.5935E-13
CO	29.556	-6.5807E-03	2.0130E-05	-1.2227E-08	2.2617E-12
O ₂	29.526	-8.8999E-03	3.8083E-05	-3.2629E-08	8.8607E-12
CO ₂	27.437	4.2315E-02	-1.9555E-05	3.9968E-09	-2.9872E-13
C ₄ H ₁₀	20.056	2.8153E-01	-1.3143E-05	-9.4571E-08	3.4149E-11
C ₅ H ₁₂	26.671	3.2324E-01	4.2820E-05	-1.6639E-07	5.6036E-11
H ₂ O	33.933	-8.4186E-03	2.9906E-05	-1.7825E-08	3.6934E-12
C ₄ H ₂ O ₃	-72.015	1.0423E+00	-1.8716E-03	1.6527E-06	-5.5647E-10

Persamaan yang digunakan: $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$

Sumber: Carl. L Yaws, 1999, "Chemical Properties Handbook", Mc. Graw Hill, New York, Hal 30-55

Tabel 3. Viskositas (kg/m.s)

Komponen	A	B	C
N ₂	42.606	4.7500E-01	-9.8800E-05
CO	23.811	5.3944E-01	-1.5411E-04
O ₂	44.244	5.6200E-01	-1.1300E-04
CO ₂	11.811	4.9838E-01	-1.0851E-04
C ₄ H ₁₀	-4.9462	2.9000E-01	6.9665E-05
C ₅ H ₁₂	-3.202	2.6746E-01	-6.6178E-05
H ₂ O	-36.826	4.2900E-01	-1.6200E-05
C ₄ H ₂ O ₃	-11.219	2.9181E-01	1.0579E-05

Persamaan yang digunakan: $\eta = (A + BT + CT^2) \times 10^{-7}$

viskositas rata-rata:

$$\mu_{av} = \frac{\sum y_i \mu_i \sqrt{Mw_i}}{\sum y_i \sqrt{Mw_i}}$$

Sumber: Carl. L Yaws, 1999, "Chemical Properties Handbook", Mc. Graw Hill, New York, Hal 452-477

keterangan:

μ_{av} : viskositas (kg/m.s)

y_i : fraksi mol masing-masing komponen

μ_i : viskositas masing-masing komponen (kg/m.s)

M_{wi} : berat molekul masing-masing komponen (kg/kmol)

Tabel 4. Konduktivitas Thermal Fase Gas (J/s.m.K)

Komponen	A	B	C
N ₂	0.00309	7.5930E-05	-1.1014E-08
CO	0.00158	8.2511E-05	-1.9081E-08
O ₂	0.00121	8.6157E-05	-1.3346E-08
CO ₂	-0.01200	1.0208E-04	-2.2403E-08
C ₄ H ₁₀	-0.00182	1.9396E-05	1.3818E-07
C ₅ H ₁₂	-0.00137	1.8081E-05	1.2136E-07
H ₂ O	0.00053	4.7093E-05	4.9551E-08
C ₄ H ₂ O ₃	-0.01006	6.7349E-05	9.6585E-09

Persamaan yang digunakan: $\eta = A + BT + CT^2$

Sumber: Carl. L Yaws, 1999, “*Chemical Properties Handbook*”, Mc. Graw Hill, New York, Hal 505-530

Tabel 5. Panas Reaksi Standar

Komponen	ΔH_f^{0298} (kJ/mol)
N ₂	0
CO	-110.54
O ₂	0
CO ₂	-393.51
C ₄ H ₁₀	-126.1
C ₅ H ₁₂	-146.44
H ₂ O	-241.8
C ₄ H ₂ O ₃	-398.3

Sumber: Carl. L Yaws, 1999, “*Chemical Properties Handbook*”, Mc. Graw Hill, New York, Hal 288-313

Tabel 6. Stoikiometri

Komponen	Umpan	Bereaksi	Produk
A	F _{AO}	-F _{AO} X _{A1} -F _{AO} X _{A2} -F _{AO} X _{A3}	F _A
B	F _{BO}	-3,5F _{AO} X _{A1} -6,5F _{AO} X _{A2} -4,5 F _{AO} X _{A3}	F _B
C	F _{CO}	+F _{AO} X _{A1}	F _C
D	F _{DO}	+4 F _{AO} X _{A1} +5F _{AO} X _{A2} +5F _{AO} X _{A2}	F _D
E	F _{EO}	+4 F _{AO} X _{A2}	F _E
F	F _{FO}	+4 F _{AO} X _{A3}	F _F
Inert	F _{IO}	0	F _I
TOTAL	F_{to}	+0,5F _{AO} X _{A1} +1,5F _{AO} X _{A2} +3,5 F _{AO} X _{A3}	F_t

Kinetika Reaksi

$$-r_{C_4H_2O_3} = \frac{k_1 \cdot (K_1 P_{O_2})^{0,5}}{1 + (K_1 P_{O_2})^{0,5}} P_B$$

$$-r_{CO_2} = \frac{k_2 \cdot K_2 P_{O_2}}{1 + K_2 P_{O_2}} P_B$$

$$-r_{CO} = \frac{k_3 \cdot K_2 P_{O_2}}{1 + K_2 P_{O_2}} P_B$$

dengan hubungan,

$$r_i = \text{laju reaksi } i, \text{ mol.detik}^{-1} \cdot \text{m}^{-3}$$

$$k_i = \text{laju konstanta reaksi } i, \text{ detik}^{-1} \text{ (Orde 1)}$$

$$P_i = \text{Tekanan parsial komponen } i, \text{ atm}$$

$$K_1 = 59, \text{ koefisien kesetimbangan, atm}^{-1}$$

$$K_2 = 26, \text{ koefisien kesetimbangan, atm}^{-1}$$

$$k_1 = 1,96 \left[\frac{-30 \text{ kJ/kmol}}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{653} \right) \right], \text{ detik}^{-1}$$

$$k_2 = 0,86 \left[\frac{-35 \text{ kJ/kmol}}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{653} \right) \right], \text{ detik}^{-1}$$

$$k_3 = 0,07 \left[\frac{-43 \text{ kJ/kmol}}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{653} \right) \right], \text{ detik}^{-1}$$

Sumber: Lorences, 2003. *Butane Oxidation to Maleic Anhydride*, Ind. Eng. Chem. Res. 6730-6742.

Keterangan:

r_i : laju reaksi komponen i (mol/kg katalis.detik)

$k_{1,2,3}$: laju konstanta reaksi i

$K_{1,2}$: konstanta kesetimbangan komponen i (atm^{-1})

P_i : tekanan parsial komponen i (atm)

R : tetapan gas ideal (kJ/kmol.K)

T : suhu operasi (K)

Data Katalis

1. Katalis Oksidasi Butana, VPO

Bentuk = bulat

Densitas = 1890 kg/m^3

Diameter = 6,4 mm

Porositas = 0,184

Bed *surface* = $50 \text{ m}^2/\text{g}$

Sumber: Paradis et al. 1940. *Maleic Anhydride Production*. US PATENT 4231943.

Data Pendingin

Jenis	=	HITEC (<i>Heat Transfer Salt</i>)
Viskositas, η (390 °C)	=	$1,85 \times 10^{-3}$ kg/m.s
Kapasitas panas, C_p (390 °C)	=	1560 J/kg.K
Range operasi	=	149 - 538 °C
Komposisi	=	- 53% <i>Potassium Nitrat</i> (KNO_3) - 40% <i>Sodium Nitrit</i> ($NaNO_2$) - 7% <i>Sodium Nitrat</i> ($NaNO_3$)

Fluida pendingin keluar reaktor akan dimanfaatkan sebagai pemanas pada *reboiler* dan *heater* kemudian disiklus kembalikan menuju reaktor melalui *cooler*.

Sumber: www.engineeringtoolbox.com, hal 1

Asumsi-asumsi dalam sistem reaktor:

1. Reaktor bekerja dalam keadaan *steady state*
2. Reaksi berlangsung searah aksial dalam pipa
3. Perpindahan panas berlangsung dari dalam menuju arah luar
4. Gas mengikuti kaidah ideal

Pembentukan Pemodelan Matematis

1. Neraca Massa Komponen C₄H₂O₃ (Reaksi Pertama)

Reaksi:

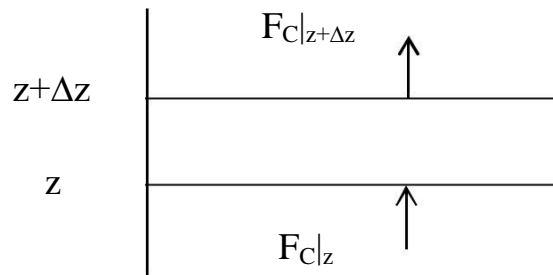
Sintesis Maleat Anhidrat dari oksidasi butana



Sintesis karbon dioksida dari oksidasi butana



Sintesis karbon monoksida dari oksidasi butana



[kec. massa C₄H₂O₃ masuk] – [kec. massa C₄H₂O₃ keluar] + [kec. massa C₄H₂O₃ reaksi] = [kec. massa C₄H₂O₃ akumulasi]

steady state, akumulasi = 0

$$F_C|_z - F_C|_{z+\Delta z} + r_C \cdot \Delta V = 0$$

$$F_C|_z - F_C|_{z+\Delta z} = -r_C \cdot \Delta V$$

$$\lim_{\Delta v \rightarrow 0} \frac{F_C|_z - F_C|_{z+\Delta z}}{\Delta v} = -r_C$$

$$-\frac{dF_C}{dV} = -r_C \dots \dots \dots (A)$$

$$F_C = F_{AO} \cdot x_{A1} \dots \dots \dots (B)$$

$$dV = \frac{\pi}{4} Id^2 \cdot dz \dots \dots \dots (C)$$

Substitusi persamaan (B) dan (C) ke persamaan (A), maka diperoleh :

$$\frac{d(F_{AO}x_{A1})}{d(\frac{\pi}{4} Id^2 \cdot z)} = -r_c$$

$$\frac{d(F_{AO} \cdot x_{A1})}{\frac{\pi}{4} Id^2 \cdot dz} = -r_c$$

$$F_{AO} \frac{dx_{A1}}{\frac{\pi}{4} Id^2 \cdot dz} = -r_c$$

$$\frac{dx_{A1}}{dz} = \frac{(-r_c) \cdot \pi \cdot Id^2}{4F_{AO}} \dots \dots \dots (1)$$

keterangan:

F_C : kecepatan mol $C_4H_2O_3$ (kmol/j)

F_{Co} : kecepatan awal mol $C_4H_2O_3$ (kmol/j)

r_c : laju reaksi $C_4H_2O_3$ dalam sistem (mol/m³.detik)

V : volume reaktor (m³)

Id : diameter dalam pipa (m)

z : tinggi bed katalis (m)

X_{A1} : konversi C_4H_{10} untuk $C_4H_2O_3$

Sumber: Lorences, 2003. *Butane Oxidation to Maleic Anhydride*, Ind. Eng. Chem. Res.6730-6742.

2. Neraca Massa Komponen CO₂ (Reaksi Kedua)

Reaksi:

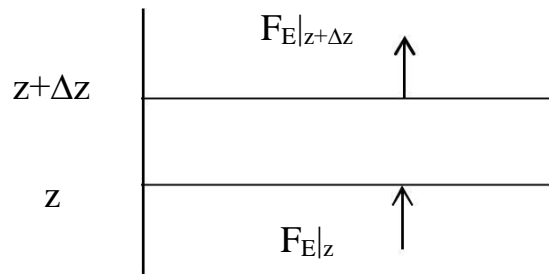
Sintesis Maleat Anhidrat dari oksidasi butana



Sintesis karbon dioksida dari oksidasi butana



Sintesis karbon monoksida dari oksidasi butana



[kec. massa CO₂ masuk] – [kec. massa CO₂ keluar] + [kec. massa CO₂ reaksi] = [kec. massa CO₂ akumulasi]

steady state, akumulasi = 0

$$F_E|_z - F_E|_{z+\Delta z} + r_E \cdot \Delta V = 0$$

$$F_E|_z - F_E|_{z+\Delta z} = -r_E \cdot \Delta V$$

$$\lim_{\Delta v \rightarrow 0} \frac{F_E|_z - F_E|_{z+\Delta z}}{\Delta v} = -r_E$$

$$-\frac{dF_E}{dV} = -r_E \dots \dots \dots (D)$$

$$F_E = 4F_{AO} \cdot x_{A2} \dots \dots \dots (E)$$

$$dV = \frac{\pi}{4} Id^2 \cdot dz \dots \dots \dots (F)$$

Substitusi persamaan (E) dan (F) ke persamaan (D), maka diperoleh :

$$\frac{d(4F_{AO}x_{A2})}{d(\frac{\pi}{4}Id^2 \cdot z)} = -r_E$$

$$\frac{d(4F_{AO} \cdot x_{A2})}{\frac{\pi}{4}Id^2 \cdot dz} = -r_E$$

$$4F_{AO} \frac{dx_{A2}}{\frac{\pi}{4}Id^2 \cdot dz} = -r_E$$

$$\frac{dx_{A2}}{dz} = \frac{(-r_E) \cdot \pi \cdot Id^2}{16F_{AO}} \dots \dots \dots (2)$$

keterangan:

F_E : kecepatan mol CO₂ (kmol/j)

F_{E0} : kecepatan awal mol CO₂ (kmol/j)

r_E : laju reaksi CO₂ dalam sistem (mol/m³.detik)

V : volume reaktor (m³)

Id : diameter dalam pipa (m)

z : tinggi bed katalis (m)

X_{A2} : konversi C₄H₁₀ untuk CO₂

Sumber: Lorences, 2003. *Butane Oxidation to Maleic Anhydride*, Ind. Eng. Chem. Res.6730-6742.

3. Neraca Massa Komponen CO (Reaksi Ketiga)

Reaksi:

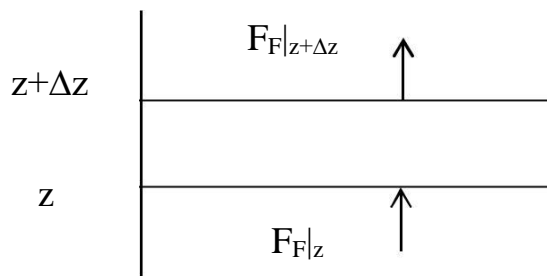
Sintesis Maleat Anhidrat dari oksidasi butana



Sintesis karbon dioksida dari oksidasi butana



Sintesis karbon monoksida dari oksidasi butana



[kec. massa CO masuk] – [kec. massa CO keluar] + [kec. massa CO reaksi] = [kec. massa CO akumulasi]

steady state, akumulasi = 0

$$F_F|_z - F_F|_{z+\Delta z} + r_F \cdot \Delta V = 0$$

$$F_F|_z - F_F|_{z+\Delta z} = -r_F \cdot \Delta V$$

$$\lim_{\Delta v \rightarrow 0} \frac{F_F|_z - F_F|_{z+\Delta z}}{\Delta v} = -r_F$$

$$-\frac{dF_F}{dV} = -r_F \dots \dots \dots (G)$$

$$F_F = 4F_{AO} \cdot x_{A3} \dots \dots \dots (H)$$

$$dV = \frac{\pi}{4} Id^2 \cdot dz \dots \dots \dots (I)$$

Substitusi persamaan (H) dan (I) ke persamaan (G), maka diperoleh :

$$\frac{d(4F_{AO}x_{A3})}{d(\frac{\pi}{4}Id^2 \cdot z)} = -r_F$$

$$\frac{d(4F_{AO} \cdot x_{A3})}{\frac{\pi}{4}Id^2 \cdot dz} = -r_F$$

$$4F_{AO} \frac{dx_{A3}}{\frac{\pi}{4}Id^2 \cdot dz} = -r_F$$

$$\frac{dx_{A3}}{dz} = \frac{(-r_F) \cdot \pi \cdot Id^2}{16F_{AO}} \dots \dots \dots (3)$$

keterangan:

F_F : kecepatan mol CO (kmol/j)

F_{F_0} : kecepatan awal mol CO (kmol/j)

r_F : laju reaksi CO dalam sistem (mol/m³.detik)

V : volume reaktor (m³)

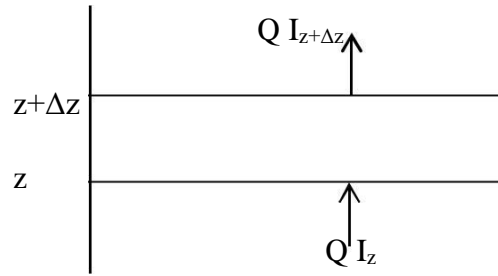
Id : diameter dalam pipa (m)

z : tinggi bed katalis (m)

X_{A3} : konversi C₄H₁₀ untuk CO

Sumber: Lorences, 2003. *Butane Oxidation to Maleic Anhydride*, Ind. Eng. Chem. Res.6730-6742.

2. Neraca Energi



[kec. panas masuk] – [kec. panas keluar] + [kec. panas generasi] = [kec. panas akumulasi]

ditinjau keadaan *steady state*, akumulasi = 0

$$Q|_z - Q|_{z+\Delta z} + Q_R - Q_P = 0$$

$$F_i \cdot C_{p_i} (T_g - T_{ref})|_z - F_o \cdot C_{p_o} (T_g - T_{ref})|_{z+\Delta z} + [\Sigma(-\Delta H_{r_i}) \cdot (-r_i)] \Delta V - U_D \cdot \pi \cdot O_D \cdot \Delta z \cdot (T_g - T_p) = 0$$

$$F_o \cdot C_{p_o} (T_g - T_{ref})|_{z+\Delta z} - F_i \cdot C_{p_i} (T_g - T_{ref})|_z = \frac{[\Sigma(-\Delta H_{r_i}) \cdot (-r_i)] \cdot \pi \cdot I_D^2}{4} \cdot \Delta z - U_D \cdot \pi \cdot O_D \cdot \Delta z \cdot (T_g - T_p) = 0$$

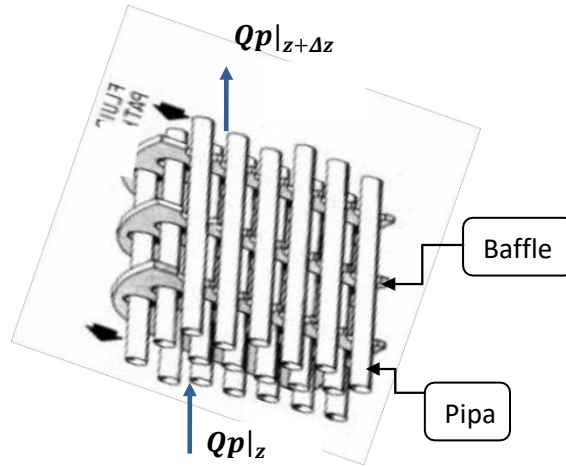
$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \left[\frac{(T_g - T_o)|_{z+\Delta z} - (T_g - T_o)|_z}{\Delta z} \right] = \frac{[\Sigma(-\Delta H_{r_i}) \cdot (-r_i)] \cdot \pi \cdot I_D^2}{4 \Sigma F_i C_{p_i}} - \frac{U_D \cdot \pi \cdot O_D \cdot (T_g - T_p)}{\Sigma F_i C_{p_i}}$$

$$\frac{dT_g}{dz} = \frac{[\Sigma(-\Delta H_{r_i}) \cdot (-r_i)] \cdot \frac{\pi \cdot I_D^2}{4} - U_D \cdot \pi \cdot O_D \cdot (T_g - T_p)}{\Sigma F_i C_{p_i}} \dots \dots \dots (4)$$

keterangan:

- F_i : laju alir mol (kmol/jam)
- C_{p_i} : kapasitas panas komponen i (kJ/kmol .K)
- U_D : koefisien transfer panas overall (kJ/det.m² .K)
- T_g : suhu gas dalam pipa (K)
- T_{ref} : suhu referensi (K)
- T_p : suhu dinding pipa (K)
- z : tinggi tumpukan katalisator (m)
- O_D : diameter luar (m)
- $\frac{dT}{dz}$: perubahan suhu per tinggi *bed* katalis(K/m)

4. Neraca Energi untuk Media Pendingin



[kec. panas masuk] – [kec. panas keluar] + [perpindahan panas dalam sistem] = [kec. panas akumulasi]

$$Q_p|_z - Q_p|_{z + \Delta z} - Q_{pp} = 0$$

$$Q_p|_z - Q_p|_{z + \Delta z} - U_d \pi O_d n_{pipa} (T_p - T_g) \Delta z = 0$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{Q_p|_z - Q_p|_{z + \Delta z}}{\Delta z} = U_d \pi O_d n_{pipa} (T_p - T_g)$$

$$\frac{dQ_g}{dz} = - U_d \pi O_d n_{pipa} (T_p - T_g)$$

Dengan $Q_g = f_{mass} c_{pp} (T_p - T_{reff})$

$$\frac{df_{mass} c_{pp} (T_p - T_{reff})}{dz} = - U_d \pi O_d n_{pipa} (T_p - T_g)$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{-U_d \pi O_d n_{pipa} (T_p - T_g)}{f_{mass} c_{pp}} \dots \dots \dots (5)$$

keterangan:

C_{pp} : Kapasitas panas media pendingin (kJ/kmol K)

f_{mass} : Kecepatan massa media pendingin (kg/jam)

N_{pipa} : Jumlah pipa

O_d : Diameter luar pipa (m)

U_d : Koefisien perpindahan kalor (kj/m² jam K)

T_p : Suhu pemanas (K)

T_g : Suhu gas (K)

5. Pressure Drop

Persamaan penurunan tekanan dihitung dengan persamaan Ergun

$$\frac{dP}{dz} = \left[- \left(\frac{Gt}{\rho_g D_p} \right) \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \right] \left(\frac{150 (1-\varepsilon) \mu m}{D_p} + 1,75 Gt \right) \dots\dots\dots(6)$$

Sumber: Fogler,1991,"*Element of Chemical Reaction Engineering*", Hal 191

keterangan:

D_p : diameter katalis (m)

G_t : fluks massa superfisial gas (kg/m² jam)

ρ_g : densitas campuran pada gas (kg/m³)

μ_m : viskositas campuran pada gas (kg/m jam)

P : tekanan (atm)

ε : porositas katalis

dari pemodelan matematis diperoleh persamaan:

$$\frac{dx_{A1}}{dz} = \frac{(-r_c) \cdot \pi \cdot l \cdot d^2}{4F_{AO}} \dots\dots\dots(1)$$

$$\frac{dx_{A2}}{dz} = \frac{(-r_E) \cdot \pi \cdot l \cdot d^2}{16F_{AO}} \dots\dots\dots(2)$$

$$\frac{dx_{A3}}{dz} = \frac{(-r_F) \cdot \pi \cdot l \cdot d^2}{16F_{AO}} \dots\dots\dots(3)$$

$$\frac{dT_g}{dz} = \frac{[\Sigma(-\Delta H_{ri}) \cdot (-r_i)] \cdot \frac{\pi}{4} \cdot l_D^2 - U_D \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T_g - T_p)}{\Sigma F_i C p_i} \dots\dots\dots(4)$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{-U d \pi O d n_{pipa} (T_p - T_g)}{f_{mass} C p_p} \dots\dots\dots(5)$$

$$\frac{dP}{dz} = \left[- \left(\frac{Gt}{\rho_g D_p} \right) \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \right] \left(\frac{150 (1-\varepsilon) \mu m}{D_p} + 1,75 Gt \right) \dots\dots\dots(6)$$

Persaman Pendukung

1. Tekanan Parsial

$$P_A = \frac{-FAOXA1 - FAOXA2 - FAOXA3}{F_{TO}} \times P$$

$$P_B = \frac{-3,5FAOXA1 - 6,5FAOXA2 - 4,5 FAOXA3}{F_{TO}} \times P$$

$$P_C = \frac{FAOXA1}{F_{TO}} \times P$$

$$P_D = \frac{4 FAOXA1 + 5FAOXA2 + 5FAOXA2}{F_{TO}} \times P$$

$$P_E = \frac{4 FAOXA2}{F_{TO}} \times P$$

$$P_F = \frac{4 FAOXA3}{F_{TO}} \times P$$

keterangan:

P_i : tekanan parsial komponen i (atm)

P : tekanan total (atm)

F_i : laju alir mol komponen i (kmol/jam)

2. Panas Reaksi

$$\Delta H_{R1} = [\Delta H_f^\circ C_4H_2O_3 + 4\Delta H_f^\circ H_2O] - [\Delta H_f^\circ C_4H_{10} + 3,5\Delta H_f^\circ O_2] + \left(\int_{298}^T C_{p_{C_4H_2O_3}} dT + \int_{298}^T C_{p_{H_2O}} dT \right) - \left(\int_{298}^T C_{p_{C_4H_{10}}} dT + \int_{298}^T C_{p_{O_2}} dT \right)$$

$$\Delta H_{R2} = [4.\Delta H_f^\circ CO_2 + 5\Delta H_f^\circ H_2O] - [\Delta H_f^\circ C_4H_{10} + 6,5\Delta H_f^\circ O_2] + \left(\int_{298}^T C_{p_{CO_2}} dT + \int_{298}^T C_{p_{H_2O}} dT \right) - \left(\int_{298}^T C_{p_{C_4H_{10}}} dT + \int_{298}^T C_{p_{O_2}} dT \right)$$

$$\Delta H_{R3} = [4.\Delta H_f^\circ CO + 5\Delta H_f^\circ H_2O] - [\Delta H_f^\circ C_4H_{10} + 6,5\Delta H_f^\circ O_2] + \left(\int_{298}^T C_{p_{CO}} dT + \int_{298}^T C_{p_{H_2O}} dT \right) - \left(\int_{298}^T C_{p_{C_4H_{10}}} dT + \int_{298}^T C_{p_{O_2}} dT \right)$$

keterangan:

ΔH_{Ri} : panas reaksi i (kJ/kmol)

$\Delta H_f^{\circ}_{298,i}$: panas reaksi standar komponen i (kJ/kmol)

C_{pi} : kapasitas panas komponen i (kJ/kmol.K)

3. $\Sigma F_i C_{pi}$

$$\Sigma F_i C_{pi} = F_A C_{pA} + F_B C_{pB} + F_C C_{pD} + F_E C_{pE} + F_F C_{pF} + F_{inert} C_{pinert}$$

4. Densitas Campuran

$$\rho_g = \frac{P \cdot BM_{mix}}{RT_g}$$

dengan hubungan:

$$BM_{mix} = \Sigma y_i BM_i$$

keterangan:

P : tekanan operasi total (atm)

BM_{mix} : berat molekul campuran (kg/kmol)

R : tetapan gas ideal (atm.m³/kmol.K)

T_g : suhu operasi (K)

T_p : suhu pendingin (K)

P : tekanan operasi (atm)

5. Penyelesaian Model Matematis

Pemodelan matematis diselesaikan secara numerik menggunakan Runge Kutta:

a. Reaksi Oksidasi Butana

$$\frac{dx_{A1}}{dz} = \frac{(-r_C).\pi.l.d^2}{4F_{AO}} \dots\dots\dots (1)$$

$$\frac{dx_{A2}}{dz} = \frac{(-r_E).\pi.l.d^2}{16F_{AO}} \dots\dots\dots (2)$$

$$\frac{dx_{A3}}{dz} = \frac{(-r_F).\pi.l.d^2}{16F_{AO}} \dots\dots\dots (3)$$

$$\frac{dT_g}{dz} = \frac{[\Sigma(-\Delta H_{ri}).(-r_i)].\frac{\pi}{4}.l_D^2 - U_D.\pi.D_o.(T_g - T_p)}{\Sigma F_i C p_i} \dots\dots\dots (4)$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{-U_d \pi O_d n p i p a (T_p - T_g)}{f_{mass} C p_p} \dots\dots\dots (5)$$

$$\frac{dP}{dz} = \left[- \left(\frac{Gt}{\rho g D p} \right) \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \right] \left(\frac{150 (1-\varepsilon) \mu m}{D p} + 1,75 Gt \right) \dots\dots\dots (6)$$

Kondisi awal:

$$z_0 = 0 ; X_{A1,0} = 0 ; X_{A2,0} = 0 ; X_{A3,0} = 0 ; T_{g0} = 663 \text{ K} ; T_{p0} = 500 \text{ K} ; P_0 = 2,0 \text{ atm}$$

dipilih step size, h=0,01

$$k_{1,i} = \text{pers } 1(z, X_{A1}, X_{A2}, X_{A3}, T_g, T_p, P)$$

$$l_{1,i} = \text{pers } 2(z, X_{A1}, X_{A2}, X_{A3}, T_g, T_p, P)$$

$$m_{1,i} = \text{pers } 3(z, X_{A1}, X_{A2}, X_{A3}, T_g, T_p, P)$$

$$n_{1,i} = \text{pers } 4(z, X_{A1}, X_{A2}, X_{A3}, T_g, T_p, P)$$

$$o_{1,i} = \text{pers } 5(z, X_{A1}, X_{A2}, X_{A3}, T_g, T_p, P)$$

$$p_{1,i} = \text{pers } 6(z, X_{A1}, X_{A2}, X_{A3}, T_g, T_p, P)$$

$$k_{2,i} = \text{pers } 1(z+0,5h, X_{A1}+0,5k_1h, X_{A2}+0,5l_1h, X_{A3}+0,5m_1h, T_g+0,5n_1h, T_p+0,5o_1h, P+0,5p_1h)$$

$$l_{2,i} = \text{pers } 2(z+0,5h, X_{A1}+0,5k_1h, X_{A2}+0,5l_1h, X_{A3}+0,5m_1h, T_g+0,5n_1h, T_p+0,5o_1h, P+0,5p_1h)$$

$$m_{2,i} = \text{pers } 3(z+0,5h, X_{A1}+0,5k_1h, X_{A2}+0,5l_1h, X_{A3}+0,5m_1h, T_g+0,5n_1h, T_p+0,5o_1h, P+0,5p_1h)$$

$$n_{2,i} = \text{pers } 4(z+0,5h, X_{A1}+0,5k_1h, X_{A2}+0,5l_1h, X_{A3}+0,5m_1h, T_g+0,5n_1h, T_p+0,5o_1h, P+0,5p_1h)$$

$$o_{2,i} = \text{pers } 5(z+0,5h, X_{A1}+0,5k_1h, X_{A2}+0,5l_1h, X_{A3}+0,5m_1h, T_g+0,5n_1h, T_p+0,5o_1h, P+0,5p_1h)$$

$$p_{2,i} = \text{pers } 6(z+0,5h, X_{A1}+0,5k_1h, X_{A2}+0,5l_1h, X_{A3}+0,5m_1h, T_g+0,5n_1h, T_p+0,5o_1h, P+0,5p_1h)$$

$$\begin{aligned}
k_{3,i} &= \text{pers } 1(z+0,5h, X_{A1}+0,5k_{2h}, X_{A2}+0,5l_{2h}, X_{A3}+0,5m_{2h}, T_g+0,5n_{2h}, T_p+0,5o_{2h}, P+0,5p_{2h}) \\
l_{3,i} &= \text{pers } 2(z+0,5h, X_{A1}+0,5k_{2h}, X_{A2}+0,5l_{2h}, X_{A3}+0,5m_{2h}, T_g+0,5n_{2h}, T_p+0,5o_{2h}, P+0,5p_{2h}) \\
m_{3,i} &= \text{pers } 3(z+0,5h, X_{A1}+0,5k_{2h}, X_{A2}+0,5l_{2h}, X_{A3}+0,5m_{2h}, T_g+0,5n_{2h}, T_p+0,5o_{2h}, P+0,5p_{2h}) \\
n_{3,i} &= \text{pers } 4(z+0,5h, X_{A1}+0,5k_{2h}, X_{A2}+0,5l_{2h}, X_{A3}+0,5m_{2h}, T_g+0,5n_{2h}, T_p+0,5o_{2h}, P+0,5p_{2h}) \\
o_{3,i} &= \text{pers } 5(z+0,5h, X_{A1}+0,5k_{2h}, X_{A2}+0,5l_{2h}, X_{A3}+0,5m_{2h}, T_g+0,5n_{2h}, T_p+0,5o_{2h}, P+0,5p_{2h}) \\
p_{3,i} &= \text{pers } 6(z+0,5h, X_{A1}+0,5k_{2h}, X_{A2}+0,5l_{2h}, X_{A3}+0,5m_{2h}, T_g+0,5n_{2h}, T_p+0,5o_{2h}, P+0,5p_{2h})
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
k_{4,i} &= \text{pers } 1(z+h, X_{A1}+k_{3h}, X_{A2}+l_{3h}, X_{A3}+m_{3h}, T_g+n_{3h}, T_p+o_{3h}, P+p_{3h}) \\
l_{4,i} &= \text{pers } 2(z+h, X_{A1}+k_{3h}, X_{A2}+l_{3h}, X_{A3}+m_{3h}, T_g+n_{3h}, T_p+o_{3h}, P+p_{3h}) \\
m_{4,i} &= \text{pers } 3(z+h, X_{A1}+k_{3h}, X_{A2}+l_{3h}, X_{A3}+m_{3h}, T_g+n_{3h}, T_p+o_{3h}, P+p_{3h}) \\
n_{4,i} &= \text{pers } 4(z+h, X_{A1}+k_{3h}, X_{A2}+l_{3h}, X_{A3}+m_{3h}, T_g+n_{3h}, T_p+o_{3h}, P+p_{3h}) \\
o_{4,i} &= \text{pers } 5(z+h, X_{A1}+k_{3h}, X_{A2}+l_{3h}, X_{A3}+m_{3h}, T_g+n_{3h}, T_p+o_{3h}, P+p_{3h}) \\
p_{4,i} &= \text{pers } 6(z+h, X_{A1}+k_{3h}, X_{A2}+l_{3h}, X_{A3}+m_{3h}, T_g+n_{3h}, T_p+o_{3h}, P+p_{3h})
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
z_{i+1} &= z_i + h \\
X_{A1,i+1} &= X_{A1,i} + \frac{h}{6}(k_{1,I} + 2k_{2,I} + 2k_{3,I} + k_{4,i}) \\
X_{A2,i+1} &= X_{A2,i} + \frac{h}{6}(l_{1,I} + 2l_{2,I} + 2l_{3,I} + l_{4,i}) \\
X_{A3,i+1} &= X_{A3,i} + \frac{h}{6}(m_{1,I} + 2m_{2,I} + 2m_{3,I} + m_{4,i}) \\
T_{g,i+1} &= T_{g,i} + \frac{h}{6}(n_{1,I} + 2n_{2,I} + 2n_{3,I} + n_{4,i}) \\
T_{p,i+1} &= T_{p,i} + \frac{h}{6}(o_{1,I} + 2o_{2,I} + 2o_{3,I} + o_{4,i}) \\
P_{i+1} &= P_i + \frac{h}{6}(p_{1,I} + 2p_{2,I} + 2p_{3,I} + p_{4,i})
\end{aligned}$$

Hasil Simulasi tanpa Pendingin

Pemodelan Matematis yang telah disusun diselesaikan dengan pemrograman Scilab menggunakan metode numerik Runge Kutta:

a. Reaksi Oksidasi Butana

Tabel 7. Hasil simulasi pemodelan matematis untuk reaksi 1, reaksi 2 dan reaksi 3

Z (m)	X _{A,1}	X _{A,2}	X _{A,3}	T _g (°C)	P (atm)
0.0	0	0	0	390	2,0
0.1	0.0103	0.0058	0.0002	393.7096	1.9947
0.2	0.0243	0.0137	0.0036	396.0735	1.9891
0.3	0.0385	0.0217	0.0091	399.5078	1.9835
0.4	0.0527	0.0297	0.0153	402.6569	1.9779
0.5	0.0667	0.0376	0.0227	405.7656	1.9723
0.6	0.0806	0.0454	0.0304	408.8558	1.9666
0.7	0.0943	0.0531	0.0386	411.9288	1.9609
0.8	0.1079	0.0607	0.0440	414.9840	1.9551
0.9	0.1213	0.0683	0.0527	417.0208	1.9493
1.0	0.1345	0.0757	0.0542	420.0385	1.9435
1.1	0.1475	0.0830	0.0568	423.0367	1.9377
1.2	0.1603	0.0902	0.0590	426.0150	1.9318
1.3	0.1728	0.0973	0.0612	429.9729	1.9259
1.4	0.1852	0.1042	0.0636	432.9103	1.9200
1.5	0.1973	0.1110	0.0652	435.8268	1.9140
1.6	0.2092	0.1177	0.0678	438.7224	1.9081
1.7	0.2208	0.1243	0.0691	441.5968	1.9020
1.8	0.2322	0.1307	0.0715	444.4502	1.8960
1.9	0.2434	0.1370	0.0740	446.2824	1.8899
2.0	0.2543	0.1431	0.0764	447.0936	1.8838
2.1	0.2650	0.1491	0.0781	448.8838	1.8776
2.2	0.2754	0.1549	0.0803	449.6532	1.8714
2.3	0.2855	0.1607	0.0829	450.4019	1.8652
2.4	0.2955	0.1662	0.0842	451.1302	1.8590
2.5	0.3051	0.1717	0.0864	452.8383	1.8527
2.6	0.3145	0.1770	0.0887	453.5265	1.8464
2.7	0.3237	0.1821	0.0901	454.1951	1.8401
2.8	0.3326	0.1871	0.0922	455.8443	1.8337
2.9	0.3413	0.1920	0.0945	456.4745	1.8273
3.0	0.3498	0.1967	0.0968	457.0861	1.8209
3.1	0.3580	0.2014	0.0980	458.6794	1.8144
3.2	0.3660	0.2058	0.1004	459.2548	1.8079
3.3	0.3737	0.2102	0.1026	460.8127	1.8014
3.4	0.3813	0.2144	0.1044	461.3534	1.7948
3.5	0.3886	0.2185	0.1061	462.8774	1.7882
3.6	0.3957	0.2225	0.1089	463.3850	1.7816

3.7	0.4026	0.2264	0.1107	464.8766	1.7750
3.8	0.4092	0.2301	0.1125	465.3527	1.7683
3.9	0.4157	0.2338	0.1142	466.8137	1.7616
4.0	0.4220	0.2373	0.1176	467.2599	1.7548
4.1	0.4281	0.2407	0.1192	468.6917	1.7480
4.2	0.4340	0.2440	0.1213	469.1096	1.7412
4.3	0.4397	0.2472	0.1236	470.5140	1.7344
4.4	0.4452	0.2503	0.1252	471.9051	1.7275
4.5	0.4506	0.2533	0.1278	472.2835	1.7206
4.6	0.4558	0.2563	0.1294	473.6494	1.7136
4.7	0.4608	0.2591	0.1316	474.0033	1.7066
4.8	0.4657	0.2618	0.1337	475.3456	1.6996
4.9	0.4704	0.2644	0.1353	476.6764	1.6926
5.0	0.4750	0.2670	0.1376	477.9963	1.6855
5.1	0.4794	0.2695	0.1390	478.3056	1.6784
5.2	0.4836	0.2719	0.1412	479.6046	1.6712
5.3	0.4878	0.2742	0.1435	480.8936	1.6640
5.4	0.4918	0.2764	0.1461	481.1729	1.6568
5.5	0.4956	0.2786	0.1482	482.4429	1.6495
5.6	0.4994	0.2807	0.1504	483.7038	1.6422
5.7	0.5030	0.2827	0.1526	484.9560	1.6349
5.8	0.5065	0.2847	0.1543	485.1998	1.6275
5.9	0.5099	0.2865	0.1567	486.4354	1.6201
6.0	0.5131	0.2884	0.1584	487.6630	1.6126
6.1	0.5163	0.2901	0.1599	488.8830	1.6051
6.2	0.5194	0.2918	0.1613	489.0956	1.5976
6.3	0.5223	0.2935	0.1627	490.3011	1.5900
6.4	0.5252	0.2951	0.1641	491.4997	1.5824
6.5	0.5279	0.2966	0.1655	492.6916	1.5748

Berdasarkan hasil simulasi diatas, reaktor tanpa pendingin tidak dapat bekerja secara efektif karena tidak bisa menjaga kondisi suhu operasi tetap pada *range* nya yaitu 390-430 °C.

Hasil Simulasi dengan Pendingin

Pemodelan Matematis yang telah disusun diselesaikan dengan pemrograman Scilab menggunakan metode numerik Runge Kutta:

a. Reaksi Oksidasi Butana

Tabel 8. Hasil simulasi pemodelan matematis untuk reaksi 1, reaksi 2 dan reaksi 3

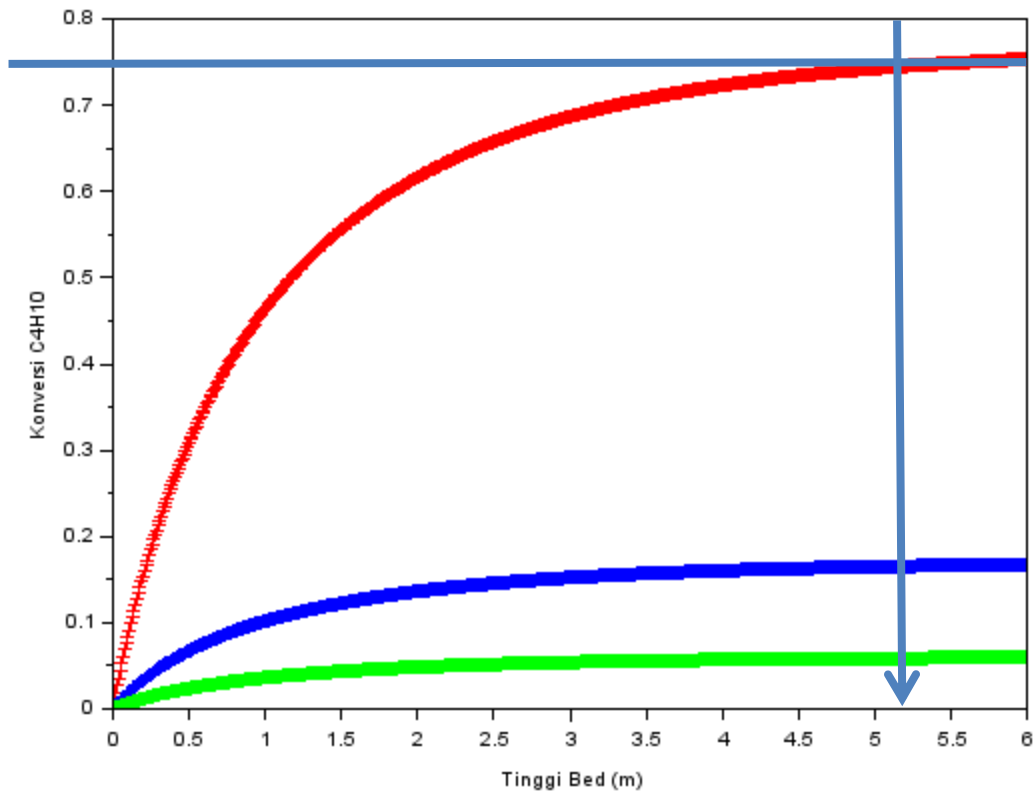
Z (m)	X _{A,1}	X _{A,2}	X _{A,3}	T _g (°C)	T _p (°C)	P (atm)
0.0	0	0	0	390	200	2,0
0.1	0,0840	0,0183	0,0065	391,4437	204,1847	1.9954
0.2	0,1539	0,0335	0,0119	392,6611	208,2965	1.9907
0.3	0,2130	0,0465	0,0166	393,7044	212,3323	1.9859
0.4	0,2638	0,0577	0,0205	394,6099	216,2899	1.9810
0.5	0,3079	0,0674	0,0240	395,4040	220,1681	1.9762
0.6	0,3466	0,0760	0,0271	396,1062	223,9663	1.9713
0.7	0,3808	0,0836	0,0298	396,7318	227,6845	1.9664
0.8	0,4113	0,0903	0,0322	397,2924	231,3229	1.9615
0.9	0,4386	0,0964	0,0343	397,7973	234,8819	1.9565
1.0	0,4631	0,1019	0,0363	398,2543	238,3622	1.9515
1.1	0,4854	0,1069	0,0381	398,6694	241,7648	1.9465
1.2	0,5055	0,1114	0,0397	399,0478	245,0905	1.9415
1.3	0,5239	0,1155	0,0411	399,3938	248,3405	1.9365
1.4	0,5407	0,1193	0,0425	399,7211	251,5159	1.9314
1.5	0,5560	0,1227	0,0437	400,0027	254,6180	1.9263
1.6	0,5701	0,1259	0,0448	400,2713	257,6479	1.9211
1.7	0,5831	0,1288	0,0459	400,5193	260,6070	1.9160
1.8	0,5951	0,1315	0,0468	400,7486	263,4965	1.9108
1.9	0,6062	0,1340	0,0477	400,9610	266,3178	1.9056
2.0	0,6164	0,1363	0,0486	401,1581	269,0723	1.9003
2.1	0,6259	0,1385	0,0493	401,3411	271,7611	1.8951
2.2	0,6348	0,1405	0,0500	401,5113	274,3858	1.8898
2.3	0,6430	0,1423	0,0507	401,6698	276,9476	1.8845
2.4	0,6506	0,1441	0,0513	401,8176	279,4478	1.8791
2.5	0,6577	0,1457	0,0519	401,9554	281,8878	1.8738
2.6	0,6643	0,1472	0,0524	402,0842	284,2687	1.8684
2.7	0,6705	0,1486	0,0529	402,2045	286,5920	1.8630
2.8	0,6763	0,1499	0,0534	402,3171	288,8589	1.8576
2.9	0,6817	0,1511	0,0538	402,4224	291,0706	1.8521
3.0	0,6868	0,1523	0,0542	402,5211	293,2284	1.8466
3.1	0,6915	0,1533	0,0546	402,6136	295,3335	1.8411
3.2	0,6959	0,1544	0,0550	402,7004	297,3871	1.8356
3.3	0,7001	0,1553	0,0553	402,7818	299,3903	1.8300
3.4	0,7040	0,1562	0,0556	402,8583	301,3443	1.8245
3.5	0,7077	0,1570	0,0559	402,9300	303,2502	1.8189
3.6	0,7111	0,1578	0,0562	402,9975	305,1092	1.8133

3.7	0.7144	0.1585	0.0565	403.0609	306.9224	1.8076
3.8	0.7174	0.1592	0.0567	403.1206	308.6907	1.8019
3.9	0.7203	0.1599	0.0569	403.1767	310.4154	1.7962
4.0	0.7230	0.1605	0.0572	403.2295	312.0973	1.7905
4.1	0.7255	0.1611	0.0574	403.2792	313.7376	1.7848
4.2	0.7279	0.1616	0.0576	403.3260	315.3372	1.7790
4.3	0.7301	0.1621	0.0577	403.3701	316.8970	1.7732
4.4	0.7322	0.1626	0.0579	403.4117	318.4180	1.7674
4.5	0.7342	0.1631	0.0581	403.4509	319.9012	1.7616
4.6	0.7361	0.1635	0.0582	403.4878	321.3475	1.7557
4.7	0.7379	0.1639	0.0584	403.5226	322.7576	1.7499
4.8	0.7395	0.1643	0.0585	403.5554	324.1326	1.7440
4.9	0.7411	0.1647	0.0586	403.5864	325.4733	1.7380
5.0	0.7426	0.1650	0.0588	403.6156	326.7805	1.7321
5.1	0.7440	0.1653	0.0589	403.6432	328.0549	1.7261
5.2	0.7453	0.1656	0.0590	403.6692	329.2975	1.7201
5.3	0.7466	0.1659	0.0591	403.6937	330.5089	1.7141
5.4	0.7477	0.1662	0.0592	403.7169	331.6900	1.7080
5.5	0.7489	0.1664	0.0593	403.7388	332.8415	1.7019
5.6	0.7499	0.1667	0.0594	403.7595	333.9641	1.6958
5.7	0.7509	0.1669	0.0594	403.7790	335.0585	1.6897
5.8	0.7526	0.1671	0.0595	403.7975	336.1253	1.6836
5.9	0.7527	0.1673	0.0596	403.8149	337.1654	1.6774
6.0	0.7528	0.1675	0.0596	403.8313	338.1793	1.6712

Berat Katalis VPO:

Dari hasil simulasi pemodelan matematis diatas, tinggi bed katalis untuk reaksi oksidasi butana adalah 5,4 m. Maka berat katalis VPO yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned}
 W &= \rho_{\text{katalis}} \cdot \frac{\pi}{4} \text{ID}^2 \cdot \Delta Z \cdot Nt \\
 &= 1890 \text{ kg/m}^3 \times \frac{\pi}{4} \times (0,0525018 \text{ m})^2 \times 5,4 \text{ m} \times 6100 \\
 &= 134711,1186 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

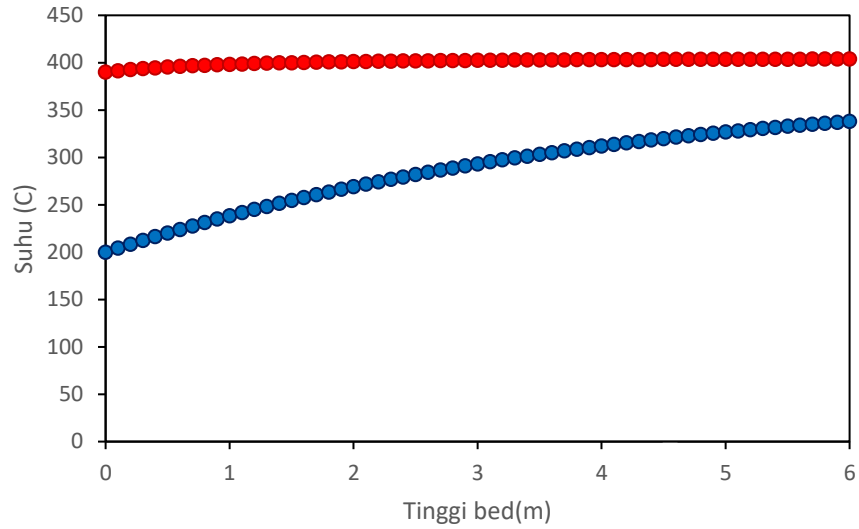


Gambar 1. Hubungan Tinggi Bed Katalis VPO dengan Konversi C₄H₁₀

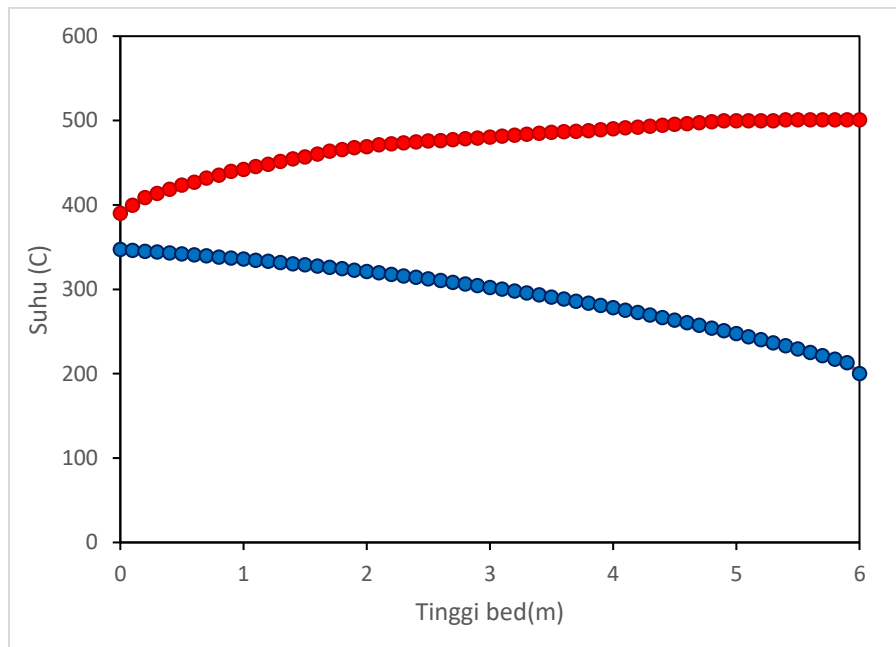
keterangan:

■ Konversi C₄H₁₀ di reaksi 1 ■ Konversi C₄H₁₀ di reaksi 2 ■ Konversi C₄H₁₀ di reaksi 3

Dari Gambar 1. Konversi C₄H₁₀ konstan pada konversi 0,7477 untuk reaksi 1, 0,1662 untuk reaksi 2 dan 0,0592 untuk reaksi 3 sehingga dipilih tinggi bed 5,4 m, dimana titik pertama saat mencapai konversi konstan.



Gambar 2. Hubungan Tinggi Bed Katalis VPO dengan Suhu pada aliran *Co-Current*



Gambar 3. Hubungan Tinggi Bed Katalis VPO dengan Suhu pada aliran *Counter-Current*

Keterangan:

+++ Suhu Gas +++ Suhu Pendingin

Dari gambar 3. menunjukkan bahwa aliran *counter-current* tidak efektif untuk transfer panas pada reaktor dikarenakan aliran *counter-current* tidak dapat menjaga suhu gas untuk tetap pada *range* operasinya yaitu 390 - 430°C.

Mechanical Design Reaktor

1. Tube

Pemilihan Pipa:

Dalam menentukan diameter tube. Colburn Smith (Hal 571) menyatakan hubungan antara pengaruh rasio (D_p/D_t) atau perbandingan diameter katalis dan diameter pipa dengan koefisien transfer panas pipa berisi katalis dibandingkan dengan koefisien transfer panas konveksi pada dinding kosong.

D_p/D_t	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25
h_w/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0

Dipilih rasio D_p/D_t yang memiliki rasio h_w/h paling besar sehingga terjadi perpindahan panas konveksi yang baik, maka dipilih $D_p/D_t = 0,15$

$$D_t = D_p/0,15 = (6,4 \times 10^{-3} \text{ m})/0,15 = 0,0427 \text{ m} = 1,6811 \text{ in}$$

Untuk pipa komersial:

$$\text{NPS} = 2,0 \text{ in}$$

$$\text{Schedule No} = 40$$

$$\text{OD}_t = 2,38 \text{ in} = 0,060452 \text{ m}$$

$$\text{ID}_t = 2,067 \text{ in} = 0,0525018 \text{ m}$$

Sumber: Kern D.Q, 1983, "*Process Heat Transfer*", Case Institute of Technology, London, Hal 844

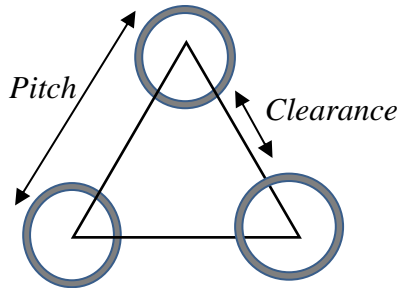
keterangan:

OD_t : diameter luar pipa

ID_t : diameter dalam pipa

Susunan pipa:

Dipilih susunan triangular untuk menyusun pipa dalam reaktor supaya turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam *shell* menjadi besar, sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi:



$$n_{\text{pass}} = 1$$

Jarak antar pusat pipa (*pitch*):

Untuk menghitung *pitch* digunakan persamaan sebagai berikut:

Sumber: Kern D.Q, 1983, "*Process Heat Transfer*", Case Institute of Technology, London, Hal

844

$$\begin{aligned} PT &= 1,25 OD_t \\ &= 1,25 (2,38 \text{ in}) \\ &= 2,975 \text{ in} \end{aligned}$$

keterangan:

OD_t : diameter luar pipa

PT : jarak antar pusat pipa

Jarak antar pipa (*clearance*):

Untuk menghitung *clearance* digunakan persamaan sebagai berikut:

Sumber: Kern D.Q, 1983, “*Process Heat Transfer*”, Case Institute of Technology, London,

Hal 844

$$\begin{aligned} C' &= PT - OD_t \\ &= (2,975 - 2,38) \text{ in} \\ &= 0,595 \text{ in} \end{aligned}$$

keterangan:

OD_t : diameter luar pipa

PT : jarak antar pusat pipa

C' : jarak antar pipa

Jumlah Pipa:

Jumlah pipa yang diperlukan berdasarkan perhitungan adalah 6100 :

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{\dot{m}}{a_t} \\ &= \frac{101940,24 \frac{kg}{jam} \times 4}{3,14 \times (0,0525018 \text{ m})^2 \times 6100} \\ &= 7723,21 \text{ kg/jam.m}^2 \\ Re_t &= \frac{G_t D_t}{\mu} \\ &= \frac{7723,21 \frac{kg}{jam.m^2} \times 3,14 \times (0,0525018 \text{ m})^2}{3,20621 \times 10^{-5}} \\ &= 2084893,686 \end{aligned}$$

keterangan:

Re_t : bilangan Reynold aliran gas di tube

G_t : fluks massa gas di tube

\dot{m} : laju alir massa gas di tube

a_t : luas penampang tube

ID_t : diameter dalam pipa

N_t : jumlah pipa

μ : viskositas campuran

Koefisien Perpindahan Panas dalam Pipa:

$$h_i = 0,021 \frac{kth_{av}}{ID_t} Re_t^{0,8} Pr^{1/3}$$

Sumber: Toweller G., Ray Sinnott, “*Chemical Engineering Design*”, Butterworth Heinemann

Elsevier, London, 2008, hal 824

$$Pr = \frac{Cp \cdot \mu}{k_f}$$

pada suhu masuk reaktor 390 °C, didapatkan data fisis gas sebagai berikut:

$$Cp = 35,26979 \text{ J/mol.K}$$

$$k_f = 0,0503591 \text{ J/s.m.K}$$

$$\mu = 3,962504 \times 10^{-6} \text{ kg/m.s}$$

$$Pr = \frac{35,26979 \frac{\text{J}}{\text{mol.K}} \times 1000 \frac{\text{mol}}{\text{kmol}} \times 3,962504 \times 10^{-6} \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}}{0,0503591 \frac{\text{J}}{\text{m.s.K}} \times 29,812 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}$$

$$= 0,09315$$

maka, koefisien perpindahan panas dalam tube:

$$h_i = 1036,791267 \text{ J/s.m}^2.\text{K}$$

$$\begin{aligned}
 -h_{io} &= \frac{ID_t}{OD_t} h_i \\
 &= \frac{2,067 \text{ in}}{2,38 \text{ in}} \times 1036,791267 \text{ J/s.m}^2.\text{K} \\
 &= 900,44 \text{ J/s. m}^2.\text{K}
 \end{aligned}$$

keterangan:

h_i : koefisien perpindahan panas dalam tube

h_{io} : koefisien perpindahan panas dalam tube

C_p : kapasitas panas gas dalam tube

k_f : konduktivitas thermal gas

μ : viskositas gas

Re_t : bilangan Reynold aliran dalam tube

Pr_t : bilangan Prandl aliran dalam tube

2. Shell

Diameter dalam Shell:

Untuk susunan *Triangular Pitch*, diameter *shell* dihitung dari persamaan berikut:

$$n_p = \frac{\left[(Id_s - K_1)^2 \frac{\pi}{4} + K_2 \right] - pitch (Id_s - K_1) (K_3 n_{pass} + K_4)}{1,233 \text{ pitch}^2}$$

Tabel 9. Nilai konstanta K_1 , K_2 , K_3 , dan K_4

Konstanta	Susunan Triangular
K_1	-1,08
K_2	-0,90
K_3	0,69
K_4	-0,80

Sumber: Ludwig E.E., 1973, "Applied Process Design of Chemical and Petrochemical

Plants", ed 3, vol 3, Hal 36

dari hasil *trial and error* untuk jumlah pipa 2485, didapatkan diameter shell:

$$ID_s = 289,9184 \text{ in} = 7,364 \text{ m}$$

Tebal Shell :

Untuk mencari tebal dinding selongsong (*shell*) dihitung dengan persamaan :

$$ts = \frac{P_{gauge} Ids}{4 f \epsilon + 0.8 P_{gauge}} + C'$$

Sumber: Sinnott, 2008, “*Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics Plant and Proccess Design*”, Mc Graw Hill, Hal 986

keterangan:

- C' : Faktor korosi (m)
- F ϵ : Stress (atm)
- P_{gauge} : Tekanan perancangan alat ukur (atm)
- Ids : Diameter dalam selongsong (m)
- ts : Tebal dinding selongsong (m)

Dipilih bahan konstruksi *stainless steel* grade 304 allowable stress fall 18750 Psi :

$$f = 18750 \text{ psi} = 1275,5102 \text{ atm}$$

$$\epsilon = 90 \%$$

Faktor korosi

$$C' = 0,125 \text{ in} \times 0,0254 \frac{\text{m}}{\text{in}}$$
$$= 0,003175 \text{ m}$$

Sumber: Sinnott, 2008, “*Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics Plant and Proccess Design*”, Mc Graw Hill, Hal 986

Untuk tekanan perancangan alat ukur untuk reaktor ini, selongsong mampu menahan tekanan sebesar 50% lebih tinggi dari tekanan operasi. Tekanan perancangan alat ukur menggunakan rumus

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

Sumber: Meggyessy, 1999, “*Pressure Vessel Handbook*”, London, Hal 17

dimana:

P : Tekanan operasional (atm)

$$P_{gauge} = \frac{150}{100} \times 2 \text{ atm} = 3 \text{ atm}$$

Dengan data diatas, maka diperoleh tebal dinding selongsong yaitu:

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{3 \text{ atm} \times 7,364 \text{ m}}{(4 \times 1275,5102 \text{ atm} \times 0,9) + (0,8 \times 3 \text{ atm})} + 0,003175 \text{ m} \\ &= 0,007984 \text{ m} \\ &= 0,3143 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka dipilih tebal standar sebesar 1,9 in (0,04826 m).

Diameter luar *shell* :

Diameter luar *shell* dihitung dengan persamaan berikut:

$$\begin{aligned} OD_s &= ID_s + 2t_s \\ &= 289,9184 \text{ in} + 2 \times 0,3143 \text{ in} \\ &= 290,547 \text{ in} \\ &= 7,38 \text{ m} \end{aligned}$$

Jarak antar *baffle*:

Jarak antar *baffle* dihitung dari persamaan berikut :

Sumber: Kern D.Q, 1983, “*Proccess Heat Transfer*”, Case Institute of Technology, London, Hal

717

$$\begin{aligned} B_s &= \frac{ID_s}{5} \\ &= 57,98368 \text{ in} \\ &= 1,473 \text{ m} \end{aligned}$$

keterangan:

B_s : Jarak antar *baffle*(m)

ID_s : Diameter dalam shell (m)

Diameter Ekivalen *Shell*:

Diameter ekivalen shell dihitung dari persamaan berikut:

Sumber: Kern D.Q, 1983, “*Proccess Heat Transfer*”, Case Institute of Technology, London,

Hal 139

$$\begin{aligned} D_e &= \frac{4(0,5P \times 0,866P - 0,125\pi OD_t^2)}{0,5\pi OD_t} \\ &= \frac{4(0,5 \times 2,975 \text{ in} \times 0,866 \times 2,975 \text{ in} - 0,125 \times 3,14 \times (2,38 \text{ in})^2)}{0,5 \times 3,14 \times 2,38 \text{ in}} \\ &= 1,7225 \text{ in} \\ &= 0,0437515 \text{ m} \end{aligned}$$

keterangan:

D_e : diameter ekivalen *shell*

P : jarak antar pusat pipa

OD_t : diameter luar tube

Koefesien Perpindahan Panas di dalam *Shell*:

Koefesien Perpindahan Panas di dalam shell dihitung dengan persamaan berikut:

$$h_o = 0,36 \frac{Kp}{De} \left(\frac{De \cdot Cp}{\mu_p} \right)^{0,55} \left(\frac{Cp \cdot \mu_p}{Kp} \right)^{1/3}$$

Sumber: Toweller G., Ray Sinnott, “*Chemical Engineering Design*”, Butterworth Heinemann

Elseveir, London, 2008, hal 824

untuk pendingin Hitech :

$$K_p = 0,57076 \text{ J/s.m.K}$$

$$C_p = 1,56 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\mu_p = 1,85 \times 10^{-3} \text{ kg/m.s}$$

Sumber: <http://www.engineeringtoolbox.com/heattrans>

maka,

$$h_o = 0,36 \frac{0,57076 \frac{J}{s.m.K}}{0,0437515 \text{ m}} \left(\frac{0,0437515 \text{ m} \times 1,56 \times 10^3 \frac{J}{kg.K}}{1,85 \times 10^{-3} \frac{kg}{m.s}} \right)^{0,55} \times \left(\frac{1,56 \times 10^3 \frac{J}{kg.K} \times 1,85 \times 10^{-3} \frac{kg}{m.s}}{0,57076 \frac{J}{s.m.K}} \right)^{1/3}$$
$$= 2619,37 \text{ J/s.m}^2.\text{K}$$

h_o : koefesien perpindahan panas dalam *shell*

C_p : kapasitas panas pendingin dalam shell

k_f : konduktivitas thermal

μ : viskositas pendingin dalam shell

Koefesien Perpindahan Panas *Overall*:

Koefesien perpindahan panas *overall* bersih dihitung dengan persamaan:

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

dimana:

$$h_{i0} = 900,44 \text{ J/s.m}^2.\text{K}$$

$$h_o = 2619,374216 \text{ J/s.m}^2.\text{K}$$

$$U_c = \frac{900,44 \frac{\text{J}}{\text{s.m}^2\text{K}} \times 2619,374216 \frac{\text{J}}{\text{s.m}^2\text{K}}}{(900,44 + 2619,374216) \frac{\text{J}}{\text{s.m}^2\text{K}}}$$

$$= 670,09 \text{ J/s.m}^2.\text{K}$$

Dirt Factor:

$$R_d = 0,003 \text{ s.m}^2.\text{K/J}$$

Sumber: Kern D.Q, 1983, “*Process Heat Transfer*”, Case Institute of Technology, London,

Hal 846

maka, koefisien perpindahan panas keseluruhan *design*:

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{U_c} + R_d}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{670,09 \frac{\text{J}}{\text{s.m}^2\text{K}}} + 0,003 \frac{\text{s.m}^2\text{K}}{\text{J}}}$$

$$= 222,60 \text{ J/s.m}^2.\text{K}$$

keterangan:

h_{i0} : koefisien perpindahan panas dalam *tube*

h_o : koefisien perpindahan panas dalam *shell*

U_c : koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih

U_D : koefisien perpindahan panas keseluruhan *design*

3. Tutup Reaktor

Tebal Tutup Reaktor:

Untuk menentukan bentuk-bentuk tutup reaktor, ada 3 pilihan:

Flanged and Standar Dished Head : Digunakan untuk proses bertekanan rendah

Torispherical Flanged and Dished Head : digunakan untuk proses tekanan dalam rentang
15-200 psig

Elliptical Flanged and Dished Head :digunakan untuk proses tekanan tinggi rentang
200-450 psig

Dipilih jenis reaktor yang memenuhi tekanan sistem yaitu jenis *Torispherical Flanged and Dished Head*

Tebal penutup dihitung dengan persamaan :

$$t_h = \frac{P_{gauge} I_d s}{4 f_{all} - 0.4 P_{gauge}} + C'$$

Sumber: Toweller G., Ray Sinnott, “*Chemical Engineering Design*”, Butterworth Heinemann
Elsevier, London, 2008, hal 990

keterangan :

C' : faktor korosi (m)

f_{all} : *allowable stress* (atm)

P_{gauge} : tekanan perancangan (atm)

I_{Ds} : diameter dalam selongsong (in)

t_h : tebal penutup (in)

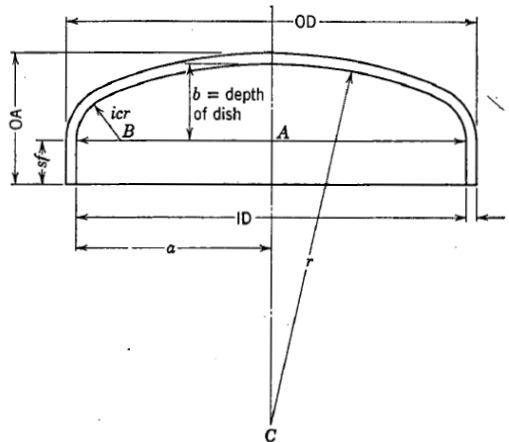
P : 2 atm

$$\begin{aligned} \text{Tekanan perancangan} &= 120\% \times 2 \text{ atm} \\ &= 2,4 \text{ atm} \end{aligned}$$

Jadi, tebal tutup reaktor adalah

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{(2,4 \text{ atm} \times 7,364 \text{ m})}{(4 \times 1275,5102 \text{ atm}) - (0,4 \times 2,4 \text{ atm})} + 0,003175 \text{ m} \\ &= 0,00664 \text{ m} \\ &= 0,26142 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi Tutup Reaktor:



icr : jari-jari sudut internal (m)

rc : jari-jari kelengkungan (m)

sf : flange lurus (m)

th : tebal penutup (m)

OA : tinggi penutup (m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$OA = sf + B + th$$

Sumber: Toweller G., Ray Sinnott, "Chemical Engineering Design", Butterworth Heinemann

Elsevier, London, 2008, hal 987

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

$$BC = r - icr$$

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

Nilai sf diperoleh dari table 5.6 Brownell dan Young, “*Process Equipment Design*” (1959), John Willey and Son, New York. Nilai sf berkisar antara 1½ in sampai 2½ in. Maka dipilih sf dengan nilai :

$$sf = 2,5 \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{1 \text{ in}} = 0,0635 \text{ m}$$

$$r = ID_s = 7,364 \text{ m} = 289,92126 \text{ in}$$

Dipilih $rc = 40$ dan $t = \frac{1}{4}$ in maka didapat $icr = 2\frac{5}{8}$ in (tabel 5.7 hal. 89 Brownell and Young).

$$icr = 2\frac{5}{8} \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{1 \text{ in}} = 0,066 \text{ m}$$

$$BC = r - icr = (7,364 - 0,066) \text{ m} = 7,298 \text{ m}$$

$$AB = \frac{ID_s}{2} - icr = \frac{7,364 \text{ m}}{2} - 0,066 \text{ m} = 3,616 \text{ m}$$

$$B = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = \left(7,364 - \sqrt{7,298^2 - 3,616^2}\right) \text{ m} = 1,02481 \text{ m}$$

$$OA = th + B + sf$$

$$= (0,26142 + 1,02481 + 0,0635) \text{ m}$$

$$= 1,34973 \text{ m}$$

$$= 53,139 \text{ in}$$

4. Tinggi Total Reaktor

Dari hasil perhitungan diperoleh tinggi tumpukan katalis 6,55 m (21,49 ft) yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}\text{Tinggi Shell} &= \text{Tinggi pipa standar yang digunakan} \\ &= 24 \text{ ft} \\ &= 7,3152 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi Total} &= \text{Tinggi Shell} + (2 \times \text{Tinggi Tutup}) \\ &= 7,3152 \text{ m} + 2 \times 1,34973 \text{ m} \\ &= 10,01466 \text{ m}\end{aligned}$$

5. Harga Alat

Nama Alat	= Reaktor-01
Kode Alat	= R-01
Jenis	= FBM
Tekanan (P)	= 2 atm
Suhu (T)	= 390-403,7 °C
Bahan Konstruksi	= <i>Carbon steel</i>
Diameter	= 7,38 m
Tinggi	= 10,01 m
Harga Alat (US \$)	= 856.742,00

(Sumber : matche.com)

Ringkasan Reaktor (R-01)

Tugas : Mengoksidasi butana untuk menghasilkan produk maleat anhidrat

Jenis : Reaktor *fixed bed multitube*

Kondisi Operasi

Suhu masuk ($T_{g,in}$) = 663 K = 390 °C

Suhu keluar ($T_{g,out}$) = 677,717 K = 403,717 °C

Pressure drop (ΔP) = 0,292 atm

Media Pendingin

Jenis = *Hitech*

Massa dibutuhkan = 10000 kg/jam

Suhu masuk ($T_{p,in}$) = 500 K = 227 °C

Suhu keluar ($T_{p,out}$) = 604,69 K = 331,69 °C

Koefisien Perpindahan Panas

Koefisien perpindahan panas *tube* (h_{io}) = 900,44 J/s. m².K

Koefisien perpindahan panas *shell* (h_o) = 2619,37 J/s.m².K

Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih (U_C) = 670,09 J/s.m².K

Koefisien perpindahan panas *design* (U_D) = 222,60 J/s.m².K

Mechanical Design

a. *Tube*

Diameter dalam *tube* (ID_t) = 2,067 in = 0,0525018 m

Diameter luar *tube* (OD_t) = 2,38 in = 0,060452 m

Tebal pipa = 0,145 in = 0,0037 m

Jumlah pipa	= 6100	
<i>Clearance</i> (C)	= 0,595 in	= 0,015113 m
<i>Pitch</i> (PT)	= 2,975 in	= 0,075565 m
<i>Pass</i> (n)	= 1	

b. Shell

Diameter dalam <i>shell</i> (ID _s)	= 289,9184 in	= 7,364 m
Diameter luar <i>shell</i> (OD _s)	= 290,547 in	= 7,38 m
Tebal <i>shell</i>	= 0,3143 in	= 0,007984 m
Jarak <i>baffle</i>	= 57,98368 in	= 1,473 m

c. Dimensi Reaktor

Tebal tutup (th)	= 0,26142 in	= 0,00664 m
Tinggi tutup (OA)	= 53,139 in	= 1,34973 m
Tinggi Bed (z)	= 212,598 in	= 5,4 m
Tinggi total (L)	= 394,278 in	= 10,01466 m

Harga Alat

Harga Alat (US \$)	= 856.742,00
--------------------	--------------

ABSORBER

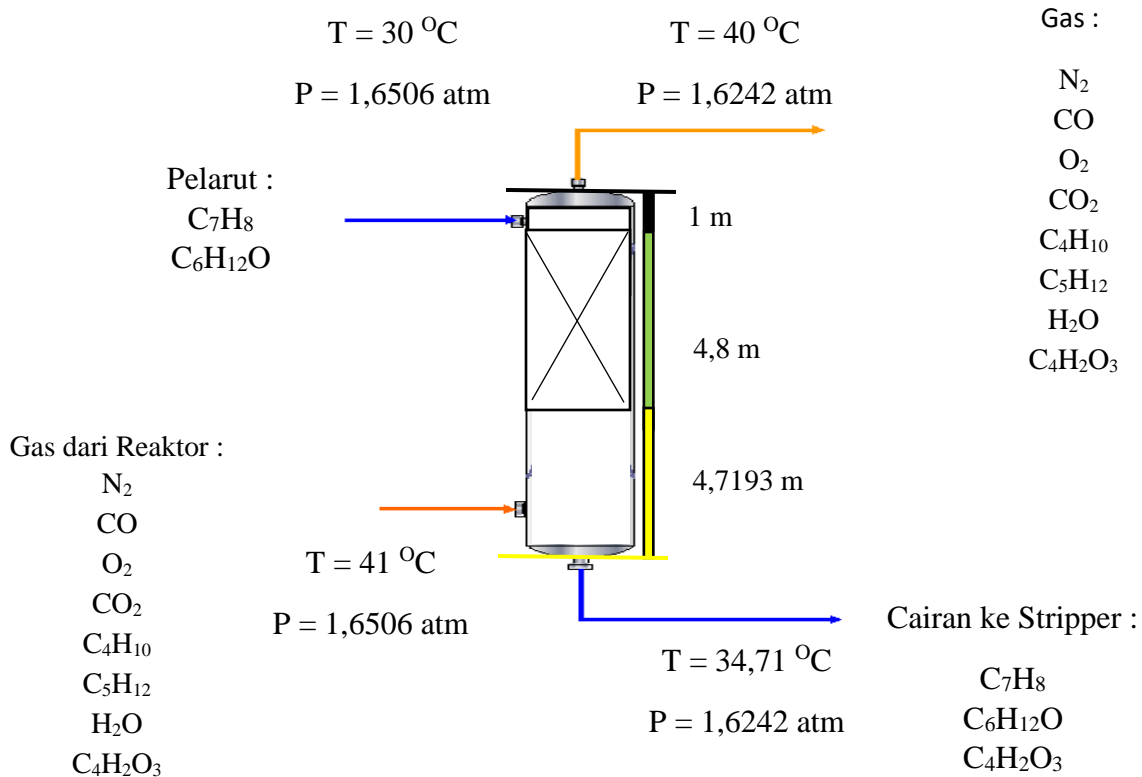
(AB-01)

Tugas : Menyerap $C_4H_2O_3$ sebanyak 3826,14 kg/jam dari gas keluar reaktor, kemudian diumpankan ke stripper.

Alat : Dipilih jenis *packing bed* berupa *Intalox Saddles* dengan nominal size 76,2 mm (3"), 'random dumped packing'.

Pelarut : Toluena (C_7H_8).

Aliran : *Counter-current*



Kondisi Operasi :

Tekanan : 1,6506 – 1,6242 atm

Suhu : 30 - 41 °C

Data Komponen Dalam Absorber

Tabel.1 Komposisi Bahan Masuk Absorber

Komp	Fase Gas			Fase Cair	
	kmol/jam	kg/jam	MR	kmol/jam	kg/jam
N ₂	2720.14	76163.81	28	0.00	0.00
CO	12.42	347.72	28	0.00	0.00
O ₂	515.21	16486.70	32	0.00	0.00
CO ₂	34.86	1534.01	44	0.00	0.00
C ₄ H ₁₀	1.41	81.82	58	0.00	0.00
C ₅ H ₁₂	0.53	38.14	72	0.00	0.00
H ₂ O	215.95	3887.08	18	0.00	0.00
C ₇ H ₈	0.00	0.00	92	133.66	12296.71
C ₆ H ₁₂ O	0.00	0.00	116	33.38	3337.71
C ₄ H ₂ O ₃	39.21	3842.72	98	0.04	3.79
Total	3539.73	102382.00		167.08	15638.20

Tabel.2 Suhu Beku, Suhu Didih, Suhu Kritis, dan Tekanan Kritis Setiap Komponen

Komponen	Mw (kg/kmol)	Tf (K)	Tb (K)	Tc (K)	Pc (bar)	ω
N ₂	28	63,15	77,35	126,1	33,9	0,039
CO	28	68,15	81,3	132,92	34,99	0,066
O ₂	32	54,36	90,17	154,58	50,4	0,025
CO ₂	44	216,58	194,67	304,19	73,82	0,239
C ₄ H ₁₀	58	134,86	272,65	425,18	37,97	0,199
C ₅ H ₁₂	72	143,42	309,22	469,65	33,69	0,249
H ₂ O	18	273,15	373,15	647,13	221,2	0,344
C ₇ H ₈	92	178	383,8	591,8	41	0,263
C ₆ H ₁₂ O	116	189,15	389,65	571,4	32,73	0,389
C ₄ H ₂ O ₃	98	326	475,15	721	72,8	0,546

Sumber: Carl, L Yaws, 1999, "Chemical Properties Handbook", Mc, Graw Hill, New York,

Tabel.3 Kapasitas panas fase gas (J/mol,K)

Komp	A	B	C	D	E
N₂	29,3420	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
CO	29,5560	-6,58E-03	2,01E-05	-1,22E-08	2,26E-12
O₂	29,5260	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
CO₂	27,4370	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13
C₄H₁₀	20,0560	2,82E-01	-1,31E-05	-9,46E-08	3,41E-11
C₅H₁₂	26,6710	3,23E-01	4,28E-05	-1,66E-07	5,60E-11
H₂O	33,9330	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
C₇H₈	-24,0970	5,22E-01	-2,98E-04	6,12E-08	1,26E-12
C₆H₁₂O	2,4040	5,85E-01	-3,76E-04	1,24E-07	-1,71E-11
C₄H₂O₃	-72,0150	1,04E+00	-1,87E-03	1,65E-06	-5,56E-10

Persamaan yang digunakan: $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$

Sumber: Carl, L Yaws,1999, “*Chemical Properties Handbook*”, Mc, Graw Hill, New York, Hal 30-55

Tabel.4 Kapasitas Panas Fase Cair (J/mol,K)

Komp	A	B	C	D
N₂	76,4520	-3,52E-01	-2,70E-03	5,01E-05
CO	-19,3120	2,51E+00	-2,90E-02	1,27E-04
O₂	46,4320	3,95E-01	-7,05E-03	3,99E-05
CO₂	-338,9560	5,28E+00	-2,33E-02	3,60E-05
C₄H₁₀	62,8730	5,89E-01	-2,36E-03	4,23E-06
C₅H₁₂	80,6410	6,22E-01	-2,27E-03	3,74E-06
H₂O	92,0530	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
C₇H₈	83,7030	5,17E-01	-1,49E-03	1,97E-06
C₆H₁₂O	96,2840	8,52E-01	-2,54E-03	3,31E-06
C₄H₂O₃	-12,6620	1,06E+00	-2,32E-03	2,05E-06

Persamaan yang digunakan: $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$

Sumber: Carl, L Yaws,1999, “*Chemical Properties Handbook*”, Mc, Graw Hill, New York, Hal 52-80

Rapat Massa Dalam Fasa Cair

Dihitung dengan :

$$\rho_l = \frac{A}{B \left(1 + \frac{t}{C}\right)^n}$$

Keterangan :

A, B, C, n : Konstanta

t : suhu operasi (K)

ρ_l : rapat massa (kmol/m^3)

Tabel.5 Rapat Massa Fase Cair (kmol/m^3)

Komp	A	B	C	n
N ₂	0,312	2,85E-01	1,26E+02	2,93E-01
CO	0,298	2,77E-01	1,33E+02	2,91E-01
O ₂	0,435	2,88E-01	1,55E+02	2,92E-01
CO ₂	0,464	2,62E-01	3,04E+02	2,90E-01
C ₄ H ₁₀	0,228	2,72E-01	4,25E+02	2,86E-01
C ₅ H ₁₂	0,231	2,69E-01	4,70E+02	2,82E-01
H ₂ O	0,347	2,74E-01	6,47E+02	2,86E-01
C ₇ H ₈	0,300	2,71E-01	5,92E+02	2,99E-01
C ₆ H ₁₂ O	0,267	2,59E-01	5,71E+02	2,86E-01
C ₄ H ₂ O ₃	0,448	2,61E-01	7,21E+02	3,56E-01

Sumber: Carl, L Yaws, 1999, "Chemical Properties Handbook", Mc, Graw Hill, New York, Hal 185-209

Tekanan Uap

Mengikuti persamaan :

$$\ln(\text{Puap}) = a + b/T + c \ln(T) + dT + e T^2$$

Keterangan :

a, b, c, d, e : Konstanta

T : suhu operasi (K)

Puap : Tekanan Uap (Pa)

Tabel.6 Tekanan Uap (Pa)

Komp	A	B	C	D	E
N ₂	2,39E+01	-4,77E+02	-8,67E+00	2,01E-02	-2,41E-11
CO	5,18E+01	-7,88E+02	-2,27E+01	5,12E-02	6,19E-11
O ₂	2,07E+01	-5,27E+02	-6,71E+00	1,29E-02	-9,88E-13
CO ₂	3,50E+01	-1,51E+03	-1,13E+01	9,34E-03	1,71E-09
C ₄ H ₁₀	2,70E+01	-1,90E+03	-7,18E+00	-6,68E-11	4,22E-06
C ₅ H ₁₂	3,33E+01	-2,42E+03	-9,24E+00	9,02E-11	4,11E-06
H ₂ O	2,99E+01	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06
C ₇ H ₈	3,41E+01	-3,04E+03	-9,16E+00	1,03E-11	2,70E-06
C ₆ H ₁₂ O	6,42E+01	-4,36E+03	-1,98E+01	-4,00E-10	7,10E-06
C ₄ H ₂ O ₃	-4,30E+01	-1,69E+03	2,24E+01	-2,79E-02	1,17E-05

Sumber: Carl, L Yaws, 1999, "Chemical Properties Handbook", Mc, Graw Hill, New York, Hal 159-182

Panas Laten Penguapan

Mengikuti persamaan :

$$H_{vap} = A(1-T/T_c)^n$$

Keterangan :

A, T_c, n : Konstantan

T : Suhu Operasi (K)

H_{vap} : Panas Laten Penguapan (Kj/kmol)

Tabel.7 Panas Laten Penguapan (Kj/kmol)

Komp	A	T _c	n
N ₂	9,430	1,26E+02	5,33E-01
CO	8,003	1,33E+02	3,18E-01
O ₂	8,040	1,55E+02	2,01E-01
CO ₂	15,326	3,04E+02	2,27E-01
C ₄ H ₁₀	33,020	4,25E+02	3,77E-01
C ₅ H ₁₂	39,854	4,70E+02	3,98E-01
H ₂ O	52,053	6,47E+02	3,21E-01
C ₇ H ₈	50,139	5,92E+02	3,83E-01
C ₆ H ₁₂ O	57,68	5,71E+02	4,16E-01
C ₄ H ₂ O ₃	59,574	7,21E+02	2,16E-01

Tabel 8. Viskositas (kg/m,s)

Komp	A	B	C
N ₂	4,26E+01	4,75E-01	-9,88E-05
CO	2,38E+01	5,39E-01	-1,54E-04
O ₂	4,42E+01	5,62E-01	-1,13E-04
CO ₂	1,18E+01	4,98E-01	-1,09E-04
C ₄ H ₁₀	-4,95E+00	2,90E-01	-6,97E-05
C ₅ H ₁₂	-3,20E+00	2,67E-01	-6,62E-05
H ₂ O	-3,68E+01	4,29E-01	-1,62E-05
C ₇ H ₈	1,79E+00	2,36E-01	-9,35E-06
C ₆ H ₁₂ O	-3,24E+00	2,33E-01	-3,56E-05
C ₄ H ₂ O ₃	-1,12E+01	2,92E-01	-1,06E-05

Persamaan yang digunakan: $\eta = (A + BT + CT^2) \times 10^{-7}$

viskositas rata-rata:

$$\mu_{av} = \frac{\sum y_i \mu_i \sqrt{Mw_i}}{\sum y_i \sqrt{Mw_i}}$$

Sumber: Carl, L Yaws, 1999, "Chemical Properties Handbook", Mc, Graw Hill, New York, Hal 452-477

keterangan:

μ_{av} : viskositas (kg/m,s)

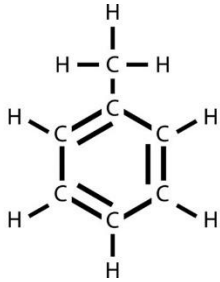
y_i : fraksi mol masing-masing komponen

μ_i : viskositas masing-masing komponen (kg/m,s)

M_{wi} : berat molekul masing-masing komponen (kg/kmol)

Data Pelarut

1. Toluena (C₇H₈)



- Bentuk : Cair (Tidak Berwarna)
- Titik beku (1 atm) : -94,82 °C
- Titik Didih(1 atm) : 110,78 °C
- Titik Kritis(1 atm) : 318,8 °C
- Tekanan kritis : 40,4639 atm
- Kemurnian : 80% Toluena, 20% Metil Isobutil Keton
- Kapasitas Panas Fase Cair : $83,703+5,17E-01,T-1,49E-03,T^2+1,97E-06,T^3$
- Rapat Massa Fase Cair : $\frac{0,3}{2,71E-01^{(1+(1-\frac{T}{5,92E+02})^{0,299})}}$
- Viskositas cair (μ_l) - cP : $\log(\mu_l) = -5,1649 + \frac{8,1068E+02}{T}+1,0454E-02,T-1,0488E-05,T^2$

(Sumber: PT Insoclay Acidatama Indonesia, 2017)

Tekanan Uap

Mengikuti persamaan :

$$\ln(\text{Puap}) = a + b/T + c \ln(T) + dT + eT^2$$

Tabel.6 Tekanan Uap

Komp	A	B	C	D	E
N ₂	2,39E+01	-4,77E+02	-8,67E+00	2,01E-02	-2,41E-11
CO	5,18E+01	-7,88E+02	-2,27E+01	5,12E-02	6,19E-11
O ₂	2,07E+01	-5,27E+02	-6,71E+00	1,29E-02	-9,88E-13
CO ₂	3,50E+01	-1,51E+03	-1,13E+01	9,34E-03	1,71E-09
C ₄ H ₁₀	2,70E+01	-1,90E+03	-7,18E+00	-6,68E-11	4,22E-06
C ₅ H ₁₂	3,33E+01	-2,42E+03	-9,24E+00	9,02E-11	4,11E-06
H ₂ O	2,99E+01	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06
C ₇ H ₈	3,41E+01	-3,04E+03	-9,16E+00	1,03E-11	2,70E-06
C ₆ H ₁₂ O	6,42E+01	-4,36E+03	-1,98E+01	-4,00E-10	7,10E-06
C ₄ H ₂ O ₃	-4,30E+01	-1,69E+03	2,24E+01	-2,79E-02	1,17E-05

Sumber: Carl, L Yaws, 1999, "Chemical Properties Handbook", Mc, Graw Hill, New York, Hal 159-182

Titik Didih Campuran Gas

$$P = 1,6506 \text{ atm}$$

$$T \text{ didih} = 85,011 \text{ K} = -187,9894 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	Fraksi mol xi	P		K	Y
		mmHg	atm	P/Pt	Ki.xi
N ₂	0,77	1858,3002	2,4451	1,2411	0,9538
CO	0,00	1213,5886	1,5968	0,8105	0,0028
O ₂	0,15	447,3474	0,5886	0,2988	0,0435
CO ₂	0,01	0,00016923	2,22669E-07	1,1302E-07	1,1132E-09
C ₄ H ₁₀	0,00	6,71E-10	8,82898E-13	4,4815E-13	1,786E-16
C ₅ H ₁₂	0,00	1,0823E-13	1,42402E-16	7,2282E-17	1,0817E-20
H ₂ O	0,06	5,9391E-22	7,81461E-25	3,9666E-25	2,4199E-26
C ₇ H ₈	0,00	4,8449E-20	6,37493E-23	3,2358E-23	0
C ₄ H ₄ O ₄	0,00	5,7546E-26	7,57187E-29	3,8434E-29	0
C ₄ H ₂ O ₃	0,01	2,509E-48	3,30135E-51	1,6757E-51	1,8563E-53
Total	1,00	3519,2365	4,6306	2,3504	1,00

Table 2. Solubility^a of Maleic Anhydride, Maleic Acid, and Fumaric Acid, g/100 g Solution

Solvent	Maleic anhydride (g/100 g solvent)	Maleic acid ^b	Fumaric acid
water at ^c			
25C		44.1	0.70
40C		52.9	1.05
60C		58.9	2.34
97.5C		79.7	
100C			8.93
acetone at			
20C		38.6	
25C	112		
29.7C		26.3	1.69
benzene at 25C	23.4	0.024	0.003
toluene at 25C	227		
o-xylene, at 25C	19.4		
kerosene (bp 190– 210C) at 25C	0.25		
methanol at 22.5C		41.0	
ethanol at			
0C		30.2	
22.5C		34.4	
95% ethanol at 29.7C		41.1	5.44
1-propanol at			
0C		20.0	
22.5C		24.3	
chloroform at 25C	50	0.11	0.02
carbon tetrachloride at 25C	0.6	0.002	0.027
diethyl ether at 25C		7.57	0.71
2-butenenitrile at 50C		4.38	0.034
ethyl acetate at 25C	52.5		

^aRefs. 9 and 20; g/100 g solution unless otherwise noted.

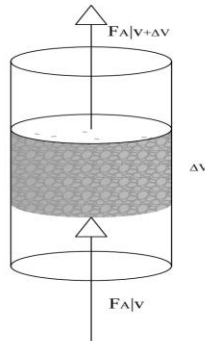
^bHeat of solution 18.6 kJ/mol (4.45 kcal/mol) (6).

^cAt all temperatures given maleic anhydride hydrolyzes slowly.

(Kirk&Othmer, 1978, *Maleic Anhydride*, Vol.15, Hal 41)

Pembentukan Pemodelan Matematis

1. Neraca Massa C₄H₂O₃ dalam fasa gas (*steady state*)



[kec, massa C₄H₂O₃ masuk] – [kec, massa C₄H₂O₃ keluar] + [transfer massa dalam sistem] = [akumulasi]

$$F_a|_z - F_a|_{z+\Delta z} - Kya \cdot \Delta V(Ya - Yai) = 0$$

$$F_a|_z - F_a|_{z+\Delta z} = Kya \cdot \Delta V(Ya - Yai)$$

$$\lim_{\Delta v \rightarrow 0} \frac{F_a|_z - F_a|_{z+\Delta z}}{\Delta v} = Kya \cdot (Ya - Yai)$$

$$-\frac{dF_a}{dv} = Kya \cdot (Ya - Yai)$$

$$F_a = G \cdot Ya$$

$$dv = \frac{\pi}{4} Id^2 \cdot dz$$

Substitusi persamaan diatas, maka diperoleh :

$$\frac{dYa}{dz} = \frac{\frac{\pi}{4} Id^2 Kya \cdot (Ya - Yai)}{G} \dots\dots\dots, (1)$$

Keterangan :

G = Kecepatan mol gas total (kmol/detik)

Fa = Kecepatan mol gas C₄H₂O₃ (kmol/detik)

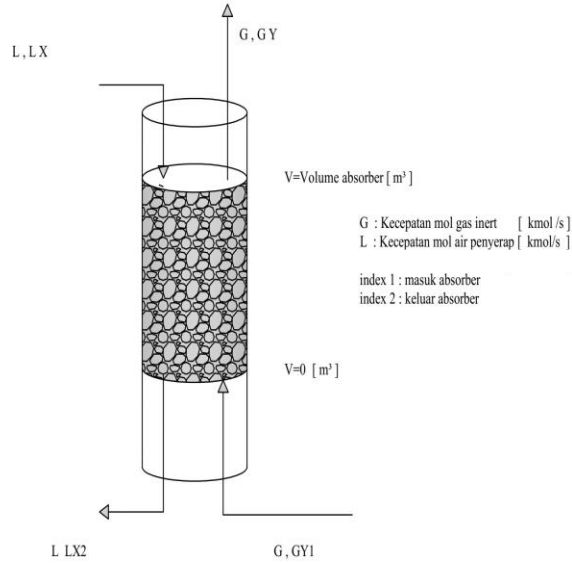
Kya = Koefisien transfer massa volumetrik C₄H₂O₃ (kmol/m³,detik)

Ya = Rasio mol gas C₄H₂O₃ terhadap total gas *inert* di setiap tinggi *bed*(kmol/kmol)

Yai = Rasio mol gas C₄H₂O₃ terhadap total gas *inert* pada *interface* (kmol/kmol)

Sumber: Treybal, ,E Robert,1981, “*Mass=Transfer Operations*”, 3, ed ,Mc, Graw Hill, New York,

2. Neraca Massa C₄H₂O₃ dalam fase cair (*steady state*)



[kecepatan mol masuk] – [kecepatan mol keluar] = [akumulasi]

steady state, akumulasi = 0

$$(G + GY1) + (L + LX) - (G + GY) - (L + LX2) = 0$$

$$G (Y1 - Y2) + L (X - X2) = 0$$

$$X = X2 - G/L (Y1 - Y2) \dots\dots\dots(2)$$

Keterangan :

G = Kecepatan mol gas total (kmol/detik)

L = Kecepatan mol *solvent* (kmol/detik)

X = Rasio mol C₄H₂O₃ terhadap jumlah mol *inert* pada fase cair di setiap tinggi *bed* (kmol/kmol)

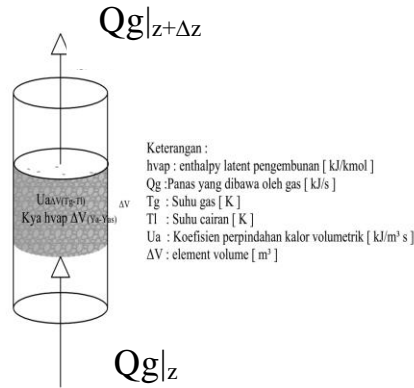
1 = Masuk Absorber

2 = Keluar Absorber

Sumber: Treybal, E Robert, 1981, “*Mass=Transfer Operations*”, 3, ed ,Mc, Graw Hill, New York,

3. Neraca Panas dalam Fase Gas (*steady state*)

Tinjauan elemen volume ΔV



[kec, panas masuk] – [kec, panas keluar] – [transfer panas dalam sistem] – [panas karena transfer massa dalam sistem] = [akumulasi]

$$Qg|_z - Qg|_{z+\Delta z} - Ua \Delta v (Tg - Tl) - kya \cdot hvap \Delta v (Ya - Yas) = 0$$

$$\lim_{\Delta V \rightarrow 0} \frac{Qg|_z - Qg|_{z+\Delta z}}{\Delta v} = Ua (Tg - Tl) + kya \cdot hvap (Ya - Yas)$$

$$-\frac{dQg}{dv} = Ua (Tg - Tl) + kya \cdot hvap (Ya - Yas)$$

$$Qg = G \cdot cp_g (Tg - t_{reff}) + G Y_a \cdot cp_{ga} (Tg - t_{reff}) + G Y_a \cdot hvap$$

Substitusi persamaan diatas, maka diperoleh :

$$-[G(cp_g + Y_a \cdot cp_{ga}) \frac{dTg}{dv} + G \cdot cp_{ga} (Tg - t_{reff}) + G \cdot hvap \frac{dY_a}{dv}] = Ua (Tg - Tl) + kya \cdot hvap (Ya - Yas)$$

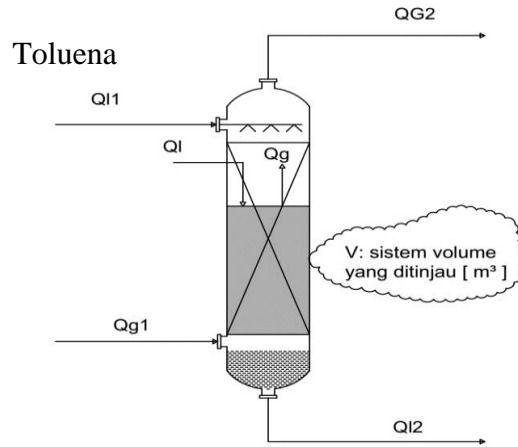
$$\frac{dTg}{dz} = \frac{Ua(Tg - Tl) + kya \cdot hvap(Ya - Yas) - [G \cdot cp_{ga} (Tg - t_{reff}) + G \cdot hvap \frac{dY_a}{dz}]}{-G(cp_g + Y_a \cdot cp_{ga})} \frac{\pi}{4} Id^2 \dots \dots \dots (3)$$

Keterangan :

- hvap = Panas laten penguapan (kJ/kmol)
- Qg = Panas yang dibawa oleh gas (kJ/detik)
- Tg = Suhu gas pada setiap tinggi *bed*(K)
- Tl = Suhu cairan masuk (K)
- Ua = Koefisien perpindahan panas volumetrik (kJ/m³,detik)

Sumber: Treybal, E Robert, 1981, "Mass=Transfer Operations", 3, ed, Mc, Graw Hill, New York,

4. Neraca Panas Total (*steady state*)



Q_{l1} : Panas yang dibawa oleh cairan masuk (kJ/detik)

Q_{l2} : Panas yang dibawa keluar oleh cairan (kJ/detik)

Q_{g1} : Panas yang dibawa oleh gas masuk (kJ/detik)

Q_{g2} : Panas yang dibawa keluar oleh gas (kJ/detik)

T_1 : Suhu cairan pada setiap tinggi *bed* (K)

[Kecepatan panas masuk] – [Kecepatan panas keluar] = [akumulasi]

$$Q_{g1} + Q_{l1} - Q_{g2} - Q_{l2} = 0$$

$$Q_{g1} = G.C_{pg}(T_{g1} - T_{reff}) + G.Y_{a1}.C_{pga}.(T_{g1} - T_{reff}) + G.Y_{a1}.h_{vap}$$

$$Q_{g2} = G.C_{pg}(T_{g2} - T_{reff}) + G.Y_{a2}.C_{pga}.(T_{g2} - T_{reff}) + G.Y_{a2}.h_{vap}$$

$$Q_{l1} = L.C_{pl}(T_1 - T_{reff}) + L.X_{a1}.C_{pla}.(T_1 - T_{reff})$$

$$Q_{l1} = (T_1 - T_{reff}) [G(C_{plc} + Y_{a1}.C_{pla})]$$

$$Q_{l2} = L.C_{pl}(T_2 - T_{reff}) + L.X_{a2}.C_{pla2}.(T_2 - T_{reff})$$

$$Q_{l2} = (T_2 - T_{reff}) [G(C_{pla} + Y_{c2}.C_{pla})]$$

$$T_1 = T_{reff} + \frac{Q_{g1} - Q_{g2} + Q_{l2} - Q_{l1}}{L(c_{pl} + X_a.c_{pla})} \dots\dots\dots(4)$$

Sumber: Treybal, E Robert, 1981, "Mass-Transfer Operations", 3, ed, Mc, Graw Hill, New York,

5. Pressure Drop

Persamaan penurunan tekanan dihitung dengan persamaan Ergun

$$\frac{dPt}{dz} = \left[150 \left(\frac{1-\varepsilon}{Re p} \right) + 4.2 \left(\frac{1-\varepsilon}{Re p} \right)^{1/6} \right] \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \frac{Gp^2}{\rho Dp} \dots\dots\dots(5)$$

Sumber: Bird,R,B, "Transport Phenomenon", ed 2, Hal 191

keterangan:

- D_p : diameter menara (m)
- G_t : fluks massa superfisial gas (kg/m² jam)
- ρ_g : densitas campuran pada gas (kg/m³)
- μ_m : viskositas campuran pada gas (kg/m jam)
- P : tekanan (atm)
- ε : fraksi porositas *packing bed*

dari pemodelan matematis diperoleh persamaan:

$$\frac{dY_a}{dz} = \frac{\frac{\pi}{4} Id^2 K_y a \cdot (Y_a - Y_{ai})}{G} \dots\dots\dots(1)$$

$$X = X_2 - G/L (Y_1 - Y_2) \dots\dots\dots(2)$$

$$\frac{dT_g}{dz} = \frac{U_a (T_g - T_l) + k_y a h_{vap} (Y_a - Y_{as}) - [G c_{p g a} (T_g - t_{reff}) + G h_{vap} \frac{dY_a}{dz}] \frac{\pi}{4} Id^2}{-G (c_{p g} + Y_a c_{p g a})} \dots\dots\dots(3)$$

$$T_l = t_{reff} + \frac{Q g_1 - Q g_2 + Q l_2 - Q}{L (c_{p l} + X_a \cdot c_{p l a})} \dots\dots\dots(4)$$

$$\frac{dPt}{dz} = \left[150 \left(\frac{1-\varepsilon}{Re p} \right) + 4.2 \left(\frac{1-\varepsilon}{Re p} \right)^{1/6} \right] \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \frac{Gp^2}{\rho Dp} \dots\dots\dots(5)$$

Persamaan Pendukung

2.1 Perhitungan Ys

$$Y_{ai} = \frac{P_{vap}}{P_t - P_{vap}}$$

Keterangan :

Y_{ai} : Rasio mol uap per mol *inert* pada kondisi jenuh (kmol/kmol)

P_{vap} : Tekanan uap masing-masing komponen (bar)

P_t : Tekanan operasi (bar)

2.2 Koefisien Transfer Panas

Berdasarkan Welty, J.R., Wilson, R.E., Wicks, C.E., 1984, "Fundamentals of Momentum Heat and Mass Transfer", 3th Ed., p, 662, Eq, 30– 20, John Wiley and Sons Inc., Singapore,

$$K_{Ya} = 80 \cdot \left(\frac{L}{\mu_{av}} \right)^{1-0.22} \cdot \sqrt{\frac{\mu_{av}}{\rho_{av} \cdot D_{AB}}}$$

Nilai K_{ya} untuk C₄H₂O₃ adalah :

K_{ya} : 0,08 kmol/m³.s

2.3 Koefisien Perpindahan Panas

Dihitung dengan persamaan :

$$U_a = \frac{0.237 \cdot FluxG^{0.67}}{D_t}$$

Keterangan :

U_a : Koefisien perpindahan panas volumetric (kJ/m³.det.K)

FluxG : Fluks massa fase gas (kg/m².det)

D_t : Diameter menara (m)

Persamaan matematis 1, 2, 3 dan 4 diselesaikan dengan cara Runge Kutta

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

$$Y_{a_{n+1}} = Y_{a_n} + (k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4) / 6$$

$$T_{g_{n+1}} = T_{g_n} + (l_1 + 2l_2 + 2l_3 + l_4) / 6$$

Konstanta Rungge Kutta ke 1

$$k_1 = \frac{\Delta x_a}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada Y_{an}, T_{gn}

$$l_1 = \frac{\Delta T_g}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada Y_n, T_n

Konstanta Rungge Kutta ke 2

$$k_2 = \frac{\Delta x a}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $Y_n + k_1/2, T_n + l_1/2$

$$l_2 = \frac{\Delta T g}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $Y_n + k_1/2, T_n + l_1/2$

Konstanta Rungge Kutta ke 3

$$k_3 = \frac{\Delta x a}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $Y_n + k_2/2, T_n + l_2/2$

$$l_3 = \frac{\Delta T g}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $Y_n + k_2/2, T_n + l_2/2$

Konstanta Rungge Kutta ke 4

$$k_4 = \frac{\Delta x a}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $Y_n + k_3, T_n + l_3$

$$l_4 = \frac{\Delta T g}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $Y_n + k_3, T_n + l_3$

Hubungan antara Tinggi absorber [m] dengan Y_a , X_a , T_g [°C], T_l [°C], dan P_t [atm]

z [m]	Y_a [kmol/kmol]	X_a [kmol/kmol]	T_g [K]	T_l [K]	P_t [bar]
0	0,01	0,23	315,15	303,15	1,65
0.1	0,01	0,23	314,14	312,42	1,65
0.2	0,01	0,23	314,13	312,36	1,65
0.3	0,01	0,23	314,12	312,31	1,65
0.4	0,01	0,23	314,11	312,25	1,65
0.5	0,01	0,23	314,09	312,19	1,65
0.6	0,01	0,23	314,08	312,13	1,65
0.7	0,01	0,23	314,07	312,07	1,65
0.8	0,01	0,23	314,06	312,01	1,65
0.9	0,01	0,23	314,04	311,95	1,65
1	0,01	0,23	314,03	311,88	1,65
1.1	0,01	0,23	314,01	311,81	1,64
1.2	0,01	0,23	314,00	311,74	1,64
1.3	0,01	0,23	313,99	311,67	1,64
1.4	0,01	0,23	313,97	311,60	1,64
1.5	0,01	0,23	313,96	311,52	1,64
1.6	0,01	0,23	313,94	311,45	1,64
1.7	0,01	0,23	313,92	311,37	1,64
1.8	0,01	0,23	313,91	311,29	1,64
1.9	0,01	0,23	313,89	311,21	1,64
2	0,01	0,23	313,87	311,12	1,64
2.1	0,01	0,23	313,85	311,04	1,64
2.2	0,01	0,23	313,84	310,95	1,64
2.3	0,01	0,23	313,82	310,86	1,64
2.4	0,01	0,23	313,80	310,77	1,64
2.5	0,01	0,23	313,78	310,67	1,64
2.6	0,01	0,23	313,76	310,58	1,64
2.7	0,01	0,23	313,74	310,48	1,64
2.8	0,01	0,23	313,72	310,37	1,64
2.9	0,01	0,23	313,69	310,27	1,63
3	0,01	0,23	313,67	310,16	1,63
3.1	0,01	0,23	313,65	310,05	1,63
3.2	0,01	0,23	313,63	309,94	1,63
3.3	0,01	0,23	313,60	309,83	1,63
3.4	0,01	0,23	313,58	309,71	1,63
3.5	0,01	0,23	313,55	309,59	1,63
3.6	0,01	0,23	313,53	309,46	1,63
3.7	0,01	0,23	313,50	309,33	1,63
3.8	0,01	0,23	313,47	309,20	1,63

3.9	0,01	0,23	313,45	309,07	1,63
4	0,01	0,23	313,42	308,93	1,63
4.1	0,01	0,23	313,39	308,79	1,63
4.2	0,01	0,23	313,36	308,65	1,63
4.3	0,01	0,23	313,33	308,50	1,63
4.4	0,01	0,23	313,30	308,35	1,63
4.5	0,01	0,23	313,26	308,20	1,63
4.6	0,01	0,23	313,23	308,04	1,63
4.7	0,01	0,23	313,20	307,88	1,62
4.8	0,01	0,23	313,16	307,71	1,62

Sehingga di dapat :

Tinggi <i>Intalox Saddles</i> absorber	= 4,8	m
Rasio mol $C_4H_2O_3$ /mol gas inert	= 0,01	kmol/kmol
Rasio mol $C_4H_2O_3$ / mol <i>solvent</i>	= 0,23	kmol/kmol
Suhu gas keluar Absorber	= 40	°C
Suhu cairan keluar Absorber	= 34,71	°C
Pressure keluar	= 1,62	atm

Perhitungan Pelengkap

3.1 Luas Area

$$Dt = \sqrt{\frac{4 At}{\pi}}$$

Diameter menara (D_t)

Dipilih : $D_t = 6\text{ft} = 1,829\text{ m}$

: $\phi = 3,14$

$A_t =$ Luas Penampang Menara

Jadi ; $A_t = 2,63\text{ m}^2$

Sumber: Ludwig E, E, 1973, “*Applied Process Design of Chemical and Petrochemical Plants*”, ed 3, vol 3 , Hal 157

3.2 Tinggi Menara

Dihitung dengan persamaan :

$$H_t = H_1 + H_2 + H_3 + H_4$$

Dengan hubungan :

H_1 : Tinggi penyangga (m)

H_2 : Tinggi ruang kosong bawah (m)

H_3 : Tinggi bahan isian (*packing bed*) (m)

H_4 : Tinggi ruang kosong atas(m)

H_t : Tinggi total(m)

Tinggi Penyangga (H_1)

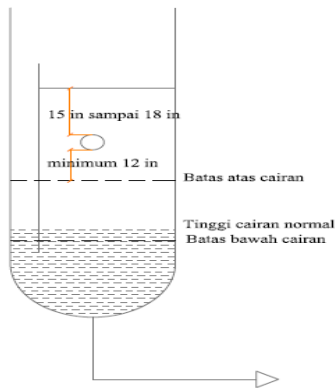
Dirancang : Tinggi penyangga, $H_1 = 2\text{ m}$

Tinggi Ruang Kosong Bawah (H_2)

Dihitung berdasarkan Kister, H, Z, *Distillation Operation*, Mc Graw Hill, New York (1991),

hal 84

Sketsa :



Untuk menghitung tinggi ruang kosong bawah, perlu dihitung tinggi cairan, dan diameter pipa,

Tinggi cairan, dihitung dengan persamaan :

$$Hl = \frac{Vl}{At} \quad Vl = \frac{L1 \cdot \theta}{\rho l}$$

At : Luas penampang menara (m²)

H_l : Tinggi cairan (m)

L₁ : Kecepatan volume cairan (m³/detik)

V₁ : Volume cairan (m³)

θ : waktu tinggal cairan (detik)

Waktu tinggal cairan

Dihitung berdasarkan Kister, H, Z, *Distillation Operation*, Mc Graw Hill, New York (1991),
hal 93

Diperoleh waktu tinggal, θ = 4 menit

$$L_2 = L_{\text{Toluena}} + L_{\text{maleat terserap}} + L_{\text{MIBK}}$$

$$L_2 = (12296,71 + (98,57\% \times 3787,88) + 3341,50) \text{ kg/jam}$$

$$L_2 = 19371,9233 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_l = 123 \text{ kg/m}^3$$

$$V_l = \frac{19371,9233 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \left[\frac{\text{jam}}{60 \text{ menit}} \right]}{123 \text{ kg/m}^3} \times 4 \text{ menit}$$

$$V_l = 10,4996 \text{ m}^3$$

$$H_l = \frac{13,1246 \text{ m}^3}{2,63 \text{ m}^2} = 3,9922 \text{ m}$$

Diameter *nozzle* untuk uap

Dihitung dengan persamaan :

$$D_{nozzle} = \sqrt{\frac{4 A_p}{\pi}}$$

Dihitung berdasarkan Kister, H, Z, *Distillation Operation*, Mc Graw Hill, New York (1991),

hal 86

A_p = Luas penampang pipa *nozzle* (m^2)

D_{nozzle} = Diameter pipa *nozzle* (m)

Adapun luas penampang pipa *nozzle* dihitung dengan persamaan

$$A_p = \frac{Q_v}{v_{lin}}$$

Dihitung berdasarkan Kister, H, Z, *Distillation Operation*, Mc Graw Hill, New York (1991),

hal 86

Q_v = kecepatan uap (m^3/detik) = massa uap/ ρ gas *bulk*

v_{lin} = kecepatan linear fluida masuk dalam *nozzle* (m/detik)

Kecepatan Linear Fluida

Dihitung dengan persamaan :

$$v_{lin} = \sqrt{4000 / \rho m}$$

Dihitung berdasarkan Kister, H, Z, *Distillation Operation*, Mc Graw Hill, New York (1991),
hal 86

Dengan hubungan :

v_{lin} = kecepatan linear fluida (ft/detik)

ρ_m = Rapat massa campuran (lb/ft³)

Rapat Massa Campuran

Dihitung dengan persamaan :

$$\rho_m = \frac{100\%}{\%uap / \rho_v + \%cair / \rho_l}$$

Dihitung berdasarkan Kister, H, Z, *Distillation Operation*, Mc Graw Hill, New York (1991),
hal 86

Dengan hubungan :

ρ_v = Rapat massa uap (lb/ft³)

ρ_l = Rapat massa cair (lb/ft³)

ρ_m = Rapat massa campuran (lb/ft³)

Karena fluida yang mengalir dalam *nozzle* merupakan uap yang berasal dari reaktor maka

%cair = 0 dan %uap= 100,

$$\rho_v = \frac{BM_{gas}, P_{total}}{R, T} = 1,5720 \text{ kg/m}^3$$

$$BM_{gas} = 28,9237 \text{ kg/kmol}$$

$$P_t = 1,62 \text{ atm}$$

$$R = 0,08205 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kmol, K}$$

$$T = 383 \text{ K}$$

$$\rho_m = \frac{100\%}{100\% / \rho_v} = 1,5720 \text{ kg/m}^3$$

$$V_{lin} = \left(\frac{4000}{\rho m}\right)^{0,5}$$

$$V_{lin} = 50,4433 \text{ m/detik}$$

$$A_p = \frac{Qv \text{ m}^3/\text{detik}}{v_{lin} \text{ m/detik}} = \frac{\frac{2376,07}{3600}}{50,4433} = 0.0206 \text{ m}^2$$

$$D_{nozzle} = \left(\frac{4A_p}{\pi}\right)^{0,5}$$

$$D_{nozzle} = 0,1619 \text{ m} \times \frac{\text{in}}{0,0254 \text{ m}} = 6,372 \text{ inch}$$

Pipa Nozzle Standart

Berdasarkan tabel 13 Peters, M, S, K, D, Timmerhaus Plant Design And Economic for Chemical Engineers, Ed IV, Mc Graw Hill, New York, (1991), halaman 888

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	
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
		80	0.957	0.718	0.344	0.250	2.17
1 1/4	1.66	40	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80	1.278	1.28	0.435	0.335	3.00
1 1/2	1.90	40	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80	1.500	1.76	0.498	0.393	3.64
2	2.38	40	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80	1.939	2.95	0.622	0.508	5.03
2 1/2	2.88	40	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80	2.323	4.23	0.753	0.609	7.67
3	3.50	40	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80	2.900	6.61	0.917	0.760	10.3
4	4.50	40	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80	3.826	11.5	1.178	1.002	15.0
6	6.625	40	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80	5.761	26.1	1.734	1.510	28.6
8	8.625	40	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80	7.625	45.7	2.258	2.000	43.4
10	10.75	40	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6	2.814	2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

† Schedule 40 designates former "standard" pipe.
‡ Schedule 80 designates former "extra-strong" pipe.

Dipilih :

8 in NPS, Sch, No 40

$$\text{Diameter luar pipa, } O_d = 8,625 \text{ inch} \times (0,0254\text{m/inch}) = 0,2191 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam pipa, } I_d = 7,981 \text{ inch} \times (0,0254\text{m/inch}) = 0,2027 \text{ m}$$

Maka **tinggi ruang kosong bawah** : $H_2 = H_1 + H + OD$

$$H = 7 \text{ inch} + 13 \text{ inch}$$

$$= 20 \text{ inch} = 0,508 \text{ m}$$

$$H_2 = 3,9922 \text{ m} + 0,508 \text{ m} + 0,2191 \text{ m}$$

$$= 4,7193 \text{ m}$$

Tinggi Packing (H_3)

$$H_3 = 4,8 \text{ m}$$

Tinggi ruang kosong atas (H_4)

$$\text{Tinggi ruang kosong atas dirancang, } H_4 = 1 \text{ m}$$

Tinggi total

$$H_t = 2 \text{ m} + 4,7193 \text{ m} + 4,8 \text{ m} + 1 \text{ m}$$

$$= 11,5193 \text{ m}$$

3.3 Menghitung Tebal *Shell*

Digunakan bahan *stainless steel SA 167 grade 3*, Brownell dan Young, “*Process Equipment Design*” (1959), John Willey and Son, New York,

$$\text{Tekanan desain (P) } 150\%P = 2,43 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan Gauge} = 1,43 \text{ atm}$$

Allowable Stress (f_{all}) = 18750 psi = 1276 atm

Efisiensi sambungan = 0,85

Faktor korosi (c) = 0,125 inch = 0,003 m

Tebal *shell* :

$$t = \frac{P \cdot di}{2 \cdot (f_{all} \cdot E - 0.6 \cdot P)} + c$$
$$t = \frac{1,43 \times 1,829}{2(1276 \times 0,85 - 0,6 \times 1,43)} + 0,003 = 0.0043 \text{ m}$$

$t = 0,00011$ inch

Dipilih tebal *standart* 3/16 inch = 0,00476 m

3.4 Spesifikasi Alat

Jenis <i>packing</i>	: 3in, <i>Intalox Saddles</i>
Diameter	: 1,829 m
Tinggi isian	: 4,8 m
Tinggi menara	: 11,5193 m
Tebal dinding	: 0,00476 m
Harga Alat (US \$)	: 22.480,00

(Sumber: ulrich, fig 5-48)

4. 1 Kesimpulan Perhitungan

Tugas : Memisahkan $C_4H_2O_3$ dari aliran gas

Pelarut : Toluena

Tipe : Menara Absorber Bahan Isian (*Packed Couolumn – 3in, Intalox Saddles*)

Kondisi operasi

P : 1,6506 – 1,6242 atm

T : 30 - 41 °C

Mechanical Design

Jenis *packing* : *3in, Intalox Saddles*

Diameter : 1,829 m

Tinggi isian : 4,8 m

Tinggi menara : 11,5193 m

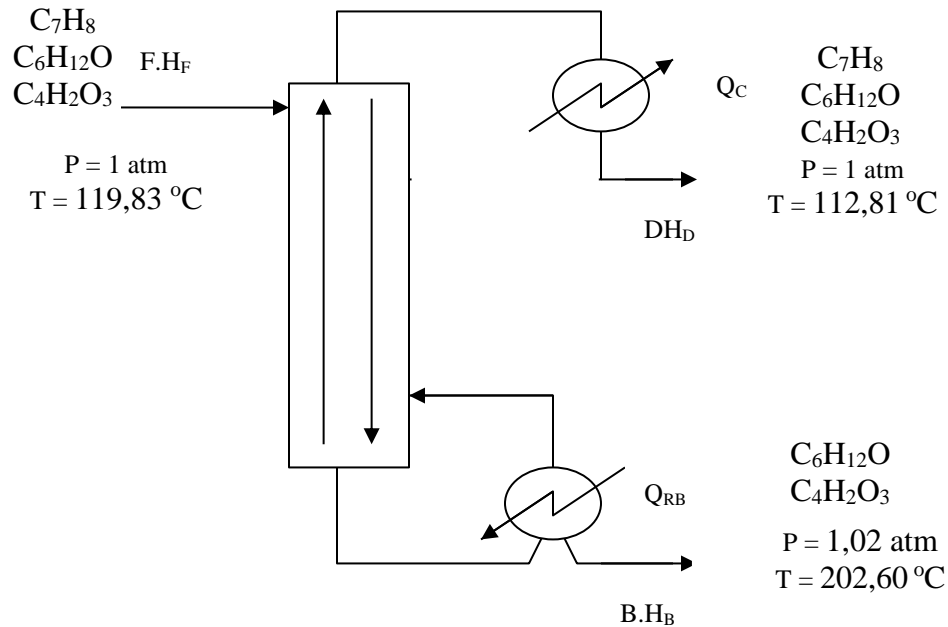
Tebal dinding : 0,00476 m

Harga Alat (US \$) : 22.480,00

**MENARA STRIPPER
(ST-01)**

Tugas : Memisahkan $C_4H_2O_3$ sebagai hasil bawah stripper dengan kemurnian 99,9%
: dari campuran keluar absorber sebesar 19426.08 kg/jam

Jenis : *Sieve Trays Plate Stripper Tower*



Langkah Perhitungan :

1. Neraca massa, Kondisi operasi atas dan bawah
2. Jumlah *plate* minimum
3. Jumlah *plate* ideal
4. Effisiensi *plate*
5. *Plate* aktual
6. Diameter dan tinggi menara

1. Neraca massa

Dirancang : Komponen kunci ringan $C_6H_{12}O$
Komponen kunci berat $C_4H_2O_3$

Recovery : 99,9 %

$C_6H_{12}O$ keluar hasil atas = $0,999 \times 3341,4964 = 3338,1549$ kg/jam
 $C_4H_2O_3$ keluar hasil atas = $0,001 \times 3787,8788 = 3,78788$ kg/jam

$C_6H_{12}O$ keluar hasil bawah = $3341,4964 - 3338,1549 = 3,3415$ kg/jam
 $C_4H_2O_3$ keluar hasil bawah = $3787,879 - 3,78788 = 3784,0909$ kg/jam

a. Panas Laten Penguapan

$$h_{vap} = A (1 - Tr)^{(B + CTr + DTr^2 + ETr^3)}$$

Dengan hubungan :

A, B, C, D, dan E : konstanta

h_{vap} : Entalpi penguapan [kJ/kmol]

T_r : Suhu tereduksi = T/T_c

T : Suhu operasi [K]

T_c : Suhu kritis [K]

Data konstanta A,B,C,D, dan E dari Yaws

Komponen	A	B	C	D	E
C ₇ H ₈	50,139	5,920E+02	3,830E-01	0,00E+00	0,00
C ₆ H ₁₂ O	57,680	5,710E+02	4,160E-01	0,00E+00	0,00
C ₄ H ₂ O ₃	59,574	7,210E+02	2,160E-01	0,00E+00	0,00

b. Rapat massa fase cair

Dihitung dengan

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T_c = critical temperature, K

Dengan data

Komponen	A	B	T_c	N
C ₇ H ₈	0,300	2,71E-01	5,92E+02	2,99E-01
C ₆ H ₁₂ O	0,267	2,59E-01	5,71E+02	2,86E-01
C ₄ H ₂ O ₃	0,448	2,61E-01	7,21E+02	3,56E-01

c. Tekanan uap dihitung dengan

VAPOR PRESSURE CORRELATION

The Antoine-type equation with extended terms was selected for correlation of vapor pressure as a function of temperature:

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2 \quad (7-1)$$

where P = vapor pressure, mm Hg
 A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound
 T = temperature, K

Konstanta Persamaan Antoine :

Komponen	A	B	C	D	E
C₇H₈	3,41E+01	-3,04E+03	-9,16E+00	1,03E-11	2.70E-06
C₆H₁₂O	6,42E+01	-4,36E+03	-1,98E+01	-4,00E-10	7,1E-06
C₄H₂O₃	-4,3E+01	-1,69E+03	2,24E+01	-2,79E-02	1,17E-05

Menentukan kondisi operasi umpan :

Suhu dihitung secara iterasi sampai diperoleh $\sum y_i = \sum K_i x_i = 1$

T = 392,83 K = 119,83 °C P = 1 atm = 760 mmHg

Komponen		fraksi mol	Puap (mmHg)	Puap (atm)	K _i =Puap/pt	y _i =K _i x _i	α _i = K _i / K _{hk}
Toluena	C ₇ H ₈	0,6497	974,514302	1,2823	1,2655	0,8222	17,6909
MIBK	C ₆ H ₁₂ O	0,1624	779,333995	1,0254	1,0120	0,1644	14,1477
Maleat anhidrat	C ₄ H ₂ O ₃	0,1879	55,0857158	0,0725	0,0715	0,0134	1,0000
Total		1,0000				1,0000	

Menentukan kondisi operasi suhu uap atas :

Kondisi operasi atas merupakan suhu didih umpan karena pada *stripper*, suhu dihitung secara iterasi sampai diperoleh $\sum y_i = \sum K_i x_i = 1$.

T = 385,81 K = 112,81 °C P = 1 atm = 760 mmHg

Komponen	fraksi mol	Puap (mmHg)	Puap (atm)	K _i =Puap/pt	y _i =K _i x _i	α _i = K _i / K _{hk}
C ₇ H ₈	0,8000	803,6982	1,0575	1,0437	0,8349	19,3236
C ₆ H ₁₂ O	0,1998	639,6806	0,8417	0,8307	0,1660	15,3800
C ₄ H ₂ O ₃	0,0002	41,5916	0,0547	0,0540	0,0000	1,0000
Total	1,0000				1,0000	

Menentukan kondisi operasi bawah :

Kondisi operasi bawah merupakan suhu didih hasil bawah karena pada *stripper*, suhu dihitung secara iterasi sampai diperoleh $\sum y_i = \sum K_i x_i = 1$.

$T = 475,6 \text{ K} = 202,6 \text{ }^\circ\text{C}$ $P = 1,0206 \text{ atm} = 775,6711 \text{ mmHg}$

Komponen		fraksi mol	Puap (mmHg)	Puap (atm)	$K_i = \text{Puap}/p_t$	$y_i = K_i x_i$	$\alpha_i = K_i / K_{hk}$
Toluena	C_7H_8	0,0000	5862,49982	7,7138	7,4591	0,0000	7,4953
MIBK	$C_6H_{12}O$	0,0009	4905,14621	6,4541	6,3697	0,0055	6,4006
Maleat anhidrat	$C_4H_2O_3$	0,9991	766,356839	1,0084	0,9952	0,9943	1,0000
Total		1,0000				1,0000	

Menentukan Konstanta Underwood

saturated liquid, $q = 1$,

$$\sum \frac{\alpha_i x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

Keterangan :

α_i = Volatilitas relative

q = Thermal kondisi umpan

θ = konstanta underwood

Nilai θ dihitung secara iterasi sampai diperoleh $\sum \alpha_i x_{i,f} / \alpha_i - \theta = 0$

$\theta = 2,6264$

Komponen	α_i	$x_{i,f}$	$\alpha_i x_{i,f}$	$\alpha_i - \theta$	$\alpha_i x_{i,f} / \alpha_i - \theta$
C7H8	12,0348	0,6497	7,8189	5,1925	1,5058
C6H12O	9,9218	0,1624	1,6115	-1,0149	-1,5879
C4H2O3	1,0000	0,1879	0,1879	-2,4386	-0,0770
Total	22,9565	1,0000	9,6184	1,7390	-0,1591

Menentukan minimum reflux ratio

Komponen	α_i	$x_{i,d}$	$\alpha_i x_{i,d}$	$\alpha_i - \theta$	$\alpha_i x_{i,d} / \alpha_i - \theta$
C7H8	12,0348	0,0000	0,0000	9,4083	0,0000
C6H12O	9,9218	0,0009	0,0086	7,2953	0,0012
C4H2O3	1,0000	0,9991	0,9991	-1,6264	-0,6143
Total	22,9565	1,0000	1,0077	15,0772	-0,6131

$$\sum \frac{\alpha_i x_{i,d}}{\alpha_i - \theta} - 1 = R_{min}$$

$R_{min} = -0,6130 - 1$

$R_{min} = -1,6130$

2. Menentukan Jumlah *Plate* Minimum

Dihitung dengan persamaan Fenske :

$$N_{\min} = \frac{\ln\left[\left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}}\right)_D \left(\frac{x_{hk}}{x_{lk}}\right)_B\right]}{\ln(\alpha_{av})}$$

Dengan hubungan : N_{\min} : Jumlah *plate* minimum
 x_{lk} : Fraksi mol komponen kunci ringan
 x_{hk} : Fraksi mol komponen kunci berat

Index : D : Distilat
 B : Residu
 α_{av} : Volatilitas relatif rerata

Volatilitas relatif dihitung dengan persamaan :

$$\alpha_{av} = \sqrt{\alpha_D \alpha_B}$$

$$\alpha_{av} = [15,38 \times 6,4006]^{0,5} \\ = 9,9218$$

$$N_{\min} = \frac{\ln\left[\left(\frac{0,1998}{0,0002}\right) \times \left(\frac{0,9991}{0,0009}\right)\right]}{\ln(9,9218)} = 6$$

3. Menentukan Jumlah *Plate* Ideal

a. Puncak Menara

Faktor *stripping*

$$(V/L)_{\min} = S/K$$

$$S = 99,9\%$$

$$K_{lk} = 14,1727$$

$$R_{\min} = \frac{99,9\%}{14,1727}$$

$$R_{\min} = 0,0705$$

Menentukan V/L operasi

$$\begin{aligned} V/L \text{ operasi} &= 1,5 \times R_{\min} \\ &= 1,5 \times 0,0705 \\ &= 0,1057 \end{aligned}$$

Dihitung dengan persamaan Ludwig, E. E., 1979, “*Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Volume II, *Second Edition*, p.51, Gulf Publishing Company, Houston. (Hal 124)

$$(M_o + 1) \log S_{io} = \log \left[\frac{S_{io} - E_{si}}{1 - E_{si}} \right]$$

$$\begin{aligned}
 S_o &= LK_{atas} \times (V/L)_{operasi} \\
 &= 14,1727 \times 0,1057 \\
 &= 1,4985 \\
 \epsilon &= 99,9\% \\
 m + 1 &= \frac{\log\left(\frac{49,95\%}{0,10\%}\right)}{\log(1,4985)} = 15,3625 \\
 m &= 14,3625 \\
 m &= 14
 \end{aligned}$$

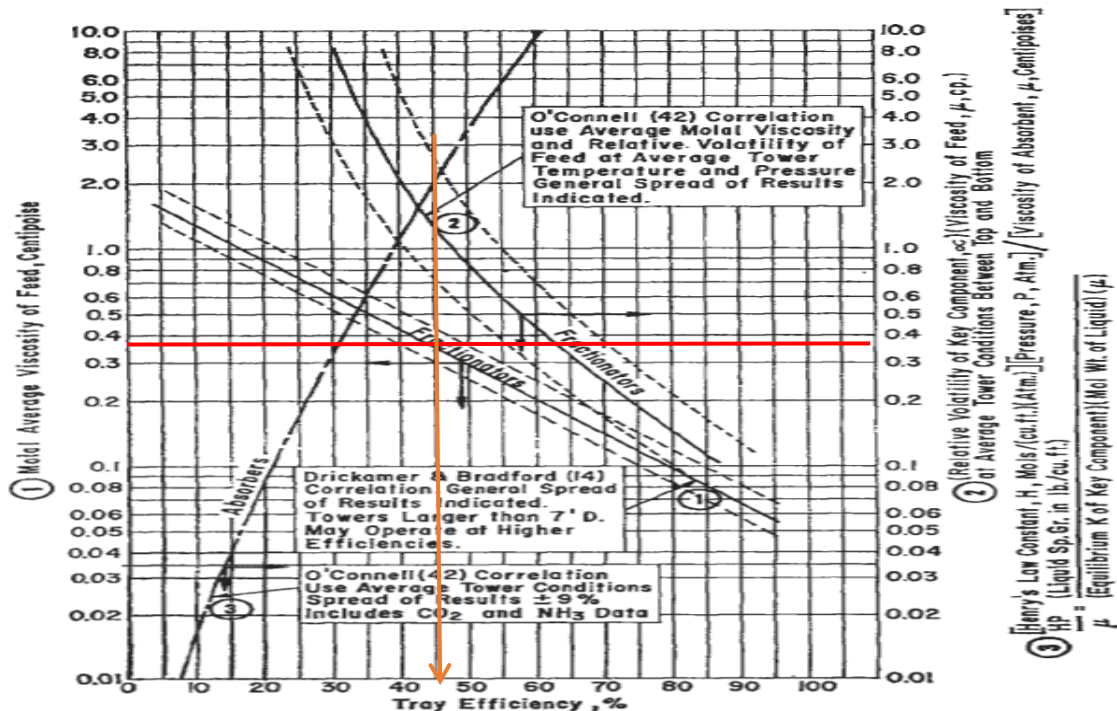
4. Effisiensi Plate

Didekati dengan cara O’Connell Towler, G., Ray Sinnott, *Chemical Engineering Design*, Elsevier, San Diego, (2008), halaman 701 tentang hubungan antara $\alpha_f \times \mu_f$ dengan efisiensi plate.

α_f = Volatilitas relatif dalam umpan
 μ_f = Viskositas rerata dalam umpan

Viskositas rerata pada umpan menara
 $T = 394,1465 \text{ K} = 121,1465 \text{ }^\circ\text{C}$

Komponen		fraksi mol	μ_f (cP)	$\alpha_f * \mu_f$
Toluena	C ₇ H ₈	0,6497	0,2438	0,1584
MIBK	C ₆ H ₁₂ O	0,1624	0,2572	0,0418
Maleat anhidrat	C ₄ H ₂ O ₃	0,1879	0,8061	0,1514
Total		1,0000	1,3070	0,3516



Ludwig Vol.2 (Hal.54)

Dari gambar korelasi Drickamer & Bradford, diperoleh Efisiensi = 45%

5. Jumlah Plate Aktual

$$N_{aktual} = \frac{N_{ideal}}{eff}$$

Dengan hubungan : eff = Efisiensi *plate*
 N_{aktual} = Jumlah *plate* aktual
 N_{ideal} = Jumlah *plate* ideal

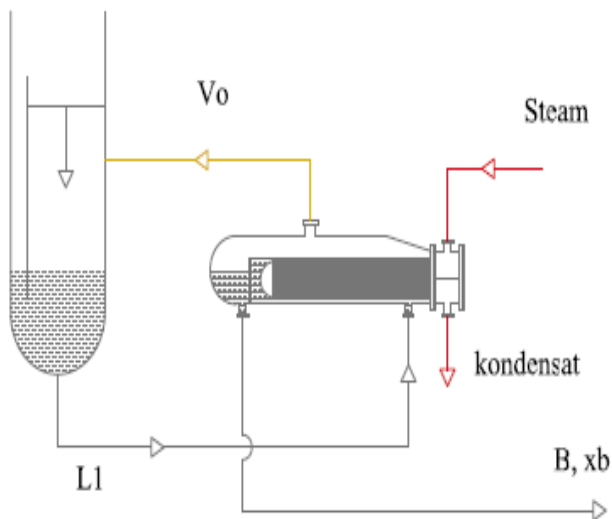
$$N_{aktual} = \frac{14}{45\%} = 31,9168$$

6. Diameter dan tinggi menara

Dihitung berdasarkan kecepatan *flooding*, kondisi dievaluasi pada puncak menara dan dasar menara.

Tinjauan pada bagian dasar menara.

Sketsa Permasalahan :



L_1 : Kecepatan massa cairan (kg/jam)

V_0 : Kecepatan massa uap (kg/jam)

B : Kecepatan massa residu (kg/jam)

x_i : fraksi mol pada fase cair

y_i : fraksi mol pada fase uap

x_b : fraksi mol masing-masing komponen pada residu

Suhu residu (keluar boiler)

$$T = 475,6 \text{ K} = 202,6 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen		BM	kmol/jam	kg/jam
Toluena	C ₇ H ₈	92,0	0,0000	0,0000
MIBK	C ₆ H ₁₂ O	100,0	0,0334	3,3415
Maleat anhidrat	C ₄ H ₂ O ₃	98,0	38,6132	3784,0909
Total		290	38,6466	3787,4324

Menentukan komposisi uap yang keluar dari *Reboiler* (V_0)

Kecepatan mol $V_0 =$ Kecepatan mol V_1

Karena aliran konstan molal, maka $V_0 = 167,0801$ (hasil atas kmol/jam)

Komposisi uap terdiri dari :

Komponen		Y _i	V _i	Kg/Jam
Toluena	C ₇ H ₈	0,0000	0,0000	0,0000
MIBK	C ₆ H ₁₂ O	0,0009	0,1445	14,4462
Maleat anhidrat	C ₄ H ₂ O ₃	0,9991	166,9356	16359,6884
Total		1,0000	167,0801	16374,1347

Komposisi fase cair masuk *reboiler* :

Dihitung dari neraca massa, $L_i = V_i + B_i$

B_i : Kecepatan massa residu *reboiler* [kmol/jam]

L_i : Kecepatan massa fase cair masuk *reboiler* [kmol/jam]

V_i : Kecepatan massa fase uap keluar *reboiler* [kmol/jam]

Komponen		kmol/jam	fraksi mol	kg/jam
Toluena	C ₇ H ₈	0,0000	0,0000	0,0000
MIBK	C ₆ H ₁₂ O	0,1779	0,0009	17,7877
Maleat anhidrat	C ₄ H ₂ O ₃	205,5488	0,9991	20143,7793
Total		205,7266	1,0000	20161,5671

Suhu masuk *reboiler*

Dihitung secara iterasi sampai diperoleh $\sum y_i = \sum k_i x_i = 1$

$$T_{\text{didih}} = 475,09 \text{ K} = 202,09^\circ\text{C}$$

$$P_{\text{total}} = 760 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$$

Komponen		fraksi mol	Puap	K _i = Puap/pt	Y _i = x _i * k _i
Toluena	C ₇ H ₈	0,0000	7,6456	7,6456	0,0000
MIBK	C ₆ H ₁₂ O	0,0009	6,3947	6,3947	0,0055
Maleat anhidrat	C ₄ H ₂ O ₃	0,9991	0,9953	0,9953	0,9945
Total		1,0000	15,0356	15,0356	1,0000

Tinjauan fase uap

Tekanan = 760 mmHg = 1 atm
 Suhu operasi = 475,6 K = 202,6 °C

Massa molekul campuran

$$M_{wv} = \frac{\text{Kecepatan massa uap total}}{\text{Kecepatan mol uap total}}$$

$$M_{wv} = \frac{16374,1}{167,080} = 98,0017 \text{ kg/kmol}$$

Rapat massa uap

Didekati dengan persamaan gas ideal

$$\rho_g = \frac{M_{wv} P_t}{R_g T}$$

Dengan hubungan : ρ_g : Rapat massa fase uap [kg/m³]
 M_{wv} : Massa molekul uap [kg/kmol]
 P_t : Tekanan total [atm]
 R_g : Konstanta gas ideal [0,08314 m³.bar/kmol.K]
 T : Suhu operasi [K]

$$\rho_g = \frac{98,0017 \times 1,0132}{0,0831 \times 385,8096}$$

$$= 3,0958 \text{ kg/m}^3$$

Tinjauan fase cair

Tekanan operasi : 1,01325 bar = 1 atm
 Suhu operasi : 385,8096 K = 112,8°C

Rapat massa fase cair

$$\rho_l = \frac{\text{Kecepatan massa total}}{\text{Kecepatan volume total}}$$

Komponen		kg/jam	p	m/p
Toluena	C ₇ H ₈	0,0000	343,6237	0,0000
MIBK	C ₆ H ₁₂ O	17,7877	298,5936	0,0596
Maleat anhidrat	C ₄ H ₂ O ₃	20143,7793	559,0449	36,0325
Total		20161,5671	1201,2622	36,0921

$$\rho_l = \frac{20161,6}{36,0921}$$

$$\rho_l = 558,6150 \text{ kg/m}^3$$

Tegangan muka

$$\tau = \sum_{i=1}^3 x_{mass_i} \tau_i$$

Dengan hubungan : τ = Tegangan muka [dyne/cm]
 X_{mass} = Fraksi massa
 Index : i = komponen

Komponen		kg/jam	fraksi massa	τ [dyne /cm]	τ^*m
Toluena	C ₇ H ₈	0,0000	0,0000	17,9552	0,0000
MIBK	C ₆ H ₁₂ O	17,7877	0,0009	14,7519	0,0130
Maleat anhidrat	C ₄ H ₂ O ₃	20143,7793	0,9991	32,0295	32,0012
Total		20161,5671	1,0000	64,7366	32,0142

Parameter Flooding

$$Flv = \frac{L}{V} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0.5}$$

Towler, G., Ray Sinnott, *Chemical Engineering Design*, Elsevier, San Diego, (2008), halaman 720.

Dengan hubungan :

- Flv : Parameter
- L : Kecepatan massa fase cair [kg/jam]
- V : Kecepatan massa fase gas [kg/jam]
- ρ_g : Rapat massa fase uap [kg/m³]
- ρ_l : Rapat massa fase cair [kg/m³]

$$Flv = \left(\frac{20161,6}{16374,1} \times \frac{3,0958}{558,6150} \right)^{0.5} = 0,0917$$

Parameter kecepatan *flooding* :

Diperoleh dari tabel 14.2 van winkle (hal 577)

Dicoba : Jarak antar tray = 18 in
= 0,4572 m

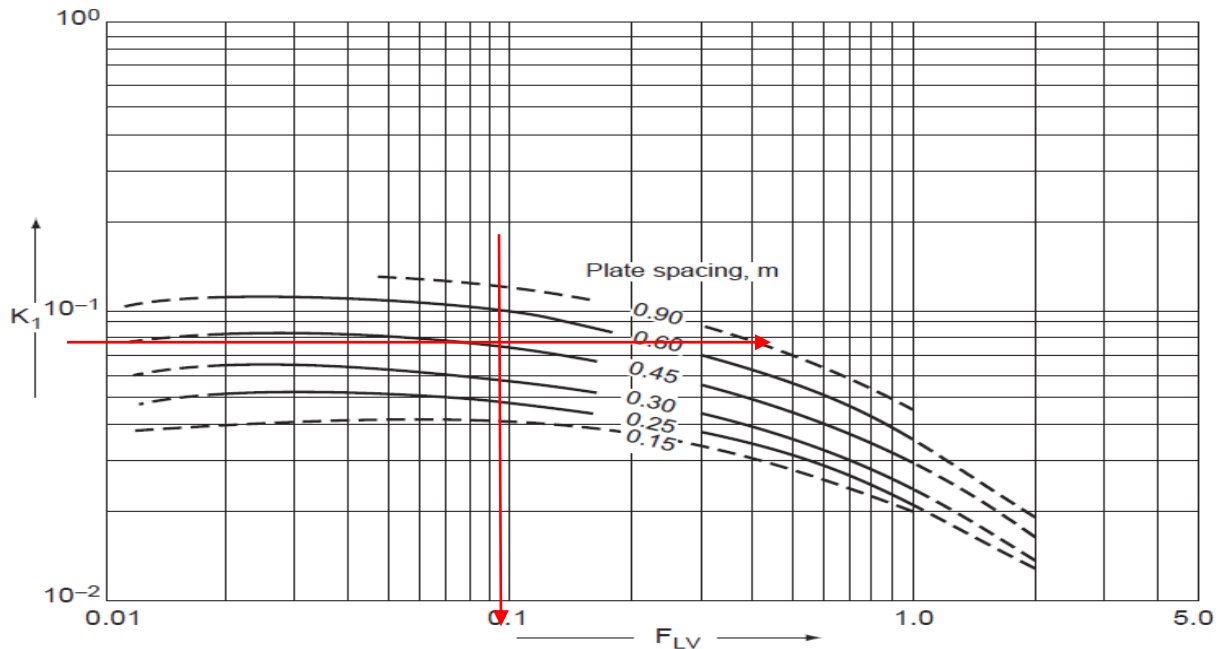


Figure 11.29. Flooding velocity, sieve plates.

Dari fig 11.29 diatas, diperoleh = 0,079 m/detik.

Kecepatan uap maksimum

Dihitung dengan persamaan :

$$U_f = K_1 \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0,5} \left(\frac{\tau}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2}$$

Merupakan adaptasi dari persamaan 11.81 Towler dan Sinnott, halaman 720

Dengan hubungan :

- K_1 : Parameter kecepatan *flooding* [m/detik]
- U_f : Kecepatan uap maksimum [m/detik]
- ρ_l : Rapat massa fase cair [kg/m³]
- ρ_g : Rapat massa fase uap [kg/m³]
- T : Tegangan muka [dyne/cm]

$$U_f = 0,079 \left(\frac{558,6150 - 3,0958}{3,0958} \right)^{0,5} \left(\frac{32,01}{20} \right)^{0,2}$$

$$U_f = 1,1627 \text{ m/detik}$$

Kecepatan Volume Uap

$$Q_{uap} = \frac{\text{kecepatan massa uap}}{\text{rapat massa uap}}$$

$$Q_{uap} = \frac{20161,6}{3,0958}$$

$$Q_{uap} = 6512,64 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$Q_{uap} = 1,8091 \text{ m}^3/\text{detik}$$

Luas Penampang Menara

Kecepatan operasi uap :

Berkisar antara 80% sampai 85% kecepatan linear maksimum (matthew van winkle, hal 577).

Dirancang : Kecepatan operasi = 80% kecepatan maksimum.

$$u_{op} = 80\% \times U_f$$

$$u_{op} = 80\% \times 1,1627$$

$$u_{op} = 0,9301 \text{ m/detik}$$

Luas Penampang Tray

$$A_t = \frac{Q_{uap}}{80\% U_{op}}$$

Dengan hubungan :

A_t : Luas Penampang [m²]

Q_{uap} : Kecepatan volume uap [m³/detik]

U_{op} : Kecepatan linier uap [m/detik]

$$A_t = \frac{1,8091}{80\% \times 0,9301}$$

$$A_t = 2,4312 \text{ m}^2$$

Diameter Menara

$$Dt = \sqrt{\frac{4 At}{\pi}}$$

$$Dt = \left(\frac{4 \times 2,4312}{3,14}\right)^{0,5}$$

$$Dt = 1,7598 \text{ m}$$

$$Dt = 5,7738 \text{ ft}$$

Diameter standart

Dipilih antara 3ft, 4 ft, 6 ft, 8ft, 10 ft, 12 ft, 15 ft dan 20 ft.

Dipilih diameter standart = 6 ft = 1,8288 m

(Ludwig Vol.2 Hal. 151 tabel 8-14)

Tinggi Menara :

Dihitung dengan persamaan :

$$H_t = H_1 + H_2 + H_3 + H_4$$

Dengan hubungan :

H_1 = Tinggi penyangga [m]

H_2 = Tinggi ruang kosong bawah [m]

H_3 = Tinggi tray [m]

H_4 = Tinggi ruang kosong atas [m]

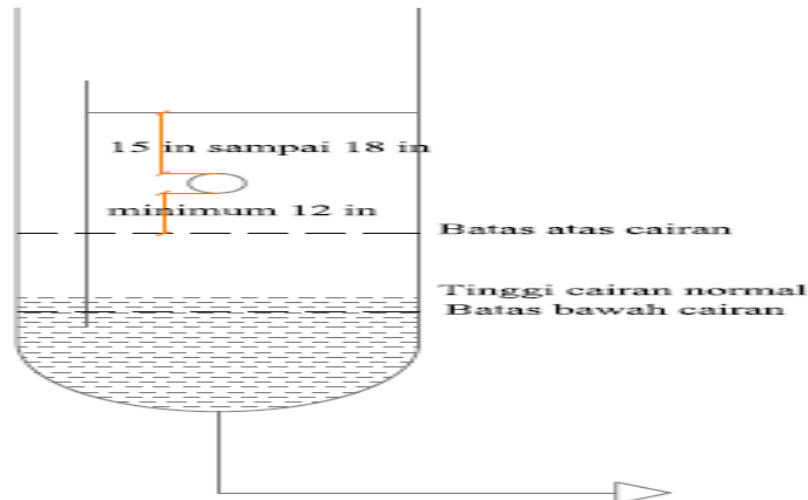
H_t = Tinggi total [m]

Tinggi Penyangga :

Dirancang : Tinggi penyangga, H_1 = 2 m

Tinggi ruang kosong bawah

Dihitung berdasarkan Kister, H.Z., *Distillation Operation*, McGraw-Hill, New York (1991), Halaman 84.



Sketsa:

Untuk menghitung tinggi ruang kosong bawah, maka perlu dihitung tinggi cairan dan diameter pipa.

Tinggi cairan :

Dihitung dengan persamaan :

$$HL = \frac{VL}{At} \quad vl = \frac{L1 \cdot \theta}{\rho l}$$

Dengan hubungan :

- At : Luas Penampang Menara [m²]
- HL : Tinggi cairan [m]
- L₁ : Kecepatan volume cairan [m³/detik]
- VL : Volume cairan [m³]
- Θ : Waktu tinggal cairan [detik]

Waktu tinggal cairan :

Diprediksi berdasarkan Kister, H.Z., *Distillation Operations*, Mc-Graw-Hill, New York,(1991), Halaman 93

Diperoleh waktu tinggal, Θ = 5 menit.

$$VL = \left(\frac{20161,6 \times 5}{558,6150} \right)$$

$$VL = 180,4603 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$VL = 3,0077 \text{ m}^3$$

$$HL = \left(\frac{3,0077}{\frac{3,14}{4} \times 6^2} \right)$$

$$HL = 0,1064 \text{ m}$$

Diameter nozzle untuk uap

Dihitung dengan persamaan :

$$D_{nozzle} = \sqrt{\frac{4 A_p}{\pi}}$$

Dengan hubungan :

- A_p = Luas penampang pipa *nozzle* [m²]
- D_{nozzle} = Diameter pipa *nozzle* [m]

Adapun luas penampang pipa *nozzle* dihitung dengan persamaan :

$$A_p = \frac{Q_v}{v_{lin}}$$

Dengan hubungan :

- Q_v = Kecepatan uap [m³/detik]
- V_{lin} = Kecepatan linear fluida masuk dalam *nozzle* [m/detik]

Kecepatan linear fluida dihitung dengan persamaan :

$$v_{lin} = \sqrt{4000 / \rho m}$$

Kister, H.Z., *Distillation Operations*. (1991), Halaman 86

Dengan hubungan : v_{lin} : Kecepatan linear fluida [ft/detik]
 ρ_m : Rapat massa campuran [lb/ft³]

Rapat massa campuran dihitung dengan persamaan :

$$\rho_m = \frac{100\%}{\%uap / \rho_v + \%cair / \rho_l}$$

Kister, H.Z., *Distillation Operations*. (1991), Halaman 97

Dengan hubungan : ρ_v : Rapat massa uap [lb/ft³]
 ρ_l : Rapat massa cair [lb/ft³]
 ρ_m : Rapat massa campuran [lb/ft³]

Karena fluida yang mengalir dalam *nozzle* merupakan uap yang berasal dari *reboiler* maka %cair = 0 dan %uap = 100.

$$\rho_v = 3,0958 \frac{kg}{m^3} \times \frac{lb}{0,4536 kg} \times \frac{0,3048m}{ft} = 0,1933 \frac{lb}{ft^3}$$

$$\rho_m = \left(\frac{100\%}{100\%/0,1933} \right) = 0,1933 \frac{lb}{ft^3}$$

$$v_{lin} = \left(\frac{4000}{0,1933} \right)^{0,5}$$

$$v_{lin} = 143,867 \frac{ft}{detik} \times \frac{0,3048m}{ft} = 43,8506 \frac{m}{detik}$$

$$A_p = \left[\frac{1,8091}{43,8506} \right] = 0,0413 m^2$$

$$D_{nozzle} = \left(\frac{4 \times 0,0413}{\pi} \right)^{0,5}$$

$$D_{nozzle} = 0,2292 m = 9,0255 in$$

Pipa *nozzle* standart :

Dipilih berdasarkan tabel *design property of pipe* di buku Brownell and Young (Hal 402)

Dipilih :

10 in NPS, Sch. 120

Diameter luar pipa (OD) = 10,75 in = 0,2731 m

Diameter dalam pipa (ID) = 9,064 in = 0,2302 m

Maka tinggi ruang kosong bawah:

$$H_2 = 0,1064 + ((18+9,064)in \times 0,0254 \frac{m}{in}) + 0,2731 m$$

$$H_2 = 1,0669 m$$

Tinggi tray (H₃)

Dihitung dengan persamaan :

$$H_3 = (n_{tray}-2) \times \text{jarak antar tray}$$

$$H_3 = (31,9168-2) \times 0,4572$$

$$H_3 = 13,6780 m$$

Tinggi ruang kosong atas (H₄)

$$H_4 = 1 m$$

Tinggi total

$$H_t = 2 \text{ m} + 1,0669 \text{ m} + 13,6780 \text{ m} + 1 \text{ m}$$

$$H_t = 17,7449 \text{ m}$$

Pressure Drop

Dihitung dengan persamaan

$$\Delta HT = h_o + \beta \left(h_o + h_{ow} + \frac{\Delta}{2} \right) + h_t$$

Van Winkle, M., *Distillation*, Mc-GrawHill, New York (1967), Halaman 507

Dengan hubungan :

$$\Delta HT = \text{Pressure drop total [m]}$$

$$h_o = \text{Pressure drop untuk mengatasi lubang perforated [m]}$$

$$h_{ow} = \text{Tinggi cairan diatas weir [m]}$$

$$h_t = \text{Pressure drop untuk mengatasi tegangan permukaan [m]}$$

$$\beta = \text{Faktor areasi}$$

$$\Delta = \text{Kemiringan ketinggian cairan diatas tray}$$

Perhitungan *pressure drop* pada seksi *enriching* dievaluasi pada puncak menara sedangkan untuk seksi *stripping* dievaluasi pada dasar menara.

a. Seksi *enriching*

$$\text{Tekanan : } P_{\text{total}} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu uap : } T_{\text{dew}} = 392,8 \text{ K}$$

$$\text{Suhu cair : } T_{\text{bp}} = 475,6 \text{ K}$$

a.1 *Pressure drop* untuk mengatasi lubang *perforated*

Dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0.186 \left(\frac{U h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_l}$$

Van Winkle, Halaman 519

Dengan hubungan :

C_o : Koefisien uap lewat lubang *perforated*

$U h$: Kecepatan linear uap melewati lubang *perforated* [ft/detik]

ρ_v : Rapat massa uap [kg/m³]

ρ_l : Rapat massa cair [kg/m³]

Untuk menghitung kecepatan linear uap, diperlukan diperlukan data lubang *perforated* dan tebal *tray*. Diameter lubang *perforated* berkisar antara 1/16 in sampai 1 in.

Referensi : 1. Kister H.Z., *Distillation Operation*, (1991), Halaman 146

2. Van Winkle, *Distillation* (1967), Halaman 490

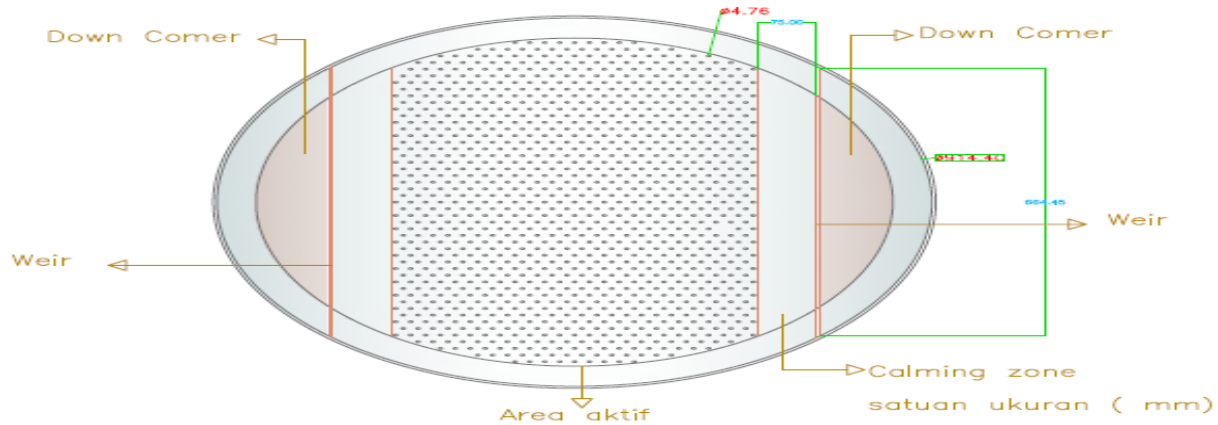
Tebal *tray* berkisar antara 12 Gage sampai 16 Gage.

Dipilih diameter lubang *perforated*, d_o : 3/16 in. (Kister, H.Z., Halaman 148)

Tebal *tray* dipilih 12 Gage = 5 mm

(Towler dan Sinnott, *Chemical Engineering Design Principles*, MCGraw-Hill, New York 2008, Halaman 727)

$$\begin{aligned} d_o &= 3/16 \text{ in} = 0,0048 \text{ m} \\ \text{Pitch} &= 4 \times d_o \\ &= 4 \times 0,0048 \text{ m} \\ &= 0,0191 \text{ m} \end{aligned}$$



Luas aktif, $A_a = 80\% \times A_{total}$

$$\begin{aligned} A_{total} &= \frac{\pi D t^2}{4} \\ A_{total} &= \frac{\pi \times 1,7598^2}{4} \\ A_{total} &= 2,4312 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_a &= 80\% \times 2,4312 \text{ m}^2 \\ A_a &= 1,9450 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas lubang perforated total

Dihitung dengan persamaan :

$$A_h = A_a \left(\frac{d_o}{\text{Pitch}} \right)^2$$

Ah : Luas lubang perforated total [m²]
 do : Diameter lubang perforated [m]
 Pitch : Jarak antar 2 lubang perforated [m]

$$\begin{aligned} A_h &= 1,9450 \times \left(\frac{0,0048}{0,0191} \right)^2 \\ A_h &= 0,1216 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan volume uap pada puncak menara, $Q_v = 1,8091 \text{ m}^3/\text{detik}$

$$U_h = \frac{1,8091 \frac{\text{m}^3}{\text{detik}}}{0,1216 \text{ m}^2}$$

$$U_h = 14,8821 \frac{\text{m}}{\text{detik}}$$

Dalam satuan $\frac{\text{ft}}{\text{detik}}$, $U_h = 14,8821 \frac{\text{m}}{\text{detik}} \times \frac{\text{ft}}{0,3048 \text{ m}}$

$$U_h = 48,8259 \frac{\text{ft}}{\text{detik}}$$

Koefisien *perforated* C_o , diperoleh dengan bantuan fig 11.36 Towler dan Sinnott, Halaman 729

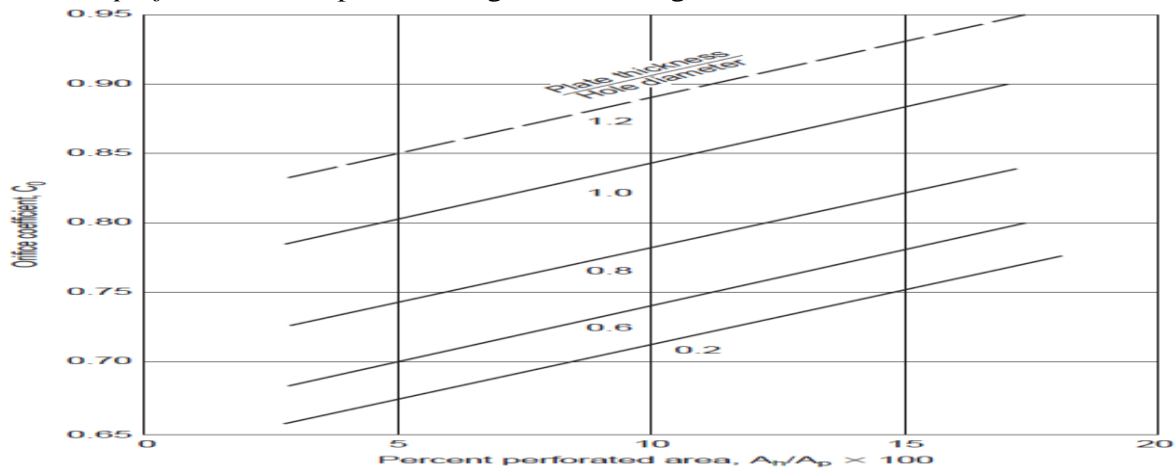


Figure 11.36. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson et al., 1957).

Tebal *plate* = 5 mm

d_o = 4,7625 mm

$$\frac{\text{tebal plate}}{d_o} = \frac{5}{4,7625} = 1,0499$$

$$\frac{Ah}{Aa} = \frac{0,1216}{1,9450}$$

$$\frac{Ah}{Aa} = 6,25\%$$

$C_o = 0,82$

$$h_o = 0,186 \times \left(\frac{48,8254}{0,82}\right)^2 \times \left(\frac{0,1933}{558,6150}\right)$$

$$h_o = 0,2282 \text{ in}$$

$$h_o = 0,0058 \text{ m}$$

Pressure Drop untuk mengatasi tinggi *weir*

Dihitung dengan persamaan :

$$h_{ow} = 0.750 \left(\frac{L}{\rho l lw}\right)^{2/3}$$

Towler dan Sinnott, halaman 724

Dengan hubungan :

h_{ow} : Tinggi cairan diatas *weir* [m]

L : Kecepatan massa cairan [kg/detik]

lw : Panjang *weir* [m]

ρl : Rapat massa cairan [kg/m³]

Panjang *weir* diperoleh dengan bantuan tabel 14.10, Van Winkle, *Distillation*, McGraw-Hill, New York(1967), halaman 591

20% dari luas keseluruhan

Untuk $A_d/A_t = 0,1999$ diperoleh $l_w/D_t = 0,8706$

A_d : Luas *downcomer* [m²]

A_t : Luas *down* menara [m²]

D_t : Diameter menara [m]

$$l_w = 0,8706 \times 1,7598 \text{ m}$$

$$l_w = 1,5321 \text{ m}$$

$$L = 20161,6 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{\text{jam}}{3600 \text{ detik}}$$

$$L = 5,6004 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

$$\text{how} = 0,7250 \times \left(\frac{1,5321}{558,6150 \times 1,5321} \right)^{\frac{2}{3}}$$

$$\text{how} = 0,0107 \text{ m}$$

Tinggi weir (hw)

Tinggi *weir* berkisar antara 1 in sampai 3 in (Van Winkle, Halaman 577)

Dipilih $hw = 3 \text{ in} = 0,0762 \text{ m}$

Faktor aerasi :

Diperoleh dengan bantuan fig 13.16, Van Winkle, *Distillation*, Halaman 516, tentang hubungan antara $U_v(\rho_v)^{0,5}$ dengan β .

Dengan hubungan :

U_v : Kecepatan superficial uap [ft/detik]

ρ_v : rapat massa uap [lb/ft³]

Kecepatan Supervisial Uap

$$U_v = \frac{1,8091 \frac{\text{m}^3}{\text{detik}}}{2,4312 \text{ m}^2}$$

$$U_v = 0,7441 \frac{\text{m}}{\text{detik}} \times \frac{\text{ft}}{0,3048 \text{ m}}$$

$$U_v = 2,4413 \text{ ft/detik}$$

$$U_v(\rho_v)^{0,5} = 2,4413 \times (0,1933)^{0,5} = 1,0732 \frac{\text{lb}^{0,5}}{\text{ft}^{0,5} \text{ detik}}$$

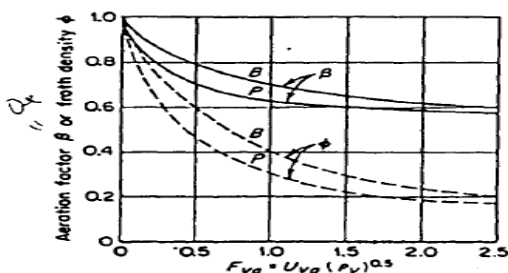


FIGURE 13.16 Aeration factor and froth density. *B*-bubble-cap plates, *P*-perforated plates.

diperoleh :

$$\beta = 0,7$$

Kemiringan cairan diatas tray (Δ)

Kemiringan Δ dapat diabaikan, maka $\Delta \sim 0$

Pressure Drop untuk mengatasi tegangan muka

Dihitung dengan persamaan :

$$h\tau = \frac{0.04 \tau}{\rho l do}$$

Van Winkle, Halaman 521

Dengan hubungan :

$h\tau$: pressure drop untuk mengatasi tegangan muka [in]

do : diameter lubang perforated [in]

ρl : rapat massa cairan [lb/ft³]

Tegangan Muka

Pada suhu titik didih atas = 385,8 K = 112,8°C

$\tau = 32,014$ dyne/cm

$$\rho l = 558,6150 \frac{kg}{m^3} \times \frac{lb}{0,454 kg} \times \frac{0,3048 m}{ft} = 375,3656 \frac{lb}{ft^3}$$

$$h\tau = \frac{0,040 \times 32,0142}{375,3656 \times 3/16}$$

$$h\tau = 0,02 \text{ in} = 0,0005 \text{ m}$$

$$\Delta HT = h_o + \beta (h_o + h_{ow} + \frac{\Delta}{2}) + h\tau$$

$$\Delta HT = 0,0058 + 0,75 \times 0,0058 + 0,0107 + 0 + 0,0005$$

$$\Delta HT = 0,0178$$

$$\Delta HT = \Delta HT \cdot \rho l \cdot g$$

$$\Delta HT = 0,0178 \times 375,3656 \times 9,8$$

$$\Delta HT = 65,4628 \text{ Pa}$$

$$\Delta HT = 65,4628 \text{ Pa} \times \left(\frac{bar}{10^5}\right)$$

$$\Delta HT = 0,00065 \text{ atm}$$

$$Pressure Drop = 0,00065 \times 31,9168$$

$$Pressure Drop = 0,0206 \text{ atm}$$

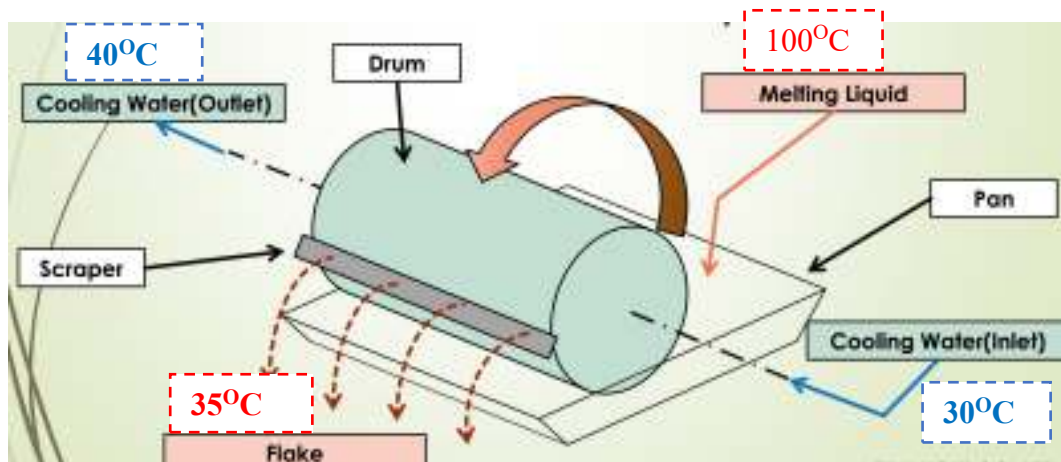
KESIMPULAN PERHITUNGAN MENARA ST-01

Nilai <i>Recovery</i> Maleat Anhidrat	: 99,9%
Kondisi operasi atas	: P = 1 atm dan T = 112,81 °C
Kondisi operasi umpan	: P = 1 atm dan T = 119,83 °C
Kondisi operasi bawah	: P = 1,02 atm dan T = 202,60 °C
Jumlah <i>plate</i> minimum	: 6
Jumlah <i>plate</i> ideal	: 14
Effisiensi <i>plate</i>	: 45%
Jumlah <i>plate</i> aktual	: 32
Kecepatan uap maksimum (U_f)	: 1,1627 m/detik
Kecepatan operasi uap	: 80% kecepatan uap maksimum
Luas penampang <i>tray</i> (A_t)	: 2,4312 m ²
Diameter menara <i>standart</i>	: 6 ft = 1,8288 m
Tinggi penyangga	: 2 m
Tinggi ruang kosong atas	: 1 m
Tinggi ruang kosong bawah	: 1,0669 m
Tinggi <i>tray</i>	: 13,6780 m
Tinggi total menara ST-01	: 17,7449 m
Panjang <i>weir</i>	: 1,5321 m
Tinggi <i>weir</i>	: 3 in = 0,0762 m
Luas lubang <i>perforated</i> total (A_h)	: 0,1216 m ²
<i>Pressure drop</i> total	: 0,0206 atm
Harga Alat	: \$ 41.113 (ulrich, fig 5-48)

FLAKER - 01 (FL - 01)

Tugas : Mendinginkan Hasil Bawah Menara Stripper dari suhu 100°C menjadi suhu 35 °C dan sekaligus merubah fase dari fase cair ke fase padat dengan pendingin air masuk pada suhu 30 °C keluar suhu 40 °C, dengan kecepatan umpan = 3787,88 kg/jam

Tipe Alat : *Cooling Drum Flaker*



1. Neraca Panas Flaker

a. Enthalpi masuk Flaker :

Suhu refferensi = 25 °C = 298 K

Suhu Dasar Menara = 100 °C = 373 K

Komponen	m kg/jam	cp . dT	Q (kJ/jam)
C ₆ H ₁₂ O	3,79	2,3190	8,789
C ₄ H ₂ O ₃	3784,09	1,7928	6784,1166
	3787,88		6792,9056

b, Enthalpi Keluar Flaker :

Suhu refferensi = 25 °C = 298 K

Suhu Keluar Flaker = 35 °C = 308 K

Komponen	m kg/jam	cp . dT	Q (kJ/jam)
C ₆ H ₁₂ O	3,79	2,2284	8,4456
C ₄ H ₂ O ₃	3784,09	1,6409	6209,3133
	3787,88		6217,7589

c. Panas perubahan fase :

$$\text{Heat of Solidification} = -138,18 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Umpan total} = 3787,88 \text{ Kg/j}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas Solidifikasi} &= -138,18 \text{ kJ/kg} \cdot 3787,88 \text{ kg/jam} \\ &= -523409,2584 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

d. Beban Panas Flaker :

$$\begin{aligned} \text{Beban panas} &= 6792,9056 - 6217,7589 - (-523409,2584) \text{ kJ/jam} \\ &= 523984,4051 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

2. Menentukan Jumlah Air Pendingin :

$$\text{Suhu pendingin masuk} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu pendingin keluar} = 40 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Cp pendingin} = 4,1796 \text{ kJ/Kg.}^\circ\text{C}$$

Jumlah Pendingin :

$$\begin{aligned} w_c &= \frac{Q_c}{C_p \cdot (t_2 - t_1)} \\ &= \frac{523984,4051 \text{ kJ/jam}}{4,1796 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C} \cdot (40 - 30) \text{ }^\circ\text{C}} \\ &= 12536,7118 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

3. Menentukan luas transfer panas :

a. Menentukan Δt lmtd

Suhu air pendingin masuk (t_1) = 30 °C

Suhu air pendingin keluar (t_2) = 40 °C

Suhu umpan masuk (T_1) = 100 °C

Suhu umpan keluar (T_2) = 35 °C

$$\begin{aligned}\Delta T(\text{lmtd}) &= \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \frac{(T_1 - t_1)}{(T_2 - t_2)}} \\ &= \frac{(100,0 - 50,0) - (35,0 - 30,0)}{\ln \frac{(100,0 - 50,0)}{(35,0 - 30,0)}} \\ &= 13,72 \text{ °C}\end{aligned}$$

b. Umpan dan pendingin :

Kecepatan Umpan masuk = 3787,88 Kg/jam

Kecepatan air pendingin = 12536,7118 Kg/jam

c. Beban panas :

Beban panas Flaker = 523984,4051 kJ/jam

d. Overall Heat transfer

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² °C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapors	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

Dari Hal 797 Tabel 12.1 Toweller dan Sinnott :

Range U_d = 250 - 750 W / m² °C

dipilh U_d = 250 W / m² °C = 900 kJ/jam m² °C

Luas transfer panas :

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T \text{ lmtd}} \\ &= \frac{523984,4051 \text{ kJ/jam}}{900 \text{ kJ/jam.m}^2,^{\circ}\text{C} \cdot 13,72 \text{ C}} \\ &= 28,2675 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

4. Ukuran Flaker :

$$\text{Diameter} = 2 \text{ m}$$

Solidification Area :

$$\text{Sudut death Area} = 20^{\circ}$$

$$\begin{aligned} \text{Sudut Atkif} &= 360^{\circ} - 20^{\circ} \\ &= 340^{\circ} \end{aligned}$$

Solidification Area Flaker :

$$\begin{aligned} A_t &= A_f \cdot (340^{\circ}/360^{\circ}) \\ &= 26,6970 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Panjang Flaker :

$$\begin{aligned} L &= \frac{A_t \cdot (1 / \text{rph})}{3,14 \cdot D} \\ &= \frac{28,2675 \text{ m}^2 \cdot (1/ 5)}{3,14 \cdot 2 \text{ m}} \\ &= 3,601 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{Diameter} = 2 \text{ m} = 2000 \text{ mm}$$

Dipilih :

$$\text{Panjang} = 4,5 \text{ m} = 4500 \text{ mm}$$

$$\text{Solidification Area} = 28,2675 \text{ m}^2$$

$$\text{Revolution per hour (rph)} = 5 \text{ rph}$$

$$\text{Ud terkoreksi} = 900 \times 1 = 900 \text{ kJ/jam m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

5. Tebal Padatan :

$$\text{Kecepatan Umpan} = 3787,88 \text{ Kg/j}$$

$$\text{Putaran} = 5 \text{ rph}$$

$$\text{Aktif area} = 28,2675 \text{ m}^2$$

$$\text{waktu untuk 1x putar} = 0,2 \text{ jam}$$

$$= 12,0 \text{ menit}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume padatan} &= \frac{3787,88 \text{ Kg/jam}}{5 \text{ rph} \cdot 3,0775 \text{ Kg/lt}} \\ &= 164,1 \text{ lt} \\ &= 0,1641 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tebal padatan :

$$\begin{aligned} ts &= \frac{0,1641 \text{ m}^3}{28,2675 \text{ m}^2} \\ &= 0,006 \text{ m} \\ &= 5,806 \text{ mm} \end{aligned}$$

Range tebal = 0,4 - 6 mm (Perry, ed 6th, hal 11-44)

Ringkasan Perhitungan FL-01

Spesifikasi Flaker :

Diameter = 2 m

= 2000 mm

Panjang = 4,5 m

= 4500 mm

Solid Area = 26,6971 m²

Death Area = 1,5704 m²

Total Area = 28,2675 m²

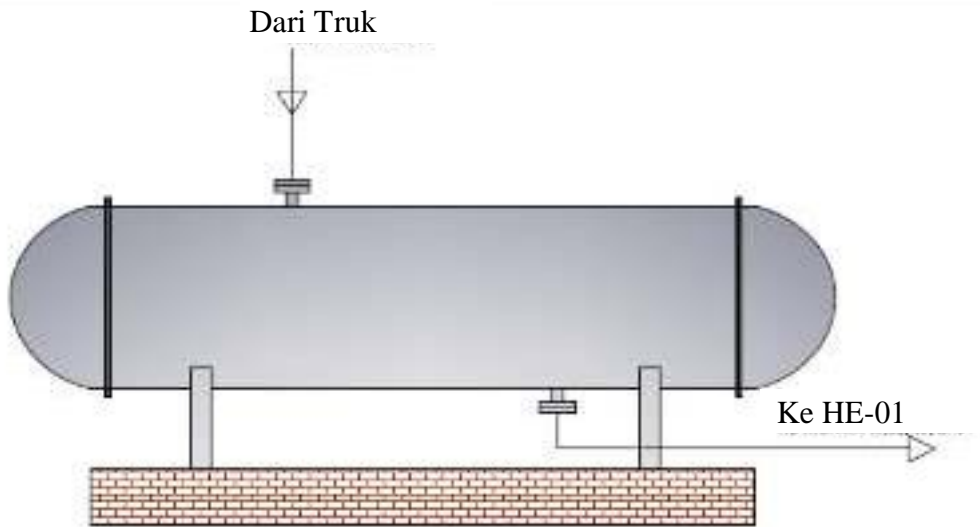
Tebal padatan = 5,806 mm

Rotation per hour (rph) = 5 rph

TANGKI (T-01)

Tugas : Menampung C_4H_{10} dan C_5H_{12} untuk waktu 10 hari.

Jenis Alat : Tangki Silinder Horizontal diatas Permukaan Tanah.



Data :

Tekanan Operasi = 2,9979 bar = 2,9587 atm

Suhu Operasi = 303 K = 30 °C

Kecepatan massa embunan :

Komponen	Mr (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Fraksi massa	Mol (kmol/jam)	Fraksi mol
C_4H_{10}	58	3041,68	0,99	52,44	0,99
C_5H_{12}	72	38,14	0,01	0,53	0,01
Total		3079,82	1,00	52,97	1,00

Komponen	x	Puap (bar)	K=Puap/Pt	y= Ki xi
C ₄ H ₁₀	0,99	2,98	1,00718	0,9971
C ₅ H ₁₂	0,01	0,87	0,29404	0,0029
Total	1,00			1,0000

RapatMassa

Dihitung dengan persamaan :

$$\rho_l = \frac{\rho_{hola}}{\rho_{holb} \left(1 + \left(1 - \frac{t}{\rho_{holc}}\right)^{\rho_{hold}}\right)}$$

Dengan hubungan :

ρ_l : rapat massa fase cair (kg/dm³)

t : Suhu Operasi [K]

ρ_{hola} , ρ_{holb} , ρ_{holc} , dan ρ_{hold} : Konstanta

Komponen	ρ_{hola}	ρ_{holb}	ρ_{holc}	ρ_{hold}
C ₄ H ₁₀	2,28E-01	2,72E-01	4,25E+02	2,86E-01
C ₅ H ₁₂	2,31E-01	2,69E-01	4,70E+02	2,82E-01

Langkah Perhitungan :

- 1. Volume Bahan yang Disimpan**
- 2. Volume Tangki**
- 3. Ukuran Alat**

1. Menentukan Volume Bahan yang Disimpan

Dihitung dengan persamaan :

V_l = Kecepatan Volume x Waktu Tinggal

Waktu Tinggal, diprediksi berdasarkan Wallas, S.M., *Chemical Process Equipment Selection and Design.*, (1990) XIII.

Waktu tinggal berkisar antara 10 s/d 30 hari.

Dirancang : Waktu tinggal = 10 hari.

Perhitungan disajikan dalam bentuk tabel berikut :

Komponen	kg/jam	ρ_l [kg /dm ³]	dm ³ /jam
C ₄ H ₁₀	3041,68	2,0819	1461,0116
C ₅ H ₁₂	38,14	3,1928	11,9456
Total	3079,82		1472,9572

$$\text{Kecepatan Volume} = 1472,9572 \text{ dm}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume embunan (volume bahan), } V_1 &= 1472,9572 \frac{\text{dm}^3}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 10 \text{ hari} \\ &= 353509,728 \text{ dm}^3 \end{aligned}$$

2. Menentukan Volume Tangki

Dirancang volume bahan disimpan dalam 5 tangki silinder horizontal :

$$\text{Volume masing – masing tangki : } \frac{353509,728}{5} \text{ dm}^3 = 70701,9456 \text{ dm}^3$$

Untuk volume tangki ini, dirancang tangki mampu menampung volume bahan sebesar 20% lebih tinggi dari volume bahannya. Volume tangki menggunakan rumus :

$$V_t = 120\% \times V_1$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 120\% \times 70701,9456 \text{ dm}^3 \\ &= 84842,3347 \text{ dm}^3 \end{aligned}$$

3. Menentukan Ukuran Alat

Ukuran tangki, diprediksi berdasarkan Puan, N, *Spesification for Carbon Steel Welded Horizontal Cylindrical Storage Tanks.*, (2003) *British Standard*, dipilih rasio antara panjang dan diameter antara 1:2.

$$\text{Dipilih rasio : } L = 2D$$

Diameter Tangki

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 L$$

$$84842,3347 \text{ dm}^3 = \frac{3,14}{4} \times D^2 \times 2D$$

$$D^3 = 54039,7036 \text{ dm}^3$$

$$D = 37,807 \text{ dm} = 3,7807 \text{ m}$$

PanjangTangki

$$L = 2D$$

$$L = 2 \times 3,7807 \text{ m}$$

$$L = 7,5614 \text{ m}$$

Table 1A. Dimensions and capacities of horizontal underground and above-ground storage tanks with dished and flanged ends

Nominal capacity		Shell inside diameter	Tangent length (see figure 2)	Overall length	External end depth	Approximate volume of two ends		Thickness (see clause 3(b))			Approximate ullage (above nominal capacity)
								t_b shell plate (min.)		End plate and compartment plate (min.)* t_e	
m^3	litres	D	A	L	H	m^3	litres	Under-ground tanks	Above-ground tanks		
5.0	5 000	1 500	2 750	3 118	184	0.368	368	6.0	6.0	6.0	+5
7.5	7 500	1 500	4 250	4 618	184	0.368	368	6.0	6.0	6.0	+5
10	10 000	2 000	3 100	3 560	230	0.804	804	6.0	6.0	6.0	+5
15	15 000	2 000	4 750	5 210	230	0.804	804	6.0	6.0	6.0	+5
20	20 000	2 000	6 500	6 960	230	0.804	804	6.0	6.0	6.0	+5
20	20 000	2 500	4 000	4 540	270	1.456	1456	6.0	6.0	8.0	+4
25	25 000	2 500	5 000	5 540	270	1.456	1456	6.0	8.0	8.0	+4
25	25 000	2 750	4 000	4 638	319	2.050	2050	6.0	8.0	8.0	+4
30	30 000	2 750	4 900	5 538	319	2.050	2050	6.0	8.0	8.0	+4
35	35 000	2 750	5 750	6 388	319	2.050	2050	6.0	8.0	8.0	+4
40	40 000	2 750	6 600	7 238	319	2.050	2050	6.0	8.0	8.0	+3
45	45 000	2 750	7 500	8 138	319	2.050	2050	6.0	8.0	8.0	+3
50	50 000	2 750	8 300	8 938	319	2.050	2050	6.0	8.0	8.0	+3
55	55 000	2 750	9 200	9 838	319	2.050	2050	6.0	8.0	8.0	+3
60	60 000	2 750	10 000	10 638	319	2.050	2050	6.0	8.0	8.0	+3
70	70 000	2 750	11 750	12 388	319	2.050	2050	6.0	8.0	8.0	+3
80	80 000	2 750	13 500	14 138	319	2.050	2050	6.0	9.0	8.0	+3
90	90 000	2 750	15 250	15 888	319	2.050	2050	6.0	9.0	8.0	+3

* The finished thickness at the knuckle radius shall not be reduced by more than 5 % of the specified minimum plate thickness.

Berdasarkan tabel 1A. Puan, N., *Spesification for Carbon Steel Welded Horizontal Cylindrical Storage Tanks.*, (2003) *British Standard*, dipilih :

Kapasitas Nominal : 90000 liter

Inside Shell Diameter (IDs) : 2,75 m

Overall Length (L) : 15,888 m

Tebal Dinding Selongsong

Dihitung dengan persamaan 13.42 Sinnott, *Chemical Engineering Design Principles Practice and Economics of Plant and Process Design*, 2008, McGraw-Hill hal.98.

$$ts = \frac{P_{gauge} Ids}{4 f\epsilon + 0.8 P_{gauge}} + C'$$

Dengan hubungan :

- C' : Faktor korosi [m]
fall : Allowable Stress [Pa]
P_{gauge} : Tekanan perancangan menurut alat ukur [Pa]
IDs : Diameter dalam selongsong [m]
ts : Tebal dinding selongsong [m]

Diketahui :

- IDs : 2,75 m
Tekanan : 2,9587 atm

Tekanan Perancangan :

Untuk tekanan perancangan alat ukur untuk tangki ini, selongsong mampu menahan tekanan sebesar 50% lebih tinggi dari tekanan operasi. Tekanan perancangan alat ukur menggunakan rumus

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

Sumber: Meggyessy, 1999, "*Pressure Vessel Handbook*", Butherfold, London, Hal 17

$$P_{design} = 150\% \times 2,9587 \text{ atm} \times 101325 \frac{\text{Pa}}{\text{atm}}$$

$$P_{design} = 449685,42 \text{ Pa}$$

$$P_{design} = (449685,42 - 101325) \text{ Pa} = 348360,42 \text{ Pa}$$

Bahan konstruksi dipilih baja karbon A285 (Megyesy, Eugene F., Hal 228)

$$\text{Allowable stress, fall} = 12900 \text{ psi}$$

Sumber: Sinnott, 2008, "*Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics Plant and Process Design*", Mc Graw Hill, Hal 98

$$\text{fall} = 12900 \text{ psi} \times \frac{\text{atm}}{14,7 \text{ psi}} \times 101325 \frac{\text{Pa}}{\text{atm}}$$

$$\text{fall} = 88917857,14 \text{ Pa}$$

$$C' = 0,125 \text{ in} \times 0,0254 \frac{\text{m}}{\text{in}} = 0,00318 \text{ m}$$

Effisiensi sambungan :

$$\varepsilon = 90\% \quad \text{dari tabel 13.2 Brownell and Young}$$

$$ts = \frac{348360,42 \text{ Pa} \times 2,75 \text{ m}}{4 \times 88917857,14 \text{ Pa} \times 90\% + 0,8 \times 348360,42 \text{ Pa}} + 0,00318 \text{ m}$$

$$ts = 0,00617 \text{ m} = 6,17 \text{ mm}$$

Berdasarkan tabel 1A. Puan, N., *Spesification for Carbon Steel Welded Horizontal Cylindrical Storage Tanks.*, (2003) *British Standard*, maka dipilih tebal standar = 8,0 mm (*Above Ground- Tank*).

Diameter luar *shell* :

Diameter luar *shell* dihitung dengan persamaan berikut:

$$\begin{aligned} \text{OD}_s &= \text{ID}_s + 2t_s \\ &= 2,75 \text{ m} + 2 \times 0,008 \text{ m} \\ &= 2,766 \text{ m} \\ &= 2766 \text{ mm} \end{aligned}$$

Sumber: Sinnott, 2008, "*Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics Plant and Process Design*", Mc Graw Hill, Hal 986.

TutupTangki :

Tebal Tutup Tangki :

Untuk menentukan bentuk-bentuk tutup tangki, ada 3 pilihan:

Flanged and Standar Dished Head : digunakan untuk proses bertekanan rendah

Torispherical Flanged and Dished Head : digunakan untuk proses tekanan dalam rentang
15-200 psig

Elliptical Flanged and Dished Head : digunakan untuk proses tekanan tinggi rentang
200-450 psig

dipilih jenis tutup tangki yang memenuhi tekanan sistem yaitu jenis *Torispherical Flanged and Dished Head*

Tebal penutup tangki dihitung dengan persamaan :

$$th = \frac{P_{gauge} I_{ds}}{4 fall - 0.4 P_{gauge}} + C'$$

Sumber: Toweller G., Ray Sinnott, "Chemical Engineering Design", Butterworth Heinemann Elsevier, London, 2008, hal 990.

keterangan :

C' : faktor korosi (m)

fall : *allowable stress* (atm)

P_{gauge} : tekanan perancangan (atm)

I_{ds} : diameter dalam selongsong (in)

th : tebal penutup (in)

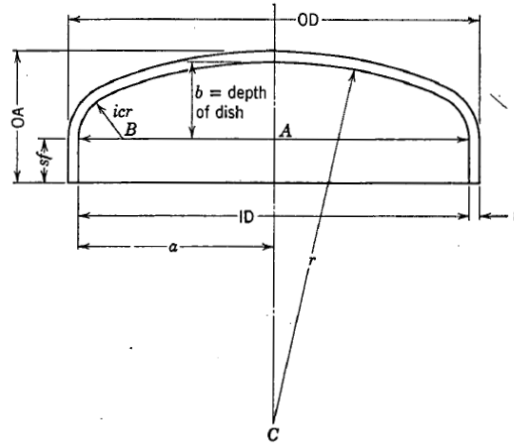
P : 2,9587 atm

Tekanan perancangan = 120% x 2,9587 atm
= 3,55 atm

Jadi, tebal tutup tangki adalah

$$\begin{aligned}th &= \frac{(3,55 \text{ atm} \times 2,75 \text{ atm})}{(4 \times 877,55 \text{ atm}) - (0,4 \times 3,55 \text{ atm})} + 0,00318 \text{ m} \\&= 0,00596 \text{ m} \\&= 5,96 \text{ mm}\end{aligned}$$

Panjang Tutup Tangki :



icr : jari-jari sudut internal (m)

rc : jari-jari kelengkungan (m)

sf : flange lurus (m)

th : tebal penutup (m)

OA : panjang penutup (m)

Panjang penutup dihitung dengan persamaan:

$$OA = sf + B + th$$

Sumber: Toweller G., Ray Sinnott, "Chemical Engineering Design", Butterworth Heinemann Elsevier, London, 2008, hal 987

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

$$BC = r - icr$$

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

Nilai sf diperoleh dari table 5.6 Brownell dan Young, "Process Equipment Design" (1959), John Wiley and Son, New York. Nilai sf berkisar antara 1½ in sampai 2½ in. Maka dipilih sf dengan nilai :

$$sf = 2,5 \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{1 \text{ in}} = 0,0635 \text{ m}$$

$$r = ID_s = 2,75 \text{ m}$$

Dipilih $rc = 40$ dan $t = \frac{1}{4}$ in maka didapat $icr = 2\frac{5}{8}$ in (tabel 5.7 hal. 89 Brownell and Young)

$$icr = 2\frac{5}{8} \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{1 \text{ in}} = 0,066 \text{ m}$$

$$BC = r - icr = (2,0 - 0,066) \text{ m} = 1,934 \text{ m}$$

$$AB = \frac{ID_s}{2} - icr = \frac{2,75 \text{ m}}{2} - 0,066 \text{ m} = 1,309 \text{ m}$$

$$B = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 2,75 \text{ m} - \sqrt{(1,934^2 - 1,309^2) \text{ m}^2} = 1,3263 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} OA \text{ (Panjang Tutup Tangki)} &= th + B + sf \\ &= (0,00596 \text{ m} + 1,3263 + 0,0635) \text{ m} \\ &= 1,3958 \text{ m} \end{aligned}$$

Panjang Total Tangki

$$\begin{aligned} \text{Panjang Total} &= \text{Panjang Tangki Terhitung} + (2 \times \text{Panjang Tutup}) \\ &= 7,5614 \text{ m} + 2 \times 1,3958 \text{ m} \\ &= 10,353 \text{ m} \end{aligned}$$

Ringkasan Perhitungan T-01

Fungsi : Menampung C_4H_{10} dan C_5H_{12} untuk waktu 10 hari.

Jenis : *Above-Ground Horizontal Cylindrical Carbon Steel Tank.*

Mechanical Design :

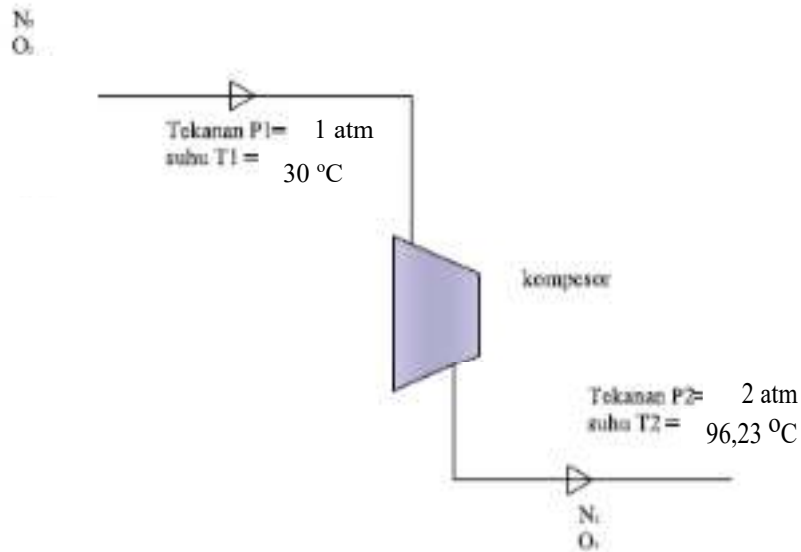
Bahan	=	Baja karbon A285
Jumlah tangki	=	5
Diameter luar <i>vessel</i> , OD _s	=	2,766 m
Diameter dalam <i>vessel</i> , ID _s	=	2,750 m
Panjang <i>vessel overall</i> , L	=	15,888 m
Kapasitas Nominal	=	90000 liter
Tekanan Perancangan	=	3,55 atm
Tebal <i>vessel</i> , t _s	=	0,00800 m
Tebal tutup <i>vessel</i> , t _h	=	0,00596 m
OA (Panjang Tutup Tangki)	=	1,3958 m
Suhu Operasi	=	30 °C

KOMPRESOR

(CP-01)

Tugas : Menekan udara dari tekanan 1 atm sampai 2 atm

Jenis alat : Kompresor Sentrifugal



Data :

Konstanta gas ideal, $R_g = 8,314 \text{ kJ/kmol.K}$

Suhu masuk kompresor, $T_1 = 30 \text{ °C} = 303 \text{ K}$

Tekanan masuk kompresor, $P_1 = 1 \text{ atm} = 1,01325 \text{ bar}$

Komposisi bahan yang ditekan :

Tabel 1. Laju Alir Massa dan Mol Komponen

Komponen	y_i	kmol /jam	M_r	kg/jam
N ₂	0,79	2720,14	28	76163,81
O ₂	0,21	723,07	32	23138,37
Total	1,00	3443,21		99302,18

Kapasitas Fase Gas

$$C_p = c_{pgA} + c_{pgB} T + c_{pgC} T^2 + c_{pgD} T^3$$

Dengan hubungan :

C_p : Kapasitas Panas [kJ/kmol.K]

A,B,C,D : Konstanta

T : Suhu Operasi [303 K]

Data konstanta A, B, C, D, E diperoleh dari diperoleh dari Reid, R.C., "The Properties of Liquids and Gases", *Appendiks A*

Tabel 2. Konstanta Kapasitas Panas

Komponen	c_{pga}	c_{pgb}	c_{pgc}	c_{pgd}
N2	3.12E+01	-1.36E-02	2.68E-05	-1.17E-08
O2	2.81E+01	-3.68E-06	1.75E-05	-1.07E-08

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Massa Molekul Relatif Campuran
2. Menentukan Densitas Gas Campuran
3. Menentukan Laju Volumetrik
4. Menentukan Jenis Kompresor
5. Menentukan Kapasitas Panas Campuran
6. Menentukan Rasio Kapasitas Panas
7. Menentukan Rasio Kompresi
8. Menentukan Efisiensi Kompresi Politropik
9. Menentukan Politropik *Head*
10. Menentukan *Brake Horsepower*
11. Menentukan Suhu *Outlet*

1. Menentukan Massa Molekul Relatif Campuran

Massa molekul relatif campuran dihitung dengan persamaan

$$Mr_{mix} = \frac{F_{mass}}{F_{mol}}$$

Keterangan:

$M_{r_{mix}}$ = Massa molekul relatif campuran (kg/kmol)

F_{mass} = Laju massa total (kmol/jam)

F_{mol} = Laju mol total (kmol/jam)

Perhitungan:

$$M_{r_{mix}} = \frac{99302,18 \frac{kg}{jam}}{3443,21 \frac{kmol}{jam}} = 28,84 \frac{kg}{kmol}$$

2. Menentukan Densitas Gas Campuran

Densitas gas dihitung dengan persamaan

$$\rho = \frac{M_{r_{mix}}P}{RT}$$

Keterangan:

ρ = Densitas gas (kg/m³)

$M_{r_{mix}}$ = Massa molekul relatif campuran gas (kg/kmol)

P = Tekanan inlet (atm)

R = Konstanta gas ideal (atm m³/kmol/K)

T = Suhu inlet (K)

Perhitungan:

$$\rho = \frac{\left(28,84 \frac{kg}{kmol}\right) (1atm)}{\left(0,08205 \frac{atm m^3}{kmol K}\right) (303K)} = 1,16 \frac{kg}{m^3}$$

3. Menentukan Laju Volumetrik

Laju volumetrik dihitung dengan persamaan

$$V = \frac{F_{mass}}{\rho}$$

Keterangan:

V = Laju volumetrik fluida proses (m³/jam)

F_{mass} = Laju alir massa fluida proses (kg/jam)

ρ = Densitas fluida proses (kg/m³)

Perhitungan:

$$V = \frac{99302,18 \frac{kg}{jam}}{1,16 \frac{kg}{m^3}} = 93681,302 \frac{m^3}{jam}$$

$$V = \left(93681,302 \frac{m^3}{jam}\right) \left(\frac{1jam}{60mnt}\right) \left(\frac{35,3147ft^3}{1m^3}\right) = 55138,785 \frac{ft^3}{mnt}$$

4. Menentukan Jenis Kompresor

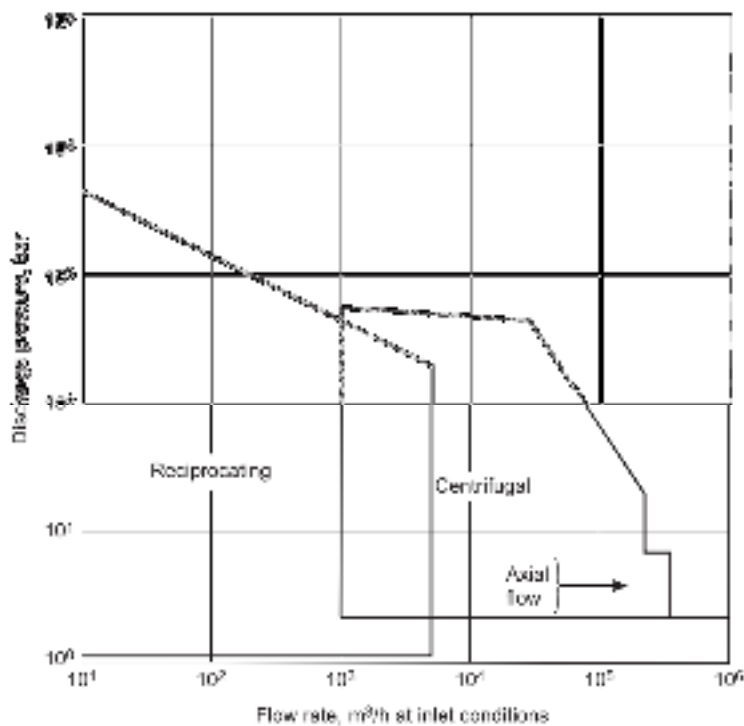


FIGURE 20.1

Compressor operating ranges.

Berdasarkan figure 20.1 pada buku “Chemical Engineering Design: Principle, Practice, and Economics of Plant and Process Design” edisi ke-2 karangan Gavin Towler dan Ray Sinnott (2013), diperoleh

$$\text{Tekanan inlet } (P) = (1atm) \left(\frac{1,01325bar}{1atm}\right) = 1,013bar$$

$$\text{Laju volumetrik } (V) = 58476,641 \frac{m^3}{jam}$$

Jenis kompresor = Sentrifugal

5. Menentukan Kapasitas Panas Campuran

Kapasitas panas fluida proses dihitung dengan persamaan :

$$Cp_{mix} = \sum_{i=1}^n y_i Cp_i$$

Tabel 3. Perhitungan Kapasitas Panas Inlet

Komponen	yi	cpg [kJ/kmolK]	yi cpg
N ₂	0,79	29,17377	23,04728
O ₂	0,21	29,41675	6,17752
Total	1,00		29,22480

6. Menentukan Rasio Kapasitas Panas

Rasio kapasitas panas dihitung dengan persamaan

$$k = \frac{Cp}{Cp - R}$$

(Ludwig, 2001)

Keterangan:

k = Rasio kapasitas panas

Cp = Kapasitas panas fluida proses (kJ/kmol/K)

R = Konstanta gas ideal (8,314 kJ/kmol/K)

Perhitungan:

$$k = \frac{29,225 \frac{kJ}{kmol K}}{(29,225 - 8,314) \frac{kJ}{kmol K}} = 1,398$$

7. Menentukan Rasio Kompresi

Rasio kompresi dihitung dengan persamaan

$$Rc = \frac{P_{out}}{P_{in}}$$

(Ludwig, 2001)

Keterangan:

R_c = Rasio kompresi

P_{out} = Tekanan outlet (atm)

P_{in} = Tekanan inlet (atm)

Perhitungan:

$$R_c = \frac{2 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} = 2$$

8. Menentukan Efisiensi Kompresi Politropik

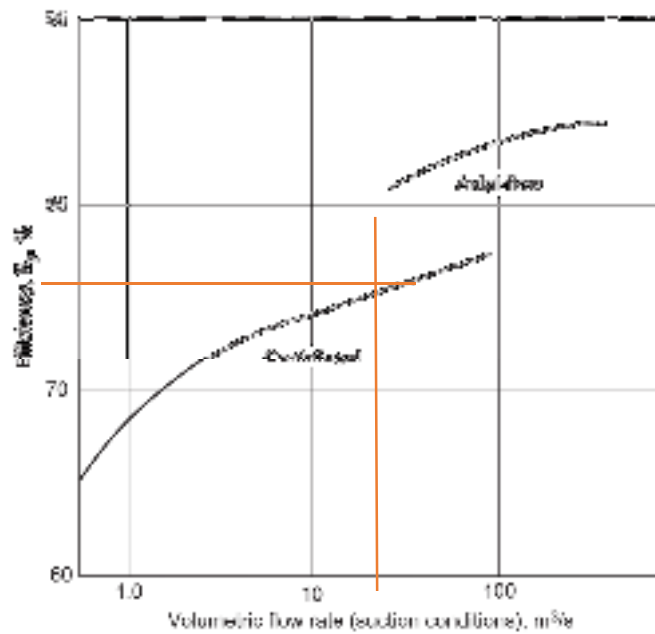


FIGURE 20.8
Approximate polytropic efficiencies of centrifugal and axial flow compressors.

Berdasarkan figure 20.8 pada buku “Chemical Engineering Design: Principle, Practice, and Economics of Plant and Process Design” edisi ke-2 karangan Gavin Towler dan Ray Sinnott (2013), diperoleh :

$$\text{Laju volumetrik (V)} = \left(58476,641 \frac{m^3}{jam} \right) \left(\frac{1 jam}{3600s} \right) = 16,244 \frac{m^3}{s}$$

$$\text{Efisiensi} = 76\%$$

9. Polytropic Head

$$H = \frac{RT}{Mr \left(\frac{n-1}{n}\right)} \left[\left(\frac{P_{out}}{P_{in}}\right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$

$$\frac{n-1}{n} = \frac{k-1}{kE}$$

(Ludwig, 2001)

Keterangan:

- H = Polytropic head (ft)
- R = Konstanta gas ideal (1544 lb ft/lbmol/R)
- T = Suhu inlet (Rankine)
- Mr = Massa molekul relatif fluida proses (lb/lbmol)
- n = Konstanta kompresi politropik
- k = Rasio kapasitas panas
- E = Efisiensi kompresi politropik
- P_{out} = Tekanan outlet (atm)
- P_{in} = Tekanan inlet (atm)

Perhitungan:

$$\frac{n-1}{n} = \frac{1,398 - 1}{(1,398)(76\%)} = 0,286$$

$$H = \frac{\left(1544 \frac{lb \ ft}{lbmol \ R}\right) (545,67R)}{\left(28,84 \frac{lb}{lbmol}\right) (0,374)} \left[\left(\frac{2atm}{1atm}\right)^{0,286} - 1 \right] = 23118,8431 \ ft$$

10. Menentukan Brake Horsepower

Brake horsepower dihitung dengan persamaan

$$bhp = \frac{P_{in} V \left[\left(\frac{P_{out}}{P_{in}}\right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]}{\left(\frac{229 \frac{psi \ ft^3}{mnt}}{1hp}\right) (E) \left(\frac{n-1}{n}\right)}$$

(Ludwig, 2001)

Keterangan:

- bhp = Brake horsepower (hp)
 P_{in} = Tekanan inlet (psi)
 V = Laju volumetrik (ft^3/mnt)
 P_{out} = Tekanan outlet (psi)
 n = Konstanta kompresi politropik
 E = Efisiensi

Perhitungan:

$$bhp = \frac{(14,7psi) \left(55138,785 \frac{ft^3}{mnt} \right) \left[\left(\frac{29,4psi}{14,7psi} \right)^{0,286} - 1 \right]}{\left(\frac{229 \frac{psi ft^3}{mnt}}{1hp} \right) (76\%) (0,374)} = 2300,5884 hp$$

11. Menentukan Suhu *Outlet*

Suhu outlet dihitung dengan persamaan

$$T_{out} = T_{in} \left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{n-1}{n}}$$

Keterangan:

- T_{in} = Suhu inlet (Rankine)
 T_{out} = Suhu outlet (Rankine)
 P_{out} = Tekanan outlet (psi)
 P_{in} = Tekanan inlet (psi)
 n = Konstanta kompresi politropik

Perhitungan:

$$T_{out} = (545,67R) \left(\frac{29,4psi}{14,7psi} \right)^{0,286} = 665,2144 R$$

$$T_{out} = (665,2144 - 460 - 32) \left(\frac{5}{9} \right) ^\circ C = 96,23 ^\circ C$$

Rankuman CP-01

1. Nama : Kompresor 1 (CP-01)
2. Fungsi : Menaikan tekanan fluida proses umpan reaktor
3. Tipe : *Single stage*
4. Suhu Inlet : 30 °C
5. Suhu Outlet : 96,23 °C
6. Tekanan Inlet : 1 atm
7. Tekanan Outlet : 2 atm
8. Kapasitas : 58476,641 m³/jam
9. Rasio Kompresi : 2
10. Brake Horsepower : 2500 hp
11. Bahan Konstruksi : *Carbon Steels SA-167 tipe 321.*

Sketsa *Single-Stage Centrifugal Compresor* :

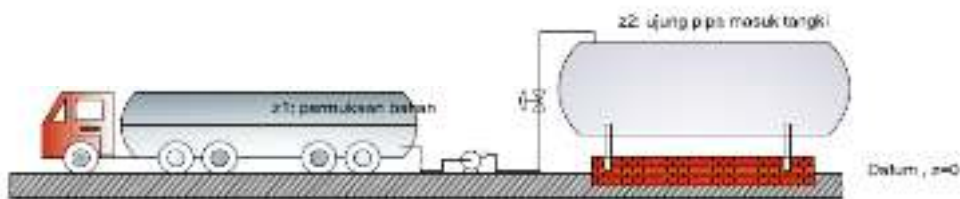


POMPA P-01

Tugas : Memompa bahan baku n-butana dari tangki unit pembelian ke tangki penyimpanan T-01.

Jenis alat : Pompa sentrifugal

Sketsa permasalahan :



Data :

Suhu : 303 K = 30 °C

Bahan yang dipompa:

Komponen	BM	Kg/jam	Fraksi Masa
C ₄ H ₁₀	58	3041,68	0,988
C ₅ H ₁₂	72	38,14	0,012
Total		3079,82	1,000

Rapat massa fase cair

$$\rho_l = A x (B^{-1 - \frac{T}{T_c}})^n$$

Dihitung dengan persamaan

Dengan hubungan :

ρ_l : rapat massa fase cair [kmol / m³]

ρ_{hola} , ρ_{holb} , ρ_{holc} , ρ_{hold} : konstanta konstanta

T : suhu operasi [K]

data diambil dari Yaws, C.L., "Chemical Properties Handbook"

Komponen	BM	A	B	n	Tc
C ₄ H ₁₀	58	0,22827	0,27240	0,28630	425,18
C ₅ H ₁₂	72	0,23143	0,26923	0,28215	469,65

Viskositas fase cair

$$\log_{10} \eta_{lq} = A + B/T + C T + D T^2$$

η_{lq} = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

denganhubungan :

A , B , C : konstantaempiris

T : suhuoperasi (K)

μ : viskositas gas

Komponen	myua	myub	myuc	myud
C ₄ H ₁₀	-6,859	6,74E+02	2,20E-02	-3,07E-05
C ₅ H ₁₂	-7,1711	7,47E+02	2,17E-02	-2,72E-05

Tekanan uap

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

Puap : tekanan uap [Pa]

vpa , vpb , vpc , vpd , vpe : konstanta

t : suhu operasi [K]

Persamaan dan data diambil dari Yaws, C.L., "Chemical Properties Handbook

Komponen	BM	A	B	C	D	E
C ₄ H ₁₀	58	27,04410	-1904,9	-7,18050	-6,68E-11	4,22E-06
C ₅ H ₁₂	72	33,32390	-2422,7	-9,23540	-9,02E-11	4,11E-06

Titik1 *suction*:

- Tinggi suction head = 1 m
- Tekanan suction head = 2,7531 atm = 2,7895 bar

Titik 2 *discharge*:

- Tinggi discharge head = 3 m
- Tekanan discharge head = 2,9200 atm = 2,9587 bar

Langkah perhitungan

1. Kapasitas pompa

2. Ukuran pipa

3. Head pompa

4. Kecepatan spesifik

5. Daya penggerak poros

6. Motor standar

1. Kapasitas Pompa

Asumsi waktu pengosongan tangki unit pembelian = 20mnt

Asumsi volume tangki = 32000 lt

Kapasitas pompa dihitung dengan persamaan

$$Q_l = \frac{V_t}{t_p}$$

Keterangan:

Q_l = Kapasitas pompa (m^3/s)

V_t = Volume tangki (m^3)

t_p = Waktu pengosongan tangki unit pembelian (s)

Perhitungan:

$$Q_l = \left(\frac{32000lt}{20mnt} \right) \left(\frac{1m^3}{1000lt} \right) \left(\frac{1mnt}{60s} \right) = 0,0267 \frac{m^3}{s}$$

2. Ukuran pipa

a. Ukuran pipa optimum

Dihitung dengan persamaan:

$$D_{opt} = 0,363 Q_l^{0,45} \rho_l^{0,13}$$

(Peters, 1991)

Dengan hubungan:

D_{opt} : Diameter pipa optimum [m]

Q_l : kecepatan volume fluida [m^3/s]

ρ_l : Rapat massa fluida [kg/m^3]

Pada suhu: 303 K = 30 °C

Komponen	Fraksi massa	ρ_l (kg/m^3)	Xmass ρ_l
C ₄ H ₁₀	0,988	566,928	559,907
C ₅ H ₁₂	0,012	616,220	7,631
Total	1,000		567,539

Rapat massa fluida = 567,539 kg/m^3

$$D_{opt} = 0,363 \times \left(0,0267 \frac{m^3}{s} \right)^{0,45} \times \left(567,539 \frac{kg}{m^3} \right)^{0,13}$$

$$= 0,1620 \text{ m x(in/0,0254m)}$$

$$= 6,34 \text{ in}$$

b . Pipa standar

Dipilih berdasarkan table 10-22 perry,2008, halaman 10-79

Dipilih 6 in NPS ,40 ST

Diameter luar, Od : 6,625 in = 0,1683 m

Diameter dalam, Id: 6,065 in = 0,1541 m

Luas aliran,ap : 28,8903 in² = 0,0186 m²

PROCESS PLANT PIPING 10-79

TABLE 10-22 Properties of Steel Pipe (Continued)

Nominal pipe size, in	Outside diameter, in	Schedule no.	Wall thickness, in	Inside diameter, in	Cross-sectional area		Circumference, ft, or surface, ft ² /ft of length		Capacity at 1-ft/s velocity		Weight of plain-end pipe, lb/ft
					Metal, in ²	Flow, ft ²	Outside	Inside	U.S. gal/min	lb/h water	
5	5.563	80XS, 80S	.337	3.826	4.41	.07986	1.178	1.002	35.8	17,900	14.98
		120	0.438	3.624	5.58	0.07170	1.178	0.949	32.2	16,100	19.00
		160	.531	3.438	6.62	.06647	1.178	0.900	28.9	14,450	22.51
		XX	.674	3.152	8.10	.06419	1.178	0.825	24.3	12,150	27.54
		5S	.109	5.345	1.87	.1558	1.456	1.399	69.9	34,950	6.36
		10S	.134	5.295	2.29	.1529	1.456	1.386	68.6	34,300	7.77
		40ST, 40S	.258	5.047	4.30	.1390	1.456	1.321	62.3	31,150	14.62
		80XS, 80S	.375	4.813	6.11	.1263	1.456	1.260	57.7	28,850	20.78
		120	.500	4.563	7.95	.1136	1.456	1.195	51.0	25,500	27.04
		160	.625	4.313	9.70	.1015	1.456	1.129	45.5	22,750	32.96
6	6.625	XX	.750	4.063	11.34	.0900	1.456	1.064	40.4	20,200	38.55
		5S	.109	6.407	2.23	.2239	1.734	1.677	100.5	50,250	7.60
		10S	.134	6.357	2.73	.2204	1.734	1.664	98.9	49,450	9.29
		40ST, 40S	.280	6.065	5.58	.2006	1.734	1.588	90.0	45,000	18.97
		80XS, 80S	.432	5.761	8.40	.1810	1.734	1.508	81.1	40,550	28.57
		120	.562	5.501	10.70	.1650	1.734	1.440	73.9	36,950	36.39
		160	.719	5.187	13.34	.1467	1.734	1.358	65.9	32,950	45.34
		XX	.864	4.897	15.64	.1308	1.734	1.282	58.7	29,350	53.16

3. Head pompa

Diitung dengan persamaan Bernouilly

$$\frac{P_1}{\rho} + z_1 + \frac{V_1^2}{2g} + h_p = \frac{P_2}{\rho} + z_2 + \frac{V_2^2}{2g} + h_f$$

Dengan hubungan:

g : percepatan gravitasi normal [m /s²]

hf : head karena friksi [m]

hman : Head pompa [m]

P1 : Tekanan pada titik 1 [Pa]

P2 : Tekanan pada titik 2 [Pa]

v1 : kecepatan linear pada titik 1 [m /s]

v2 : kecepatan linear pada titik 2 [m /s]

z1 : elevasi titik 1 [m]

z2 : elevasi titik 2 [m]

Head karena friksi

Dihitung dengan persamaan Darcy Weisbach

$$h_f = \frac{f \cdot L \cdot v^2}{2 \cdot g \cdot D}$$

Dengan hubungan :

fdw : Faktor friksi

Id : Diameter dalam pipa [m]

L : Panjang pipa lurus [m]

Le : Panjang ekivalen [m]

v : kecepatan linear fluida [m /s]

a. Bahan konstruksi

Dipilih : baja komersial (yang paling sering dijual).

kekasaran pipa , e = 0,0002 ft (White, F.M. Fluid Mechanics halaman 349)

$$e = 0,0001 \text{ ft} \times [0,3048 \text{ m} \cdot \text{ft}] = 0,00004572 \text{ m}$$

Material	Condition	f	mm	Approximate, %
Steel	Sham metal, new	0,00016	0,05	+ 60
	Stainless, new	0,000097	0,032	+ 50
	Commercial, new	0,00015	0,046	+ 20
	Riveted	0,01	3,0	+ 70
Iron	Riveted	0,007	2,0	+ 50
	Cast, new	0,00085	0,28	+ 20
	Wrought, new	0,00012	0,046	+ 20
	Galvanized, new	0,0005	0,15	+ 40
Brass	Aspirated (old)	0,0054	0,17	+ 50
	Drawn, new	0,000097	0,032	+ 50
	Drawn tubing	0,000005	0,0015	+ 10
Glass	Smooth			
	Smooth			
Concrete	Smoothed	0,00013	0,04	+ 20
	Rough	0,007	2,0	+ 50
Rubber	Smoothed	0,000035	0,01	+ 50
Wood	Stave	0,0015	0,3	+ 40

b. Kekasaran relatif

$$0,00004572 \text{ m}$$

$$e/Id = \text{-----} = 0,0003$$

$$0,15405 \text{ m}$$

c . Kecepatan linear

$$0,02667 \text{ m}^3 / \text{s}$$

$$v_{lin} = \text{-----} = 1,4307 \text{ m/s}$$

$$0,018638842 \text{ m}^2$$

d. viskositas

$$\mu_l = \sum x_{mass_i} \times \mu_i$$

μ_l : viskositas [kg /m s]

x_{mass} : fraksi massa masing² komponen

Pada suhu : 303 K = 30 °C

komponen	fraksi massa	μ [kg /m s]	$x_{mass} \mu$
C ₄ H ₁₀	0,988	1,6039E-04	1,584E-04
C ₅ H ₁₂	0,012	2,3669E-04	2,931E-06
TOTAL	1,000		1,613E-04

$$\mu_l = \sum x_{mass_i} \times \mu_i$$

$$\mu_l = 1,6133 \times 10^{-4} \text{ kg/m s}$$

Bilangan reynold

$$Re = \frac{\rho_l \cdot v_{lin} \cdot d}{\mu_l}$$

Dengan hubungan:

D : Diameter dalam [m]

Re : Bilangan Reynold

v : kecepatan linear fluida [m /s]

μ : viskositas fluida [kg /m s]

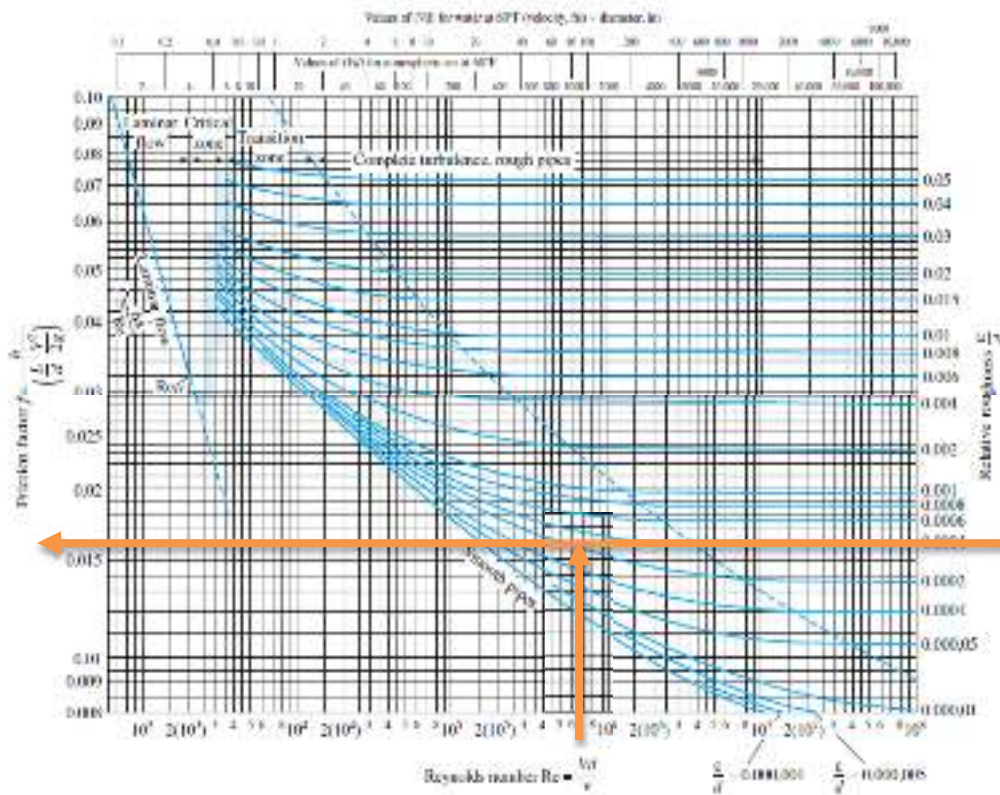
$$Re = \frac{567,539 \times 0,15405 \times 1,4307}{1,6133 \times 10^{-4}}$$

$$Re = 775342$$

e. Faktor friksi Darcy

Diperoleh dari diagram Moody (White ,F.M., Fluid Mechanics ,ed IV, halaman 349)

$$f_{dw} = 0,015823$$



Rencana pemipaan

Pipa lurus = 100 m

Panjang ekivalen (Ludwig , E.E., ed III, vol I , 2001, halaman 87)

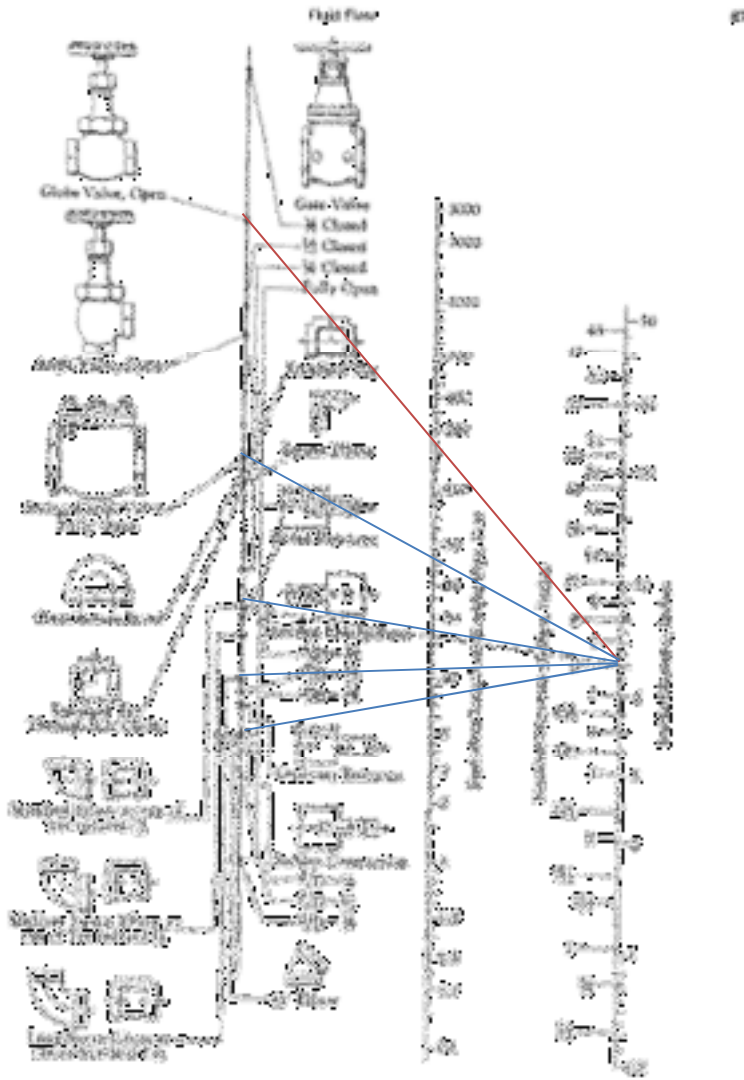


Figure 18. The equivalent length of various fittings and valves. The equivalent length of a fitting is the length of straight pipe that would cause the same pressure drop as the fitting. The equivalent length of a valve is the length of straight pipe that would cause the same pressure drop as the valve. The equivalent length of a pipe is the length of straight pipe that would cause the same pressure drop as the pipe.

Perihal	Le (ft)	jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
Kontraksi	7	1	7	2,1336
Elbow	10	4	40	12,1920
Valve	160	2	320	97,5360
check valve	40	1	40	12,1920
ekspansi	16	1	16	4,8768
Total			423	128,93

$$\Sigma Le = 128,93 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} Le &= L + \Sigma Le \\ &= 100 \text{ m} + 128,93 \text{ m} \\ &= 228,93 \text{ m} \end{aligned}$$

$$Hf = \frac{0,0158 \times 228,93 \times 1,4307}{2 \times 9,8 \times 0,15405}$$

$$Hf = 2,45563 \text{ m (head karena friksi)}$$

f. Rapat berat (Weight density)

$$\begin{aligned} U &= \rho l \times g = 567,539 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 5561,88 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

g. Head pompa

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(2,9587 \text{ bar} - 2,7895 \text{ bar}) \times [10^5 \text{ N/m}^2 \text{ bar}]}{5561,88 \text{ N/m}^3} = 3,04 \text{ m}$$

Head Potensial

$$z_2 - z_1 = 3 \text{ m} - 1 \text{ m} = 2 \text{ m}$$

Head kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = \frac{(1,4307 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,10443 \text{ m}$$

Head pompa

$$h_{man} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (z_2 - z_1) + \left(\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g}\right) + hf$$

$$h_{man} = 3,0415 \text{ m} + 2 \text{ m} + 0,10443 \text{ m} + 2,45563 \text{ m} = 7,6016 \text{ m}$$

Net Positive Suction Head (NPSH)

$$\text{NPSH} = P1/U + z1 - hf1 - \text{Puap}/U$$

$$hf_1 = \frac{0,026 \times 58,9496 \text{ m} \times (1,4307 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,15405 \text{ m}} = 0,6323 \text{ m}$$

Tekanan uap fluida

$$\text{Puap} = \sum y_i \times \text{Puap}_i$$

Dengan hubungan :

Puap :Tekanan uap fluida yang dipompa [N/m²]

yi :Fraksi mol masing-masing komponen

Komponen	Mw	Fraksi Massa	kmol/jam	xi
C ₄ H ₁₀	58	0,988	52,44	0,990
C ₅ H ₁₂	72	0,012	0,53	0,010
TOTAL		1,000	52,97	1,000

Pada suhu = 303 K

P = 2,7895 bar

Komponen	Xi	Puap (bar)	K = Puap/P	y = Ki.xi
C ₄ H ₁₀	0,990	2,812	1,00795	0,99787
C ₅ H ₁₂	0,010	0,812	0,29097	0,00291
	1,000			1,00078

$$\text{NPSH} = \frac{(2,7895 \text{ bar} - 1,001 \text{ bar}) \times 10^5 \text{ N/m}^2 \text{ bar}}{5561,88 \text{ N/m}^3} + 1 \text{ m} - 0,6323 \text{ m}$$

$$\text{NPSH} = 32,5287 \text{ m}$$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{N \sqrt{Ql / \text{suct}}}{(g \text{ hman} / \text{stage})^{0.75}}$$

(Karrassik, I.J., "Pumps Handbook", ed III, McGraw Hill (2001), halaman 1. 5)

Dengan hubungan :

g :Percepatan gravitasi normal [m/s²]

hman : Head pompa [m]

N :Kecepatan putar [rad/s]

Ns :Kecepatan spesifik [antara 0.1 sampai 1 rad]

Ql : Kapasitas pompa [m³/s]

suct : Jumlah suction

Stage : Jumlah stage

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E., edIII, 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	1/2-5,000	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-	} practical 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-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Dipilih kecepatan putar = 1500 rpm

Faktor slip = 5% (prediksi)

$$\text{rpm} = 1500 \text{ rpm} \times 95\% = 1425 \text{ rpm}$$

$$N = 1425 \text{ rpm} \times [\text{menit}/60 \text{ s}] \times [2 \pi \text{ rad}/\text{rotasi}] = 149,23 \text{ rad /s}$$

Suction= 1
 Stage = 1

$$N_s = \frac{149,226 \text{ rad/s} \times \left[\frac{0,0267 \text{ m}^3/\text{s}}{1} \right]^{0.5}}{\left[\frac{9,8 \text{ m/s}^2 \times \left(\frac{7,6016 \text{ m}}{1} \right)^{0.75}}{1} \right]} = 0,9610 \text{ rad}$$

5. Daya penggerak poros

Dihitung dengan persamaan :

$$P_o = \frac{Ql \gamma h_{man}}{efp}$$

Dengan hubungan :

efp :Effisiensi pompa hman : Head pompa [m]

Ql :Kapasitas pompa [m3/s]

Po :Daya penggerak poros [watt]

U :Rapat berat [N/m3]

Effisiensi pompa :

Diperoleh dari Fig 10.63 Towler ,danSinnott (2008), halaman 625

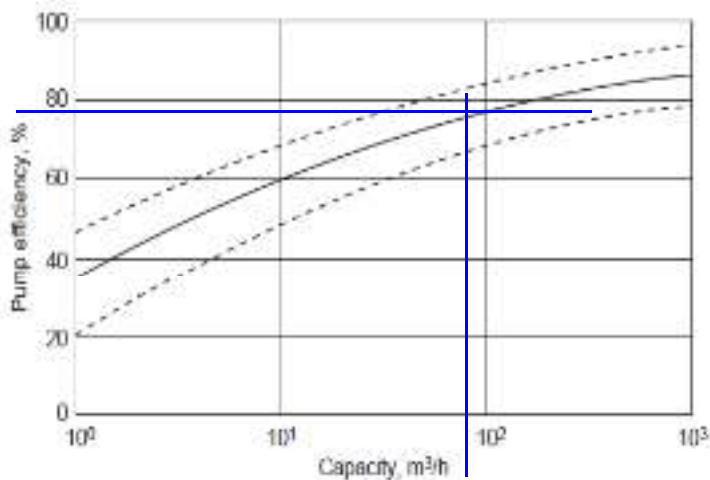


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk kapasitas, $Ql = 0,0267 \text{ m}^3/\text{jam} = 96 \text{ m}^3/\text{s}$

Diperoleh $efp = 76 \%$

Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{0,0267 \text{ m}^3 / \text{s} \times 5561,88 \text{ N/m}^3 \times 7,6016 \text{ m}}{76 \%} = 1483,47485 \text{ watt}$$

6 . Motor standar

Effisiensi motor

Diperolehdari fig 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, ed IV, (1991), halaman 521

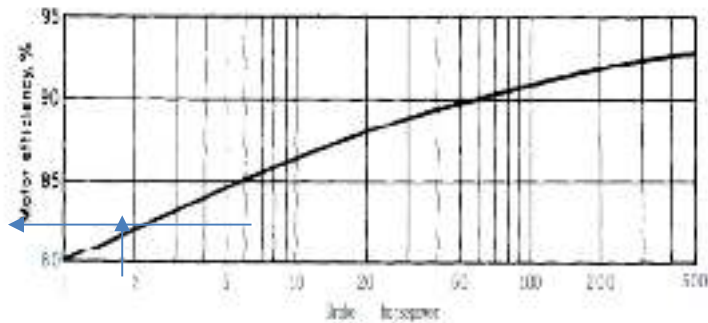


FIGURE 14.38 Efficiency of induction motor.

Daya yang diperlukan = $1483,47485 \text{ watt} \times [1.341 \times 10^{-3} \text{hp/watt}] = 1,9893 \text{ hp}$

Effisiensi = 83 %

$$\text{Daya motor yang diperlukan} = \frac{1,9893 \text{ hp}}{83 \%} = 2,397 \text{ hp}$$

Motor standart : Dipilih Motor Induksi

Daya = 3 hp (Ludwig, E.E., vol III halaman 628)

*horsepower Ratings.*²¹ Standard NEMA ratings for induction motors are:

General purpose: $\frac{1}{8}$, $\frac{3}{8}$, 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.

Kesimpulan

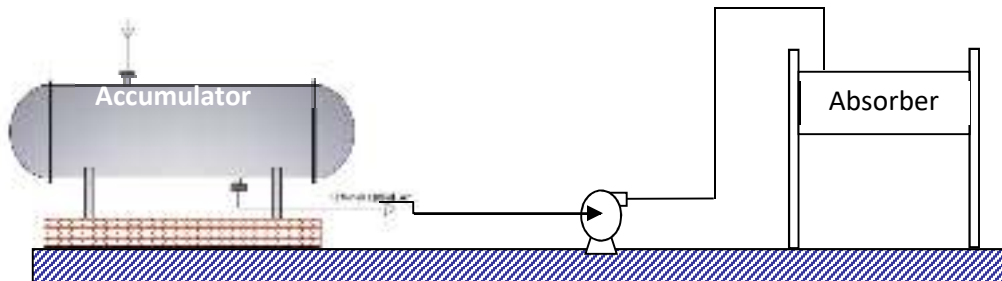
Kapasitas pompa	= 0,0267 m ³ /s
Head pompa	= 7,6016 m
Jumlah stage	= 1
Jumlah suction	= 1
NPSH	= 32,5287 m
Kecepatan putar	= 1500 rotasi/menit
Kecepatan spesifik	= 149,23 rad/s
Motor standar	= motor induksi dengan daya 3 hp

POMPA P-02

Tugas : Memompa fluida dari *accumulator* ke *absorber*.

Jenis alat : Pompa sentrifugal

sketsa permasalahan



Data :

Suhu: 303 K = 30 C

Bahan yang dipompa:

Komponen	BM	Kg/jam	Fraksi Masa
C ₇ H ₈	92,00	12296,71	0,7863
C ₆ H ₁₂ O	100,00	3337,71	0,2134
C ₄ H ₂ O ₃	98,00	3,79	0,0002
Total		15638,20	1,0000

Rapat massa fase cair

$$\rho_l = A \times \left(B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n} \right)$$

Dihitung dengan persamaan

Dengan hubungan :

ρ_l : rapat massa fase cair [kmol / m³]

ρ_{hola} , ρ_{holb} , ρ_{holc} , ρ_{hold} : konstanta konstanta

T : suhu operasi [K]

data diambil dari Yaws, C.L., "Chemical Properties Handbook"

Komponen	A	B	Tc	n
C ₇ H ₈	0,3000	0,2711	591,8	0,2989
C ₆ H ₁₂ O	0,2665	0,2589	571,4	0,2587
C ₄ H ₂ O ₃	0,4478	0,2614	721,0	0,3558

Viskositas fase cair

$$\log_{10} \mu_{lq} = A + B/T + C T + D T^2$$

dengan hubungan :

A , B , C, D : konstanta empiris

T : suhu operasi (K)

μ : viskositas gas

Komponen	myua	myub	myuc	myud
C ₇ H ₈	-5,1649	8,1068,E+02	1,0454,E-02	-1,0488,E-05
C ₆ H ₁₂ O	-3,0570	5,0050,E+02	6,5038,E-03	-8,8243,E-06
C ₄ H ₂ O ₃	-1,0811	5,5616,E+02	-1,2536,E-03	4,1553,E-07

Tekanan uap

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

Puap : tekanan uap [Pa]

vpa , vpb , vpc , vpd , vpe : konstanta

t : suhu operasi [K]

Persamaan dan data diambil dari Yaws, C.L., "Chemical Properties Handbook

Komponen	A	B	C	D	E
C ₇ H ₈	34,077	-3037,900	-9,164	1,0289,E-11	2,7035,E-06
C ₆ H ₁₂ O	64,192	-4357,700	-19,776	-3,9997,E-10	7,1020,E-06
C ₄ H ₂ O ₃	-42,978	-1692,800	22,430	-2,7916,E-02	1,1707,E-05

Titik1 suction:

- Tinggi suction head = 0,5 m
- Tekanan suction head = 1,3364 atm = 1,35411 bar

Titik 2 discharge:

- Tinggi discharge head = 11,5193 m
- Tekanan discharge head = 1,6506 atm = 1,67247 bar

Menghitung nilai W fluida menggunakan persamaan dari buku Sinnott halaman 251.

The total energy required can be calculated from the energy equation:

$$g\Delta z + \frac{\Delta P}{\rho} - \frac{\Delta P_f}{\rho} - W = 0$$

Dengan: W = kerja dari fluida, J/kg

Δz = perbedaan tinggi (z1-z2), m

ΔP = perbedaan tekanan (P1-P2), N/m²

ΔP_f = pressure drop karena friksi, N/m²

ρ = densitas, kg/m³

g = percepatan gravitasi, m/s²

$$W = 9.8 \frac{m}{s^2} \times (0,5 - 11,5193)m + \frac{(135411 - 167247) \frac{N}{m^2}}{842,485 \frac{kg}{m^3}} - \frac{4,29 \times 10^{-3} \frac{N}{m^2}}{842,485 \frac{kg}{m^3}}$$

$$W = -226 \text{ J/kg}$$

Karen nilai W negative, maka dibutuhkan pompa.

Langkah perhitungan

1. Kapasitas pompa

2. Ukuran pipa

3. Head pompa

4. Kecepatan spesifik

5. Daya penggerak poros

6. Motor standar

1. Kapasitas Pompa

Komponen	kg/jam	ρ_l [kg /m ³]	m/rho (m ³ /j)
C ₇ H ₈	12296,71	853,403	14,40903
C ₆ H ₁₂ O	3337,71	803,677	4,15305
C ₄ H ₂ O ₃	0,04	1342,856	0,00003
TOTAL	15638,20		18,56211

$$Q_1 = 18,562 \text{ m}^3/\text{jam} \times \text{jam}/3600 \text{ s} = 0,00516 \text{ m}^3/\text{s}$$

2. Ukuran pipa

a. Ukuran pipa optimum

Dihitung dengan persamaan:

$$D_{opt} = 0,363 Q^{0,45} \rho_l^{0,13}$$

Dengan hubungan:

D_{opt} : Diameter pipa optimum [m]

Q_l : kecepatan volume fluida [m³/s]

ρ_l : Rapat massa fluida [kg /m³]

$$\text{Rapat massa fluida} = \frac{\text{kecepatan massa}}{\text{kecepatan volume}} = \frac{15638,20 \text{ kg/jam}}{18,562 \text{ m}^3/\text{jam}} = 842,485 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} = 0,363 \times \left(0,00516 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \times \left(842,485 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)^{0,13}$$

$$= 0,06858 \text{ m} \times (\text{in}/0,0254\text{m})$$

$$= 2,7002 \text{ in}$$

b . Pipa standar

Dipilih berdasarkan table 10-22 perry,2008, halaman 10-79

Dipilih 2,5 in NPS ,40st, 40 S

Diameter luar, Od : 2,875 in = 0,0730 m

Diameter dalam, Id : 2,469 in = 0,0627 m

Luas aliran ap : $\frac{\pi \times ID^2}{4} = \frac{3,14 \times 2,469^2}{4} = 4,7878 \text{ in}^2 = 0,00308 \text{ m}^2$

3. Head pompa

Diitung dengan persamaan Bernouilly

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

Dengan hubungan:

g : percepatan gravitasi normal [m /s²]

h_f : head karena friksi [m]

h_{man} : Head pompa [m]

P_1 : Tekanan pada titik 1 [Pa]

P_2 : Tekanan pada titik 2 [Pa]

v_1 : kecepatan linear pada titik 1 [m /s]

v_2 : kecepatan linear pada titik 2 [m /s]

z_1 : elevasi titi 1[m]

z_2 : elevasi titi 1[m]

Head karena friksi

Dihitung dengan persamaan Darcy Weisbach

$$h_f = \frac{f_{dw} (L + \sum L_e) v^2}{2 g D}$$

Dengan hubungan :

f_{dw} : Faktor friksi

D : Diameter dalam pipa [m]

L : Panjang pipa lurus [m]

L_e : Panjang ekivalen [m]

v : kecepatan linear fluida [m /s]

a. Bahan konstruksi

Dipilih : baja komersial

kekasaran pipa , e = 0.00015 ft (White, F.M. Fluid Mechanics halaman 349)

$$e = 0.00015 \text{ ft} \times [0.3048 \text{ m} \cdot \text{ft}] = 0.00004572 \text{ m}$$

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00015	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000027	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	0.000027	0.002	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000025	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	Score	0.0016	0.5	+ 40

b. Kekasaran relatif

$$0,00004572 \text{ m}$$

$$e/Id = \text{-----} = 0,00073$$

$$0,06271 \text{ m}$$

c . Kecepatan linear

$$0,00516 \text{ m}^3 / \text{s}$$

$$v_{lin} = \text{-----} = 1,68345 \text{ m} / \text{s}$$

$$0,0030889 \text{ m}^2$$

d. viskositas

$$\mu_l = \sum x_{mass_i} \times \mu_{l_i}$$

μ_l : viskositas [kg /m s]

x_{mass} : fraksi massa masing² komponen

komponen	frak mass	μ [kg /m s]	xmass μ
C7H8	0,7863	4,8100E-04	3,7822E-04
C6H12O	0,2134	5,3069E-04	1,1327E-04
C4H2O3	0,0002	2,3063E-03	5,4546E-07
Total	1,0000		4,9204E-04

$$\mu_l = \sum x_{mass_i} \times \mu_i$$

$$\mu_l = 4,9204 \times 10^{-4} \text{ kg/m s}$$

bilangan reynold

$$Re = \frac{\rho_i \cdot Id \cdot v}{\mu_l}$$

Dengan hubungan:

Id : Diameter dalam [m]

Re : Bilangan Reynold

v : kecepatan linear fluida [m /s]

μ_l : viskositas fluida [kg /m s]

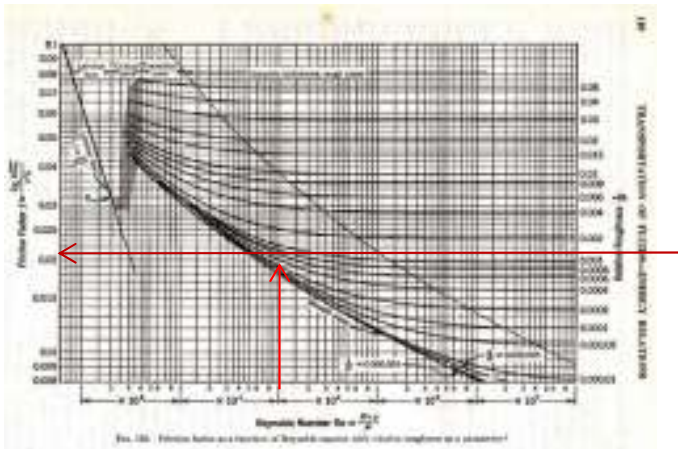
$$Re = \frac{824,485 \times 0,0627 \times 1,68345}{4,9204 \times 10^{-4}}$$

$$Re = 122384$$

e. Faktor friksi Darcy

Diperoleh dari diagram Moody (White ,F.M., Fluid Mechanics ,ed IV, halaman 349)

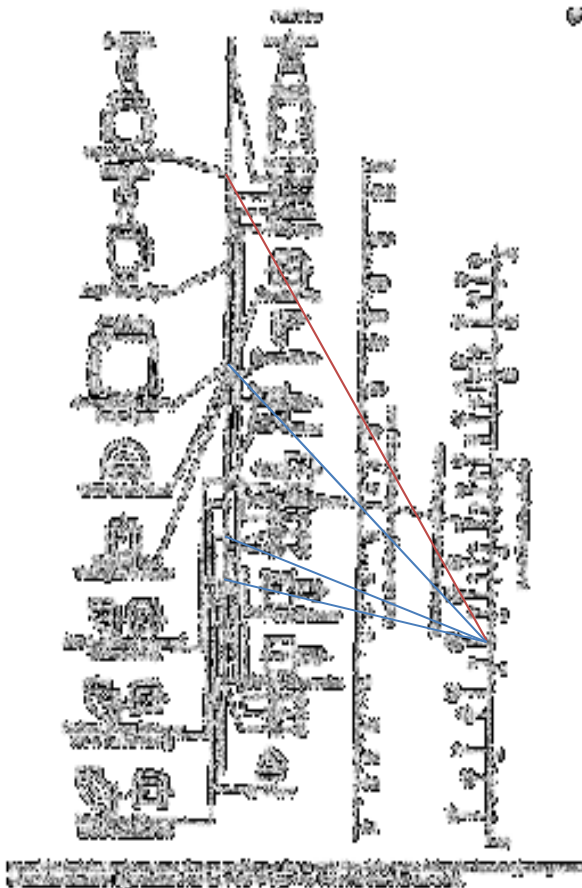
$$fdw = 0.026$$



Rencana pemipaan

Pipa lurus = 15,8763 m

Panjang ekivalen (Ludwig , E.E., ed III, vol I , 2001, halaman 87)



Perihal	Le (ft)	jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
Kontraksi	3	1	3	0,9144
Elbow	4,5	5	22,5	6,858
Valve	60	2	120	36,576
check valve	15	1	15	4,572
ekspansi	4,5	1	4,5	1,3716
Total			165	50,292

$$\Sigma Le = 50,290 \text{ m}$$

$$Le = L + \Sigma Le$$

$$= 15,876 \text{ m} + 50,290 \text{ m}$$

$$= 66,1683 \text{ m}$$

$$Hf = \frac{0,021 \times 66,1683 \times 1,68345^2}{2 \times 9,8 \times 0,06271}$$

$$Hf = 1,45288 \text{ m (head karena friksi)}$$

f. Rapat berat (Weight density)

$$U = \rho l \times g = 842,485 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2$$

$$= 8255,05 \text{ N/m}^3$$

g. Head pompa

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(1,67247 \text{ bar} - 1,35411 \text{ bar}) \times [10^5 \text{ N/m}^2 \text{ bar}]}{8255,05 \text{ N/m}^3} = 11,9061 \text{ m}$$

Head Potensial

$$z_2 - z_1 = 11,519 \text{ m} - 0,5 \text{ m} = 11,019 \text{ m}$$

Head kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = \frac{(1,68345 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2} = 0,0663 \text{ m}$$

Head pompa

$$h_{man} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (z_2 - z_1) + \left(\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g}\right) + hf$$

$$h_{man} = 11,9060 \text{ m} + 11,019 \text{ m} + 0,06629 \text{ m} + 1,45288 \text{ m} = 24,6016 \text{ m}$$

Net Positive Suction Head (NPSH)

$$NPSH = P1/U + z1 - hf1 - Puap/U$$

$$hf1 = \frac{0,02 \times 21,924 \text{ m} \times (1,68345 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,0627 \text{ m}} = 0,48139 \text{ m}$$

Tekanan uap fluida

$$Puap = \sum y_i \times Puap_i$$

Dengan hubungan :

Puap :Tekanan uap fluida yang dipompa [N/m²]

yi :Fraksi mol masing-masing komponen

Komponen	Mw	kg/jam	kmol/jam	xi
C7H8	92,00	12296,71	133,66	0,8000
C6H12O	100,00	3337,71	33,38	0,1998
C4H2O3	98,00	3,79	0,04	0,0002
Total		15638,20	167,08	1,0000

Pada suhu = 303 K = 30 C

P = 0,0645 bar

Komponen	Xi	Puap (bar)	K = Puap/P	y = Ki.xi
C7H8	0,8000	0,0689	1,06794	0,85435
C6H12O	0,1998	0,0471	0,72903	0,14564
C4H2O3	0,0002	0,0012	0,01804	0,00000
Total	1,0000			1,0000

$$\text{NPSH} = \frac{(1,35411 \text{ bar} - 0,065 \text{ bar}) \times 10^5 \text{ N/m}^2 \text{ bar}}{8255,046 \text{ N/m}^3} + 0,5 \text{ m} - 0,48139 \text{ m}$$

$$\text{NPSH} = 11,51 \text{ m}$$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{N \sqrt{Q_l / \text{suct}}}{(g \text{ hman} / \text{stage})^{0.75}}$$

(Karrassik, I.J., "Pumps Handbook" ,ed III, McGraw Hill (2001), halaman 1. 5)

Dengan hubungan :

g :Percepatan gravitasi normal [m/s²]

hman : Head pompa [m]

N :Kecepatan putar [rad/s]

Ns :Kecepatan spesifik [antara 0.1 sampai 1 rad]

Ql : Kapasitas pompa [m³/s]

suct : Jumlah suction

Stage : Jumlah stage

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E., edIII, 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	1/2-5,000	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	5-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} 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-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Dipilih kecepatan putar = 3000 rpm
 Faktor slip = 5% (prediksi)

$$\text{rpm} = 3000 \text{ rpm} \times 95\% = 2850 \text{ rpm}$$

$$N = 2850 \text{ rpm} \times [\text{menit}/60 \text{ s}] \times [2 \pi \text{ rad/rotasi}] = 298,451 \text{ rad /s}$$

$$Suction = 1$$

$$Stage = 1$$

$$N_s = \frac{298,451 \text{ rad/s} \times \left[\frac{0,00516 \text{ m}^3 / \text{s}}{1} \right]^{0.5}}{\left[9.8 \text{ m/s}^2 \times \left(\frac{24,60156 \text{ m}}{1} \right)^{0.75} \right]} = 0,028945 \text{ rad}$$

5. Daya penggerak poros

Dihitung dengan persamaan :

$$P_o = \frac{Ql \gamma h_{man}}{efp}$$

Dengan hubungan :

efp : Effisiensi pompa hman : Head pompa [m]

Ql : Kapasitas pompa [m³/s]

Po : Daya penggerak poros [watt]

U : Rapat berat [N/m³]

Effisiensi pompa :

Diperoleh dari Fig 10.63 Towler , dan Sinnott (2008), halaman 625

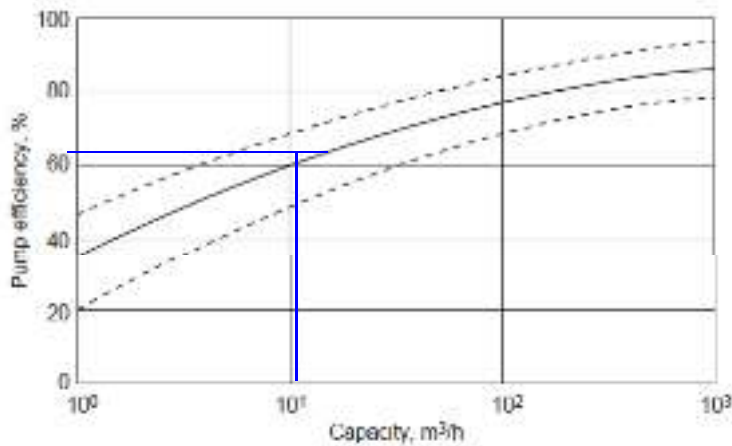


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk kapasitas, $Q_1 = 18,562 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00516 \text{ m}^3/\text{s}$

Diperoleh $e_{fp} = 62 \%$

Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{0,00516 \text{ m}^3/\text{s} \times 8255,046 \text{ N/m}^3 \times 24,60156 \text{ m}}{62\%} = 1153,3579 \text{ watt}$$

6 . Motor standar

Effisiensi motor

Diperolehdari fig 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, ed IV, (1991), halaman 521

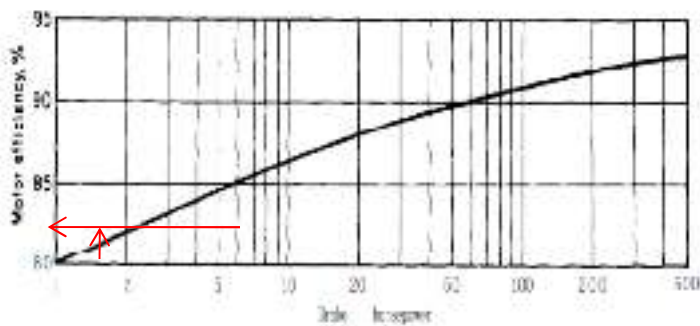


FIGURE 1438
Efficiency of standard motors.

Daya yang diperlukan = $1153,3579 \text{ watt} \times [1,341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}] = 1,54665 \text{ hp}$

Effisiensi = 82%

$$\text{Daya motor yang diperlukan} = \frac{1,54665 \text{ hp}}{82\%} = 1,88616 \text{ hp}$$

Motor standart : Dipilih Motor Induksi

Daya = 2 hp (Ludwig, E.E., vol III halaman 628)

*Horsepower Ratings.*²¹ Standard NEMA ratings for induction motors are:

General purpose: $\frac{1}{8}$, $\frac{5}{16}$, 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.

KESIMPULAN

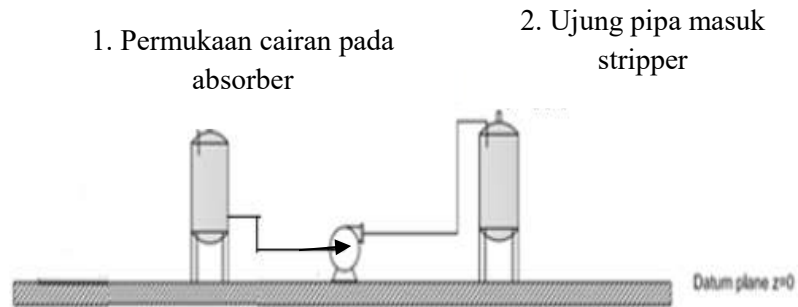
Kapasitas pompa	= 0,00516 m ³ /s
Head pompa	= 24,6016 m
Jumlah stage	= 1
Jumlah suction	= 1
NPSH	= 11,51 m
Kecepatan putar	= 3000 rotasi/menit
Kecepatan spesifik	= 298.451 rad/s
Motor standar	= motor induksi dengan daya 2 hp

POMPA P-03

Tugas : Memompa fluida dari *absorber* ke *stripper*.

Jenis alat : Pompa sentrifugal

sketsa permasalahan :



Data :

Suhu: 307,71 K = 34,71 C

Bahan yang dipompa:

Komponen	BM	Kg/jam	Fraksi Masa
C ₇ H ₈	92,00	12296,71	0,633
C ₆ H ₁₂ O	100,00	3341,50	0,172
C ₄ H ₂ O ₃	98,00	3787,88	0,195
Total		19426,08	1,000

Rapat massa fase cair

$$\rho_l = A x (B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n})$$

Dihitung dengan persamaan

Dengan hubungan :

ρ_l : rapat massa fase cair [kmol / m³]

ρ_{hola} , ρ_{holb} , ρ_{holc} , ρ_{hold} : konstanta konstanta

T : suhu operasi [K]

data diambil dari Yaws, C.L., "Chemical Properties Handbook"

Komponen	A	B	Tc	n
C ₇ H ₈	0,3000	0,2711	591,8	0,2989
C ₆ H ₁₂ O	0,2665	0,2589	571,4	0,2587
C ₄ H ₂ O ₃	0,4478	0,2614	721,0	0,3558

Viskositas fase cair

$$\log_{10} \eta_{iq} = A + \frac{B}{T} + C T + D T^2$$

dengan hubungan :

A , B , C , D : konstanta empiris

T : suhu operasi (K)

μ : viskositas gas

Komponen	myua	myub	myuc	myud
C ₇ H ₈	-5,1649	8,1068,E+02	1,0454,E-02	-1,0488,E-05
C ₆ H ₁₂ O	-3,0570	5,0050,E+02	6,5038,E-03	-8,8243,E-06
C ₄ H ₂ O ₃	-1,0811	5,5616,E+02	-1,2536,E-03	4,1553,E-07

Tekanan uap

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

Puap : tekanan uap [Pa]

vpa , vpb , vpc , vpd , vpe : konstanta

t : suhu operasi [K]

Persamaan dan data diambil dari Yaws, C.L., "Chemical Properties Handbook"

Komponen	A	B	C	D	E
C ₇ H ₈	34,077	-3037,900	-9,164	1,0289,E-11	2,7035,E-06
C ₆ H ₁₂ O	64,192	-4357,700	-19,776	-3,9997,E-10	7,1020,E-06
C ₄ H ₂ O ₃	-42,978	-1692,800	22,430	-2,7916,E-02	1,1707,E-05

Titik1 suction:

- Tinggi suction head = 4,719 m
- Tekanan suction head = 1,62 atm = 1,64147 bar

Titik 2 discharge:

- Tinggi discharge head = 17,45 m
- Tekanan discharge head = 1,22 atm = 1,23617 bar

Menghitung nilai W fluida menggunakan persamaan dari buku Sinnott halaman 251.

The total energy required can be calculated from the energy equation:

$$g\Delta z + \Delta P/\rho - \Delta P_f/\rho - W = 0$$

Dengan: W = kerja dari fluida, J/kg

Δz = perbedaan tinggi (z1-z2), m

ΔP = perbedaan tekanan (P1-P2), N/m²

ΔP_f = pressure drop karena friksi, N/m²

ρ = densitas, kg/m³

g = percepatan gravitasi, m/s²

$$W = 9.8 \frac{m}{s^2} \times (4,719 - 17,45)m + \frac{(164147 - 123617) \frac{N}{m^2}}{906.807} - \frac{2,01 \times 10^{-2} \frac{N}{m^2}}{906.807 \frac{kg}{m^3}}$$

$$W = -21,84 \text{ J/kg}$$

Karen nilai W negative, maka dibutuhkan pompa.

Langkah perhitungan

1. Kapasitas pompa

2. Ukuran pipa

3. Head pompa

4. Kecepatan spesifik

5. Daya penggerak poros

6. Motor standar

1. Kapasitas Pompa

Komponen	kg/jam	ρ_l [kg /m ³]	m/rho (m ³ /j)
C ₇ H ₈	12296,71	851,981	14,4331
C ₆ H ₁₂ O	3341,50	802,357	4,1646
C ₄ H ₂ O ₃	3787,88	1340,939	2,8248
TOTAL	19426,08		21,4225

$$Q_1 = 21,4225 \text{ m}^3/\text{jam} \times \text{jam}/3600 \text{ s} = 0,00595 \text{ m}^3/\text{s}$$

2. Ukuran pipa

a. Ukuran pipa optimum

Dihitung dengan persamaan:

$$D_{opt} = 0.363 Q^{0.45} \rho_l^{0.13}$$

Dengan hubungan:

D_{opt} : Diameter pipa optimum [m]

Q₁ : kecepatan volume fluida [m³/s]

ρ_l : Rapat massa fluida [kg /m³]

$$\text{Rapat massa fluida} = \frac{\text{kecepatan massa}}{\text{kecepatan volume}} = \frac{19426,08 \text{ kg/jam}}{21,4225 \text{ m}^3/\text{jam}} = 906,807 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} = 0.363 \times (0,00595 \frac{\text{m}^3}{\text{s}})^{0.45} \times (906,807 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})^{0.13}$$

$$= 0,07373\text{m} \times (\text{in}/0.0254\text{m})$$

3. Head pompa

Diitung dengan persamaan Bernouilly

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

Dengan hubungan:

g : percepatan gravitasi normal [m /s²]

h_f : head karena friksi [m]

h_{man} : Head pompa [m]

P_1 : Tekanan pada titik 1 [Pa]

P_2 : Tekanan pada titik 2 [Pa]

v_1 : kecepatan linear pada titik 1 [m /s]

v_2 : kecepatan linear pada titik 2 [m /s]

z_1 : elevasi titi 1[m]

z_2 : elevasi titi 1[m]

Head karena friksi

Dihitung dengan persamaan Darcy Weisbach

$$h_f = \frac{f_{dw} (L + \sum L_e) v^2}{2g D}$$

Dengan hubungan :

f_{dw} : Faktor friksi

D : Diameter dalam pipa [m]

L : Panjang pipa lurus [m]

L_e : Panjang ekivalen [m]

v : kecepatan linear fluida [m /s]

a. Bahan konstruksi

Dipilih : baja komersial

kekasaran pipa , e = 0.00015 ft (White, F.M. Fluid Mechanics halaman 349)

$$e = 0.00015 \text{ ft} \times [0.3048 \text{ m} \cdot \text{ft}] = 0.00004572 \text{ m}$$

Material	Condition	e		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00015	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000027	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	0.000027	0.002	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000025	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	Score	0.0016	0.5	+ 40

b. Kekasaran relatif

$$0,00004572 \text{ m}$$

$$e/D = \text{-----} = 0,00059$$

$$0,07785 \text{ m}$$

c . Kecepatan linear

$$0,00595 \text{ m}^3 / \text{s}$$

$$v_{lin} = \text{-----} = 1,24997 \text{ m} / \text{s}$$

$$0,0047601 \text{ m}^2$$

d. viskositas

$$\mu_l = \sum x_{mass_i} \times \mu_{l_i}$$

μ_l : viskositas [kg /m s]

x_{mass} : fraksi massa masing² komponen

komponen	frak mass	μ [kg /m s]	xmass μ
C7H8	0,633	4,7366E-04	3,0121E-04
C6H12O	0,172	5,2312E-04	9,0399E-05
C4H2O3	0,195	2,2532E-03	4,3097E-04
Total	1,000		8,2258E-04

$$\mu_l = \sum x_{mass_i} \times \mu_i$$

$$\mu_l = 8,2258 \times 10^{-4} \text{ kg/m s}$$

bilangan reynold

$$Re = \frac{\rho_i \cdot k_a^2 \cdot v}{\mu_l}$$

Dengan hubungan:

Id : Diameter dalam [m]

Re : Bilangan Reynold

v : kecepatan linear fluida [m /s]

μ_l : viskositas fluida [kg /m s]

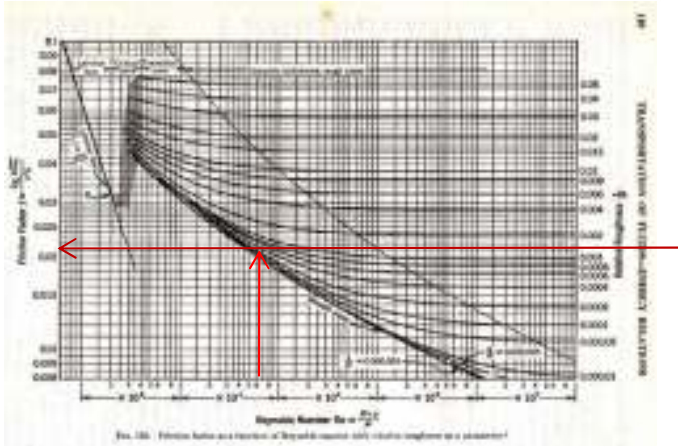
$$Re = \frac{906,807 \times 0,07785 \times 1,24997}{8,2258 \times 10^{-4}}$$

$$Re = 72917$$

e. Faktor friksi Darcy

Diperoleh dari diagram Moody (White ,F.M., Fluid Mechanics ,ed IV, halaman 349)

$$f_{dw} = 0,022$$



Rencana pemipaan

Pipa lurus = 29,6235 m

Panjang ekivalen (Ludwig , E.E., ed III, vol I , 2001, halaman 87)

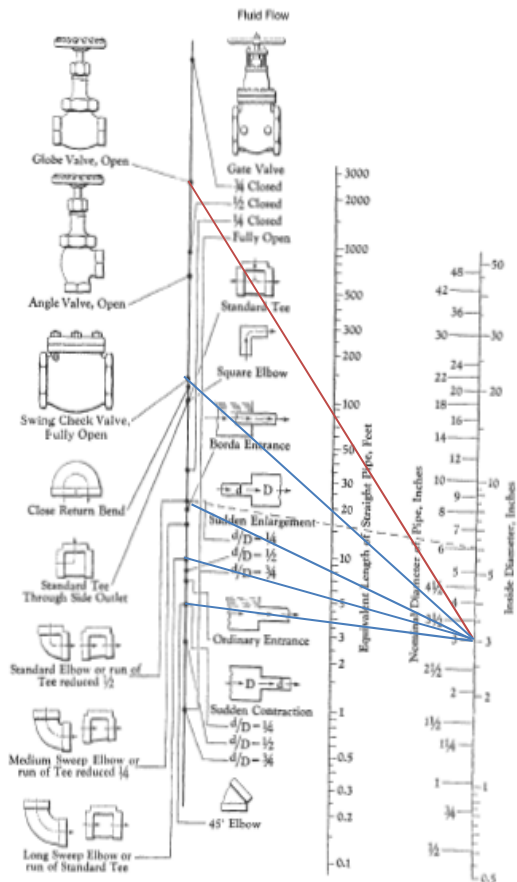


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

Perihal	Le (ft)	jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
Kontraksi	3,7	1	3,7	1,12776
Elbow	5	14	70	21,336
Valve	80	2	160	48,768
check valve	20	1	20	6,096
ekspansi	8	1	8	2,4384
Total			261,7	79,76616

$$\Sigma Le = 79,6616 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} Le &= L + \Sigma Le \\ &= 29,624 \text{ m} + 79,76616 \text{ m} \\ &= 109,38966 \text{ m} \end{aligned}$$

$$Hf = \frac{0,021 \times 109,3896 \times 1,24997^2}{2 \times 9,8 \times 0,07785}$$

$$Hf = 1,11895 \text{ m (head karena friksi)}$$

f. Rapat berat (Weight density)

$$\begin{aligned} U &= \rho l \times g = 906,807 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 8873,44 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

g. Head pompa

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(1,23617 \text{ bar} - 1,64147 \text{ bar}) \times [10^5 \text{ N/m}^2 \text{ bar}]}{8873,44 \text{ N/m}^3} = -11,2758 \text{ m}$$

Head Potensial

$$z_2 - z_1 = 17,45 \text{ m} - 4,719 \text{ m} = 12,731 \text{ m}$$

Head kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = \frac{(1,24997 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} = 0,0369 \text{ m}$$

Head pompa

$$h_{man} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (z_2 - z_1) + \left(\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g}\right) + hf$$

$$h_{man} = -11,2758 \text{ m} + 12,731 \text{ m} + 0,0369 \text{ m} + 1,1189 \text{ m} = 3,18505 \text{ m}$$

Net Positive Suction Head (NPSH)

$$NPSH = P1/U + z1 - hf1 - Puap/U$$

$$hf1 = \frac{0,02 \times 29,3357 \text{ m} \times (1,24997 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,07785 \text{ m}} = 0,30008 \text{ m}$$

Tekanan uap fluida

$$Puap = \sum y_i \times Puap_i$$

Dengan hubungan :

Puap :Tekanan uap fluida yang dipompa [N/m²]

yi :Fraksi mol masing-masing komponen

Komponen	Mw	kg/jam	kmol/jam	xi
C7H8	92,00	12296,71	133,66	0,650
C6H12O	100,00	3341,50	33,41	0,162
C4H2O3	98,00	3787,88	38,65	0,188
Total		19426,08	205,73	1,000

Pada suhu = 307,71 K = 34,71 C

P = 0,0557 bar

Komponen	Xi	Puap (bar)	K = Puap/P	y = Ki.xi
C7H8	0,650	0,073	1,30249	0,84999
C6H12O	0,162	0,050	0,89395	0,14585
C4H2O3	0,188	0,001	0,02261	0,00417
Total	1,000			1,00000

$$\text{NPSH} = \frac{(1,64147 \text{ bar} - 0,056 \text{ bar}) \times 10^5 \text{ N/m}^2 \text{ bar}}{8873,443 \text{ N/m}^3} + 4,275 \text{ m} - 0,30008 \text{ m}$$

$$\text{NPSH} = 26,25 \text{ m}$$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{N \sqrt{Q_l / \text{suct}}}{(g \text{ hman} / \text{stage})^{0.75}}$$

(Karrassik, I.J., "Pumps Handbook" ,ed III, McGraw Hill (2001), halaman 1. 5)

Dengan hubungan :

g :Percepatan gravitasi normal [m/s²]

hman : Head pompa [m]

N :Kecepatan putar [rad/s]

Ns :Kecepatan spesifik [antara 0.1 sampai 1 rad]

Ql : Kapasitas pompa [m³/s]

suct : Jumlah suction

Stage : Jumlah stage

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E., edIII, 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	1/2-5,000	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	5-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} practical same as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	} hp
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Dipilih kecepatan putar = 1000 rpm

Faktor slip = 5% (prediksi)

$$\text{rpm} = 1000 \text{ rpm} \times 95\% = 950 \text{ rpm}$$

$$N = 950 \text{ rpm} \times [\text{menit}/60 \text{ s}] \times [2 \pi \text{ rad/rotasi}] = 99,4838 \text{ rad /s}$$

$$Suction = 1$$

$$Stage = 1$$

$$N_s = \frac{99,48376 \text{ rad/s} \times \left[\frac{0,00595 \text{ m}^3 / \text{s}}{1} \right]^{0.5}}{\left[9.8 \text{ m/s}^2 \times \left(\frac{3,18505 \text{ m}}{1} \right) \right]^{0.75}} = 0,47945 \text{ rad}$$

5. Daya penggerak poros

Dihitung dengan persamaan :

$$P_o = \frac{Ql \gamma h_{man}}{efp}$$

Dengan hubungan :

efp : Effisiensi pompa hman : Head pompa [m]

Ql : Kapasitas pompa [m³/s]

Po : Daya penggerak poros [watt]

U : Rapat berat [N/m³]

Effisiensi pompa :

Diperoleh dari Fig 10.63 Towler , dan Sinnott (2008), halaman 625

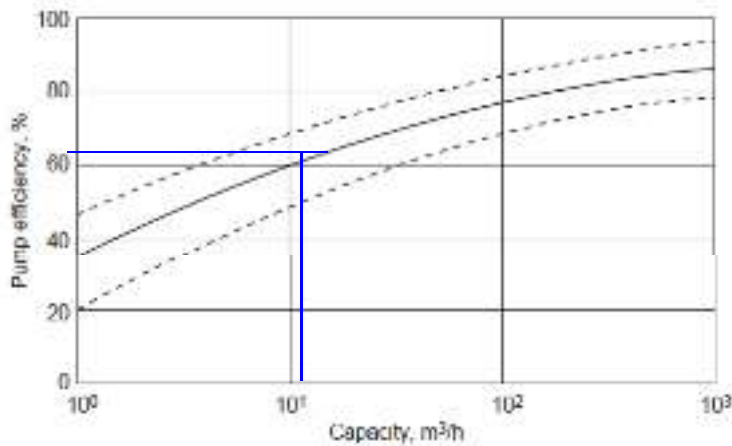


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk kapasitas, $Q_1 = 21,4225 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00595 \text{ m}^3/\text{s}$

Diperoleh $e_{fp} = 65 \%$

Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{0,00595 \text{ m}^3/\text{s} \times 8873,443 \text{ N/m}^3 \times 3,1850 \text{ m}}{65\%} = 176,1130 \text{ watt}$$

6. Motor standar

Effisiensi motor

Diperolehdari fig 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, ed IV, (1991), halaman 521

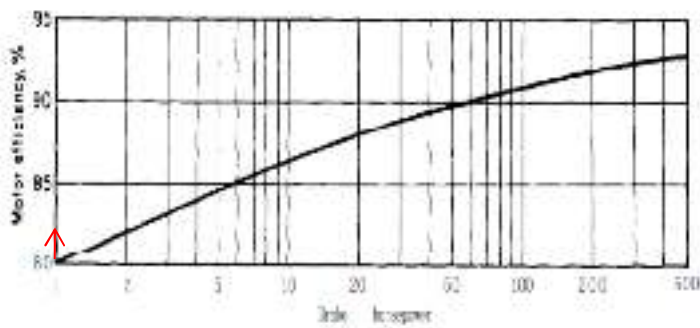


FIGURE 1438
Efficiency of standard motors.

Daya yang diperlukan = $176,1130 \text{ watt} \times [1.341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}] = 0,23617 \text{ hp}$

Effisiensi = 80%

$$\text{Daya motor yang diperlukan} = \frac{0,23617 \text{ hp}}{80\%} = 0,29521 \text{ hp}$$

Motor standart : Dipilih Motor Induksi
Daya = 0,5 hp (Ludwig, E.E., vol III halaman 628)

*Horsepower Ratings.*²³ Standard NEMA ratings for induction motors are:

General purpose: $\frac{1}{8}$, $\frac{5}{16}$, 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.

KESIMPULAN

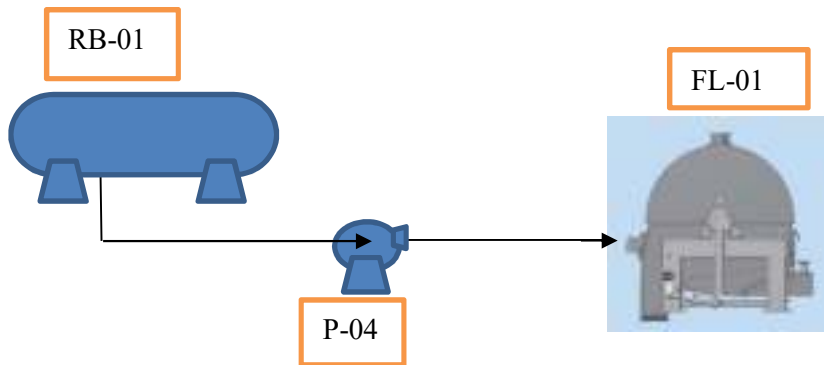
Kapasitas pompa	= 0,00595 m ³ /s
Head pompa	= 3,1850 m
Jumlah stage	= 1
Jumlah suction	= 1
NPSH	= 26,25 m
Kecepatan putar	= 1000 rotasi/menit
Kecepatan spesifik	= 99,4838 rad/s
Motor standar	= motor induksi dengan daya 0,5 hp

POMPA P-04

Tugas : Memompa Fluida dari *reboiler* ke *flaker*.

Jenis alat : Pompa sentrifugal

sketsa permasalahan :



Data :

Suhu: 475,6 K = 202,6 C

Bahan yang dipompa:

Komponen	BM	Kg/jam	Fraksi Masa
C ₆ H ₁₂ O	100,00	3,79	0,001
C ₄ H ₂ O ₃	98,00	3784,09	0,999
Total		3787,88	1,000

Rapat massa fase cair

$$\rho_l = A \times \left(B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n} \right)$$

Dihitung dengan persamaan

Dengan hubungan :

ρ_l : rapat massa fase cair [kmol / m³]

ρ_{hola} , ρ_{holb} , ρ_{holc} , ρ_{hold} : konstanta konstanta

T : suhu operasi [K]

data diambil dari Yaws, C.L., "Chemical Properties Handbook"

Komponen	A	B	Tc	n
C ₆ H ₁₂ O	0,2665	0,2589	571,4	0,2587
C ₄ H ₂ O ₃	0,4478	0,2614	721,0	0,3558

Viskositas fase cair

$$\log_{10} \mu_{lq} = A + B/T + C T + D T^2$$

dengan hubungan :

A , B , C, D : konstanta empiris

T : suhu operasi (K)

μ : viskositas gas

Komponen	myua	myub	myuc	myud
C ₆ H ₁₂ O	-3,0570	5,0050,E+02	6,5038,E-03	-8,8243,E-06
C ₄ H ₂ O ₃	-1,0811	5,5616,E+02	-1,2536,E-03	4,1553,E-07

Tekanan uap

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

Puap : tekanan uap [Pa]

vpa , vpb , vpc , vpd , vpe : konstanta

t : suhu operasi [K]

Persamaan dan data diambil dari Yaws, C.L., "Chemical Properties Handbook

Komponen	A	B	C	D	E
C ₆ H ₁₂ O	64,192	-4357,700	-19,776	-3,9997,E-10	7,1020,E-06
C ₄ H ₂ O ₃	-42,978	-1692,800	22,430	-2,7916,E-02	1,1707,E-05

Titik1 suction:

- Tinggi suction head = 0,073 m
- Tekanan suction head = 1,02 atm = 1,05 bar

Titik 2 discharge:

- Tinggi discharge head = 3 m
- Tekanan discharge head = 1 atm = 1,0315 bar

Menghitung nilai W fluida menggunakan persamaan dari buku Sinnott halaman 251.

The total energy required can be calculated from the energy equation:

$$g\Delta z + \Delta P/\rho - \Delta P_f/\rho - W = 0$$

Dengan: W = kerja dari fluida, J/kg

Δz = perbedaan tinggi (z1-z2), m

ΔP = perbedaan tekanan (P1-P2), N/m²

ΔP_f = pressure drop karena friksi, N/m²

ρ = densitas, kg/m³

g = percepatan gravitasi, m/s²

$$W = 9.8 \frac{m}{s^2} \times (0,073 - 3)m + \frac{(103352 - 101325) \frac{N}{m^2}}{1116,38 \frac{kg}{m^3}} - \frac{3,7 \times 10^{-3} \frac{N}{m^2}}{1116,38 \frac{kg}{m^3}}$$

$$W = -27 \text{ J/kg}$$

Karen nilai W negative, maka dibutuhkan pompa.

Langkah perhitungan

1. Kapasitas pompa

2. Ukuran pipa

3. Head pompa

4. Kecepatan spesifik

5. Daya penggerak poros

6. Motor standar

1. Kapasitas Pompa

Komponen	kg/jam	ρ_l [kg /m ³]	m/rho (m ³ /j)
C ₆ H ₁₂ O	3,79	624,496	0,00607
C ₄ H ₂ O ₃	3784,09	1117,200	3,38712
TOTAL	3787,88		3,39319

$$Q_1 = 3,393 \text{ m}^3/\text{jam} \times \text{jam}/3600 \text{ s} = 0,00094 \text{ m}^3/\text{s}$$

2. Ukuran pipa

a. Ukuran pipa optimum

Dihitung dengan persamaan:

$$D_{opt} = 0.363 Q_1^{0.45} \rho_l^{0.13}$$

Dengan hubungan:

D_{opt} : Diameter pipa optimum [m]

Q_1 : kecepatan volume fluida [m³/s]

ρ_l : Rapat massa fluida [kg /m³]

$$\text{Rapat massa fluida} = \frac{\text{kecepatan massa}}{\text{kecepatan volume}} = \frac{3787,88 \text{ kg/jam}}{3,393 \text{ m}^3/\text{jam}} = 1116,38 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} = 0.363 \times (0,00094 \frac{\text{m}^3}{\text{s}})^{0.45} \times (1116,380 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})^{0.13}$$

$$= 0,0329323 \text{ m} \times (\text{in}/0.0254\text{m})$$

$$= 1,29654 \text{ in}$$

b . Pipa standar

Dipilih berdasarkan table 10-22 perry,2008, halaman 10-79

Dipilih 1 in NPS ,40st, 40 S

Diameter luar, Od : 1,66 in = 0,04216 m

Diameter dalam, Id : 1,049 in = 0,02664 m

Luas aliran ap : $\frac{\pi \times ID^2}{4} = \frac{3,14 \times 1,049^2}{4} = 0,864253 \text{ in} = 0,00057581 \text{ m}^2$

3. Head pompa

Diitung dengan persamaan Bernouilly

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + h_{man} - \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

Dengan hubungan:

g : percepatan gravitasi normal [m /s²]

h_f : head karena friksi [m]

h_{man} : Head pompa [m]

P_1 : Tekanan pada titik 1 [Pa]

P_2 : Tekanan pada titik 2 [Pa]

v_1 : kecepatan linear pada titik 1 [m /s]

v_2 : kecepatan linear pada titik 2 [m /s]

z_1 : elevasi titi 1[m]

z_2 : elevasi titi 1[m]

Head karena friksi

Dihitung dengan persamaan Darcy Weisbach

$$h_f = \frac{f_{dw} (L + \sum L_e) v^2}{2 g D}$$

Dengan hubungan :

f_{dw} : Faktor friksi

D : Diameter dalam pipa [m]

L : Panjang pipa lurus [m]

L_e : Panjang ekivalen [m]

v : kecepatan linear fluida [m /s]

a. Bahan konstruksi

Dipilih : baja komersial

kekasaran pipa , e = 0.00015 ft (White, F.M. Fluid Mechanics halaman 349)

$$e = 0.00015 \text{ ft} \times [0.3048 \text{ m} \cdot \text{ft}] = 0.00004572 \text{ m}$$

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00015	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000027	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	0.000027	0.002	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000025	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	Score	0.0016	0.5	+ 40

b. Kekasaran relatif

$$0,00004572 \text{ m}$$

$$e/Id = \text{-----} = 0,00172$$

$$0,02664 \text{ m}$$

c . Kecepatan linear

$$v_{lin} = \frac{0,00094 \text{ m}^3 / \text{s}}{0,000576 \text{ m}^2} = 1,63194 \text{ m} / \text{s}$$

d. viskositas

$$\mu_l = \sum x_{mass_i} \times \mu_{l_i}$$

μ_l : viskositas [kg /m s]

x_{mass} : fraksi massa masing² komponen

komponen	frak mass	μ [kg /m s]	xmass μ
C6H12O	0,001	1,2375E-04	1,2230E-07
C4H2O3	0,999	3,8554E-04	3,8515E-04
Total	1,000		3,8528E-04

$$\mu_l = \sum x_{mass_i} \times \mu_i$$

$$\mu_l = 3,8528 \times 10^{-4} \text{ kg/m s}$$

bilangan reynold

$$Re = \frac{\rho \cdot Id \cdot v}{\mu}$$

Dengan hubungan:

Id : Diameter dalam [m]

Re : Bilangan Reynold

v : kecepatan linear fluida [m /s]

μ : viskositas fluida [kg /m s]

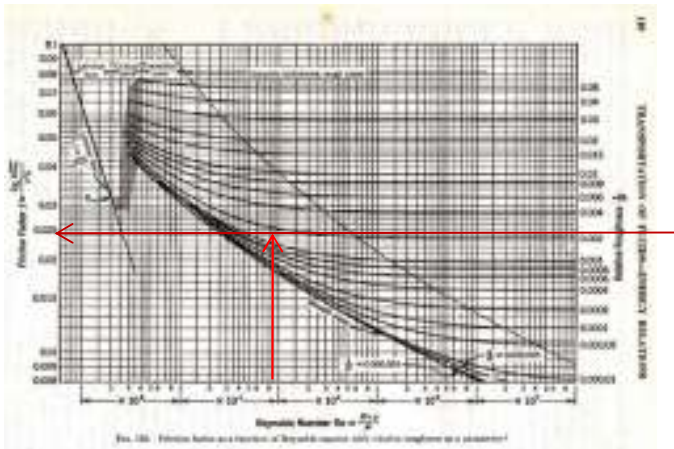
$$Re = \frac{1116,380 \times 0,02664 \times 1,63194}{3,8528 \times 10^{-4}}$$

$$Re = 88036$$

e. Faktor friksi Darcy

Diperoleh dari diagram Moody (White ,F.M., Fluid Mechanics ,ed IV, halaman 349)

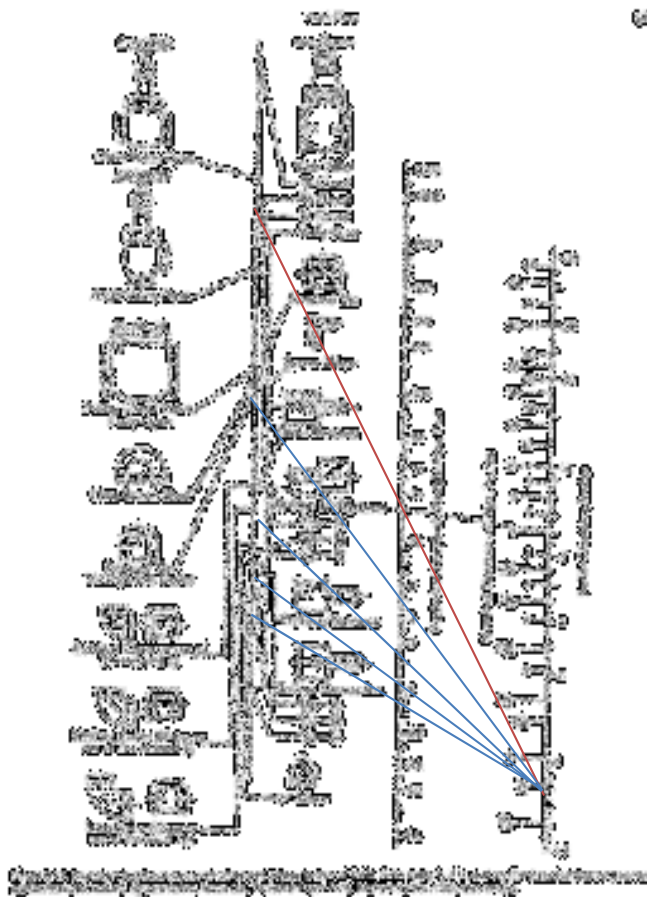
$$fdw = 0,025$$



Rencana pemipaan

Pipa lurus = 6,05 m

Panjang ekivalen (Ludwig , E.E., ed III, vol I , 2001, halaman 87)



Perihal	Le (ft)	jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
kontraksi	1,3	1	1,3	0,39624
Elbow	1,6	9	14,4	4,38912
Valve	25	2	50	15,24
check valve	6,5	1	6,5	1,9812
ekspansi	2,6	1	2,6	0,79248
Cooler	4,191E-05	1	4,2E-05	1,27754E-05
Total			74,8	22,79905278

$$\Sigma Le = 22,7990 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} Le &= L + \Sigma Le \\ &= 6,05 \text{ m} + 22,7990 \text{ m} \\ &= 28,849 \text{ m} \end{aligned}$$

$$Hf = \frac{0,0245 \times 28,84905 \times 1,63194^2}{2 \times 9,8 \times 0,02664}$$

$$Hf = 1,76477 \text{ m (head karena friksi)}$$

f. Rapat berat (Weight density)

$$\begin{aligned} U &= \rho l \times g = 1116,380 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2 \\ &= 10940 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

g. Head pompa

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\gamma} = \frac{(1,0315 \text{ bar} - 1,05213 \text{ bar}) \times [10^5 \text{ N/m}^2 \text{ bar}]}{10940 \text{ N/m}^3} = -0,18857 \text{ m}$$

Head Potensial

$$z_2 - z_1 = 3 \text{ m} - 0,073 \text{ m} = 2,93 \text{ m}$$

Head kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = \frac{(1,63194 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2} = 0,0663 \text{ m}$$

Head pompa

$$h_{man} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (z_2 - z_1) + \left(\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g}\right) + hf$$

$$h_{man} = -0,1885 \text{ m} + 2,93 \text{ m} + 0,06634 \text{ m} + 1,76477 \text{ m} = 4,5695 \text{ m}$$

Net Positive Suction Head (NPSH)

$$NPSH = P1/U + z1 - hf1 - Puap/U$$

$$hf1 = \frac{0,02 \times 10,65392 \text{ m} \times (1,63194 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,02664 \text{ m}} = 0,65173 \text{ m}$$

Tekanan uap fluida

$$Puap = \sum y_i \times Puap_i$$

Dengan hubungan :

Puap : Tekanan uap fluida yang dipompa [N/m^2]

y_i : Fraksi mol masing-masing komponen

Komponen	Mw	kg/jam	kmol/jam	x_i
C6H12O	100,00	3,79	0,04	0,001
C4H2O3	98,00	3784,09	38,61	0,999
Total		3787,88	38,65	1,000

Pada suhu = 475,6 K = 202,6 C

P = 0,98 bar

Komponen	X_i	Puap (bar)	$K = Puap/P$	$y = K_i \cdot x_i$
C6H12O	0,001	6,340	5,96210	0,00577
C4H2O3	0,999	1,058	0,99519	0,99423
Total	1,000			1,0000

$$\text{NPSH} = \frac{(1,015213 \text{ bar} - 0,980 \text{ bar}) \times 10^5 \text{ N/m}^2 \text{ bar}}{10940,03 \text{ N/m}^3} + 0,073 \text{ m} - 0,65173 \text{ m}$$

$$\text{NPSH} = 0,081 \text{ m}$$

4. Kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{N \sqrt{Ql / \text{suct}}}{(g h_{\text{man}} / \text{stage})^{0.75}}$$

(Karrassik, I.J., "Pumps Handbook", ed III, McGraw Hill (2001), halaman 1. 5)

Dengan hubungan :

g : Percepatan gravitasi normal [m/s²]

h_{man} : Head pompa [m]

N : Kecepatan putar [rad/s]

N_s : Kecepatan spesifik [antara 0.1 sampai 1 rad]

Ql : Kapasitas pompa [m³/s]

suct : Jumlah suction

Stage : Jumlah stage

Kecepatan putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E., edIII, 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	1/2-5,000	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-	} practical 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-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Dipilih kecepatan putar = 1500 rpm

Faktor slip = 5% (prediksi)

$$\text{rpm} = 3000 \text{ rpm} \times 95\% = 1425 \text{ rpm}$$

$$N = 1425 \text{ rpm} \times [\text{menit}/60 \text{ s}] \times [2 \pi \text{ rad/rotasi}] = 149,226 \text{ rad /s}$$

$$\text{Suction} = 1$$

$$\text{Stage} = 1$$

$$N_s = \frac{149,225 \text{ rad/s} \times \left[\frac{0,00094 \text{ m}^3 / \text{s}}{1} \right]^{0.5}}{\left[9.8 \text{ m/s}^2 \times \left(\frac{4,56954 \text{ m}}{1} \right) \right]^{0.75}} = 0,21736 \text{ rad}$$

5. Daya penggerak poros

Dihitung dengan persamaan :

$$P_o = \frac{Ql \gamma h_{man}}{efp}$$

Dengan hubungan :

efp : Effisiensi pompa hman : Head pompa [m]

Ql : Kapasitas pompa [m³/s]

Po : Daya penggerak poros [watt]

U : Rapat berat [N/m³]

Effisiensi pompa :

Diperoleh dari Fig 10.63 Towler , dan Sinnott (2008), halaman 625

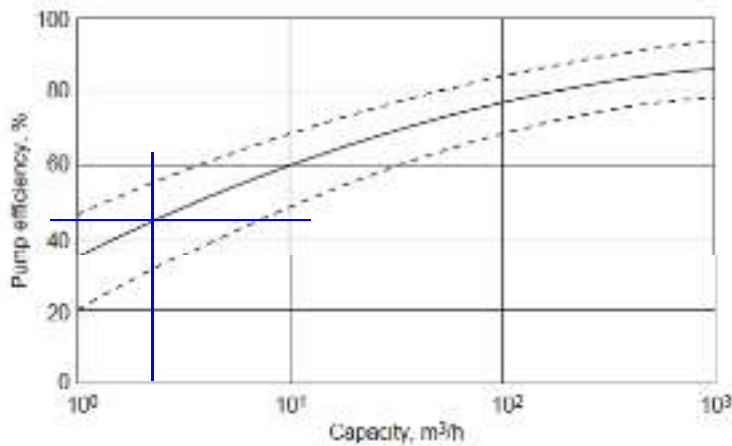


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk kapasitas, $Q_1 = 3,393 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00094 \text{ m}^3/\text{s}$

Diperoleh $e_{fp} = 45 \%$

Daya penggerak poros

$$P_o = \frac{0,00094 \text{ m}^3/\text{s} \times 10940,03 \text{ N/m}^3 \times 4,5695 \text{ m}}{45\%} = 70,6346 \text{ watt}$$

6 . Motor standar

Effisiensi motor

Diperolehdari fig 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, ed IV, (1991), halaman 521

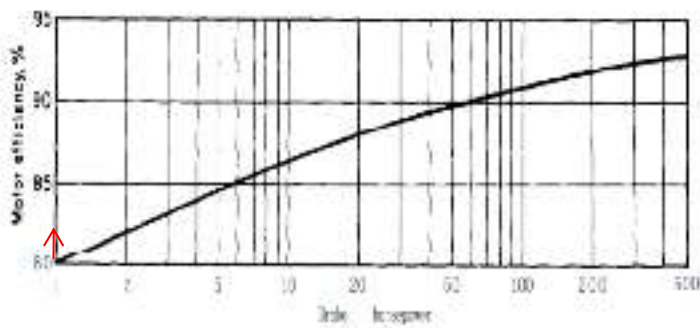


FIGURE 1438
Efficiency of standard motors.

Daya yang diperlukan = $70,6346 \text{ watt} \times [1.341 \times 10^{-3} \text{ hp/watt}] = 0,09472 \text{ hp}$

Effisiensi = 80%

$$\text{Daya motor yang diperlukan} = \frac{0,09472 \text{ hp}}{02 \%} = 0,1184 \text{ hp}$$

Motor standart : Dipilih Motor Induksi
Daya = 0,5 hp (Ludwig, E.E., vol III halaman 628)

*Horsepower Ratings.*²³ Standard NEMA ratings for induction motors are:

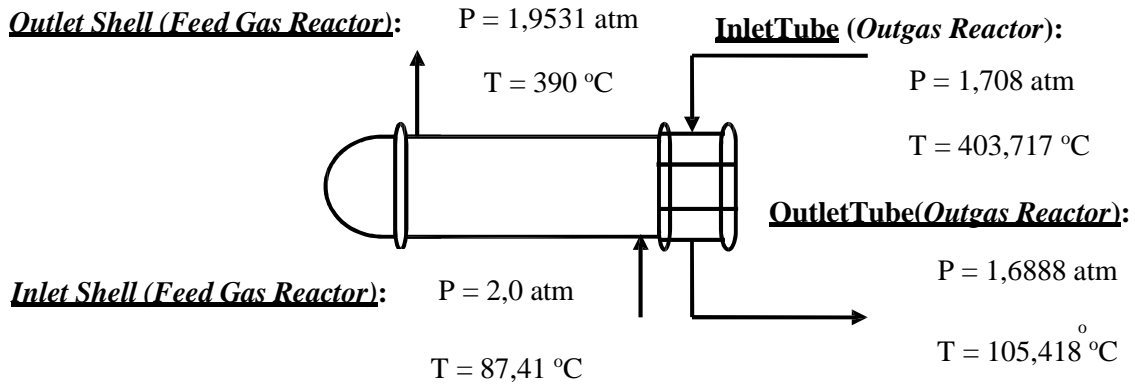
General purpose: $\frac{1}{8}$, $\frac{5}{16}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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.

KESIMPULAN

Kapasitas pompa	= 0,00094 m ³ /s
Head pompa	= 4,56954 m
Jumlah stage	= 1
Jumlah suction	= 1
NPSH	= 0,081 m
Kecepatan putar	= 1500 rotasi/menit
Kecepatan spesifik	= 149,226 rad/s
Motor standar	= motor induksi dengan daya 0,5 hp

HEATER (HE-01)



Fungsi : Memanaskan umpan masuk reaktor menggunakan gas keluar reaktor.

Jenis : *Shell & Tube* 1-2

Data :

A. Fluida panas, Gas keluar Reaktor (*tube side*)

- T_{in} (suhu masuk HE) = 403,717 °C = 676,717 K
- T_{out} (suhu keluar HE) = 105,418 °C = 378,418 K
- P_{in} (tekanan masuk HE) = 1,708 atm

Berikut komposisi Gas masuk HE pada *tube side* ditunjukkan dibawah ini :

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol
N ₂	76163,81	2720,14	0,77
CO	347,72	12,42	0,00
O ₂	16486,70	515,21	0,15
CO ₂	1534,01	34,86	0,01
C ₄ H ₁₀	81,82	1,41	0,00
C ₅ H ₁₂	38,14	0,53	0,00
H ₂ O	3887,08	215,95	0,06
C ₄ H ₂ O ₃	3842,72	39,21	0,01
Total	102382,00	3539,73	1,00

B. Fluida dingin, Gas umpan Reaktor (*Shell side*)

- T_1 (suhu masuk) = 87,41 °C = 360,41 K
- T_2 (suhu keluar) = 390 °C = 663 K
- P_1 (tekanan masuk) = 2,0 atm

Berikut komposisi gas masuk HE pada *shell side* ditunjukkan dibawah ini:

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol
N ₂	76163,81	2720,14	0,78
O ₂	23138,37	723,07	0,21
C ₄ H ₁₀	3041,68	52,44	0,02
C ₅ H ₁₂	38,14	0,53	0,00
Total	102382,00	3496,18	1,00

1. Menentukan Beban Panas

Beban panas dihitung sebagai berikut:

a. *Tube side*

$$T_{in} = 676,717 \text{ K} = 403,717 \text{ °C} \quad T_{out} = 378,418 \text{ K} = 105,418 \text{ °C}$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	CPdT (kJ/Kg.K)	Q (kJ/jam)
N ₂	76163,81	1,0613E+00	24112290,54
CO	347,72	1,0767E+00	111680,16
O ₂	16486,70	9,8293E-01	4834014,72
CO ₂	1534,01	1,0278E+00	470314,58
C ₄ H ₁₀	81,82	2,6993E+00	65881,32
C ₅ H ₁₂	38,14	1,1911E+00	13551,29
H ₂ O	3887,08	1,9794E+00	2295137,39
C ₄ H ₂ O ₃	3842,72	1,6139E+00	1849979,88
Total	102382,00		33752849,88

$$Q \text{ Fluida panas} = 33.752.849,88 \text{ kJ/jam}$$

b. *Shell side*

$$T_1 = 360,41 \text{ K} = 87,41 \text{ °C} \quad T_2 = 663 \text{ K} = 390 \text{ °C}$$

Komponen	Massa (Kg/Jam)	CPdT (kJ/kg.K)	Q (kJ/jam)
N ₂	76163,81	1,06E+00	24429191,70
O ₂	23138,37	9,79E-01	6854409,15
C ₄ H ₁₀	3041,68	2,65E+00	2439012,17
C ₅ H ₁₂	38,14	2,62E+00	30236,85
Total	102382,00		33752849,88

$$Q \text{ Fluida dingin} = 33.752.849,88 \text{ kJ/jam}$$

Dari perhitungan tersebut dapat diketahui beban panas bernilai sama, sehingga kebutuhan panas dari *cold fluid* telah dicukupi oleh *hot fluid*.

2. Menentukan Beda Suhu Rerata (ΔT LMTD)

Beda suhu rerata dihitung sebagai berikut:

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{(T_{in} - T_2) - (T_{out} - T_1)}{\ln \frac{(T_{in} - T_2)}{(T_{out} - T_1)}} = \frac{(676,717 - 663) - (378,41812 - 360,41)}{\ln \frac{(676,717 - 663)}{(378,41812 - 360,41)}} = 15,77 \text{ K}$$

3. Menentukan Luas Transfer Panas Total (A)

840

PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 6. APPROXIMATE OVERALL HEAT TRANSFER COEFFICIENTS
Values include total dirt factors of 0.003 and allowable pressure drops of 8.4 to 16 psi on the cooling stream
Centers

Hot fluid	Cold fluid	Overall U_o
Water	Water	500-600†
Methanol	Water	500-600†
Ammonia	Water	500-600†
Aqueous solutions	Water	300-500‡
Light organics*	Water	75-100
Medium organics†	Water	50-100
Heavy organics‡	Water	5-75§
Gases	Water	5-50¶
Water	Refr.	100-300
Light organics	Refr.	40-100

Distills

Hot fluid	Cold fluid	Overall U_o
Steam	Water	500-700†
Steam	Methanol	500-700†
Steam	Ammonia	500-700†
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 5.0 sp	500-700
Steam	More than 5.0 sp	100-500‡
Steam	Light organics	100-500
Steam	Medium organics	50-100
Steam	Heavy organics	5-50
Steam	Gases	5-50¶

Kondensers

Hot fluid	Cold fluid	Overall U_o
Water	Water	250-500‡
Aqueous solutions	Aqueous solutions	250-500‡
Light organics	Light organics	40-75
Medium organics	Medium organics	20-50
Heavy organics	Heavy organics	10-40
Heavy organics	Light organics	10-50
Light organics	Heavy organics	10-40

* Light organics are fluids with gravities of less than 0.8, including and including benzene, toluene, acetone, ethanol, methyl ethyl ketone, acetic, light kerosene, and naphtha.

† Medium organics are fluids with gravities of 0.8 to 1.0, including and including benzene, toluene, ethyl, butane, and hexane.

‡ Heavy organics are fluids with gravities of 1.0 to 1.3, including and including oil, fuel oil, kerosene, and gas.

§ Dirt factor 0.003.

¶ Pressure drop 15 to 30 psi.

‡ These rates are usually increased by the operating pressure.

Berdasarkan rentang U_d untuk gas di *shell* dan gas di *tube*, yaitu:

$$U_d = 40-75 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$\text{Maka dipilih } U_d = 75 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} = 270 \text{ kJ/jam} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K}$$

Sehingga luas transfer panas total dapat dihitung sebagai berikut:

$$A = \frac{Q}{Ud \cdot \Delta T \cdot LMTD} = \frac{3375284,99 \text{ kJ/jam}}{270 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K} \cdot 15,77\text{K}} = 792,71 \text{ m}^2$$

Berdasarkan luas transfer panasnya, maka alat penukar panas yang dipilih adalah *shell & tube* (syarat penggunaan *double pipe*, $A \leq 10 \text{ m}^2$).

4. Menentukan Dimensi Tube

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	0.613		0.2314	0.639
18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545		

Berdasarkan Tabel 10 *Appendix Kern*, data *tube* yang digunakan sebagai berikut:

- $OD_t = 0,75 \text{ in} = 0,01905 \text{ m}$
- $BWG = 18$
- $ID_t = 0,652 \text{ in} = 0,0165608 \text{ m} = 0,0543 \text{ ft}$
- $At = 0,334 \text{ in}^2 = 0,000215483 \text{ m}^2$
- $at_{in} = 0,1707 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,0520293 \text{ m}^2/\text{m}$
- $at_{out} = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,0598322 \text{ m}^2/\text{m}$

Panjang *tube* standar : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, dan 24 ft.

Dipilih :

- $L = 16 \text{ ft} = 4,8768 \text{ m}$

5. Menentukan Jumlah Tube

Berdasarkan luas transfer panas total, banyaknya *tube* yang digunakan dapat ditentukan

$$\text{sebagai berikut: } N_t = \frac{A}{L \cdot at_{out}} = \frac{792,71 \text{ m}^2}{4,8768 \text{ m} \cdot 0,0598322 \text{ m}^2/\text{m}} = 2716,71$$

APPENDIX XII SHELL TUBE COUNT DATA

These tables are presented for thermal design guidance only. Perry 7th Edition and onwards have removed this table and show methods by calculation. In any event final layout is subject to detailed mechanical design.

TUBE SHEET TUBE HOLE COUNT (Perry Table 11-3)					
Table B 3/4" od tubes on 15/16" triangular pitch					
Shell ID		TEMA L or M			
mm	in	Number of Passes			
		1	2	4	6
203	8	64	48	34	24
254	10	85	72	52	50
305	12	122	114	94	96
337	13.25	151	142	124	112
387	15.25	204	192	166	168
438	17.25	264	254	228	220
489	19.25	332	326	290	280
540	21.25	417	396	364	348
591	23.25	495	478	430	420
635	25	579	554	512	488
686	27	676	648	602	584
737	29	785	762	704	688
787	31	909	878	814	792
838	33	1035	1002	944	920
889	35	1164	1132	1062	1036
940	37	1304	1270	1200	1168
991	39	1460	1422	1338	1320
1067	42	1703	1664	1578	1552
1143	45	1960	1918	1830	1800
1219	48	2242	2196	2106	2060
1372	54	2861	2804	2682	2660
1524	60	3527	3476	3360	3300
1676	66	4292	4228	4088	4044
1829	72	5116	5044	4902	4868
1981	78	6034	5964	5786	5740
2134	84	7005	6934	6766	6680
2286	90	8093	7998	7832	7708
2438	96	9203	9114	8896	8844
2743	108	11696	11618	11336	11268
3048	120	14459	14378	14080	13984

Dari perhitungan tersebut, dapat dipilih jumlah *tube* standar untuk *heat exchanger* pada Tabel 9 Appendix Kern sebagai berikut:

Susunan Tube = Triangular Pitch

PT (*pitch*) = 15/16 in = 0,0238 m

IDs (diameter dalam *shell*) = 54 in = 1,3716 m

$N_t = 2804$

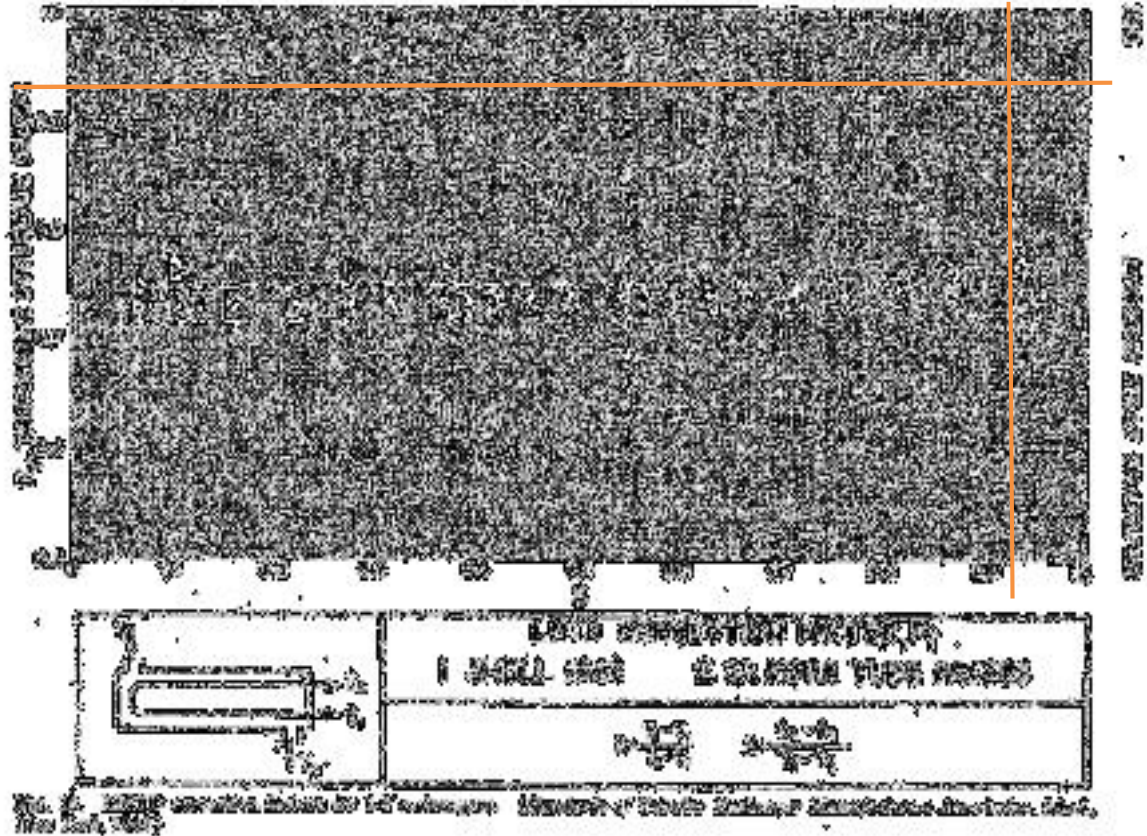
Tube pass = 2

Shell pass = 1

Berdasarkan jumlah *pass* pada *tube* dan *shell*, maka perlu mencari faktor koreksi terhadap ΔT LMTD sebagai berikut:

$$R = \frac{T_{in} - T_{out}}{T_2 - T_1} = \frac{270,567}{274,6} = 0,985$$

$$S = \frac{T_2 - T_1}{T_{in} - T_1} = \frac{274,6}{288,317} = 0,957$$



Dari Fig. 18 *Appendix Kern* diperoleh faktor koreksi $F_T = 0,95$ sehingga:

$$\Delta T \text{ LMTD} = 15,77 \text{ K} \times 0,95 = 14,9815 \text{ K}$$

Sehingga U_d terkoreksi, sebagai berikut:

$$U_d = \frac{Q}{L \cdot a_{out} \cdot N_t \cdot \Delta T \text{ LMTD}} = \frac{33752849,88 \text{ kJ/jam}}{4,8768 \text{ m} \cdot 0,0598322 \frac{\text{m}^2}{\text{m}} \cdot 1918 \cdot 14,9815 \text{ K}} = 2713,8998 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

6. Menentukan Koefisien Perpindahan Panas

a. Kecepatan fluks massa gas pada *tube*

$$W_t = \frac{W_s}{A_t \cdot N_t} = \frac{102382 \text{ kg/jam}}{(0,000215483 \text{ m}^2) \cdot 2804} = 169139,0293 \text{ kg/m}^2.\text{jam} = 34642,3794 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}$$

b. Kondisi gas pada *tube* (fluida panas)

- Viskositas

Komponen	μ_i (kg/m.s)	y_i	BM _i (kg/kmol)	$y_i \mu_i \sqrt{Mw_i}$	$y_i \sqrt{Mw_i}$
N ₂	2,658E-05	0,7439	28	1,0462E-04	3,9364
CO	2,656E-05	0,0033	28	4,7726E-07	0,0180
O ₂	3,094E-05	0,1610	32	2,8180E-05	0,9109
CO ₂	2,446E-05	0,0149	44	2,4310E-06	0,0994
C ₄ H ₁₀	1,675E-05	0,0008	58	1,0194E-07	0,0061
C ₅ H ₁₂	1,195E-05	0,0004	72	3,7778E-08	0,0032
H ₂ O	1,851E-05	0,0379	18	2,9808E-06	0,1611
C ₄ H ₂ O ₃	1,457E-05	0,0375	98	5,4145E-06	0,3715
Σ		1		1,4424E-04	5,5066

$$\mu_{mix} = \frac{\Sigma(y_i \mu_i \sqrt{Mw_i})}{\Sigma(y_i \sqrt{Mw_i})} = \frac{1,4424E-04}{5,5066} = 3,0 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s} = 0,0942 \text{ kg/m.jam}$$

- Konduktivitas *thermal*

Komponen	k_i (W/m.K)	Y_i	$k_i \cdot y_i$ (W/m.K)
N ₂	0,0401	0,7439	0,02983
CO	0,0398	0,0033	0,00014
O ₂	0,0430	0,1610	0,00692
CO ₂	0,0356	0,0149	0,00052
C ₄ H ₁₀	0,0469	0,0008	0,00004
C ₅ H ₁₂	0,0420	0,0004	0,00002
H ₂ O	0,0392	0,0379	0,00149
C ₄ H ₂ O ₃	0,0282	0,0375	0,00106
Σ		1	0,04001

$$k_{mix} = 0,04001 \text{ W/m.K} = 0,14404 \text{ kJ/m.jam.K}$$

- Kapasitas panas

Komponen	C_{pi} (J/g.K)	y_i	$C_{pi} \cdot y_i$ (J/g.K)
N ₂	1,0595	0,7439	0,7882
CO	1,0738	0,0033	0,0036
O ₂	0,9790	0,1610	0,1576
CO ₂	1,0201	0,0149	0,0153
C ₄ H ₁₀	2,6503	0,0008	0,0021
C ₅ H ₁₂	2,6260	0,0004	0,0010
H ₂ O	1,9714	0,0379	0,0748
C ₄ H ₂ O ₃	1,5973	0,0375	0,0599
Σ		1	1,1027

$$C_{p_{mix}} = 1,1027 \text{ J/g.K} = 1,1027 \text{ kJ/kg.K}$$

- Densitas

Komponen	BM (kg/kmol)	Yi	BMi · yi (kg/kmol)
N ₂	28	0,7439	20,8297
CO	28	0,0033	0,0951
O ₂	32	0,1610	5,1530
CO ₂	44	0,0149	0,6593
C ₄ H ₁₀	58	0,0008	0,0464
C ₅ H ₁₂	72	0,0004	0,0268
H ₂ O	18	0,0379	0,6834
C ₄ H ₂ O ₃	98	0,0375	3,6783
Σ		1	31,1719

$$BM_{mix} = 31,1719 \text{ kg/kmol}$$

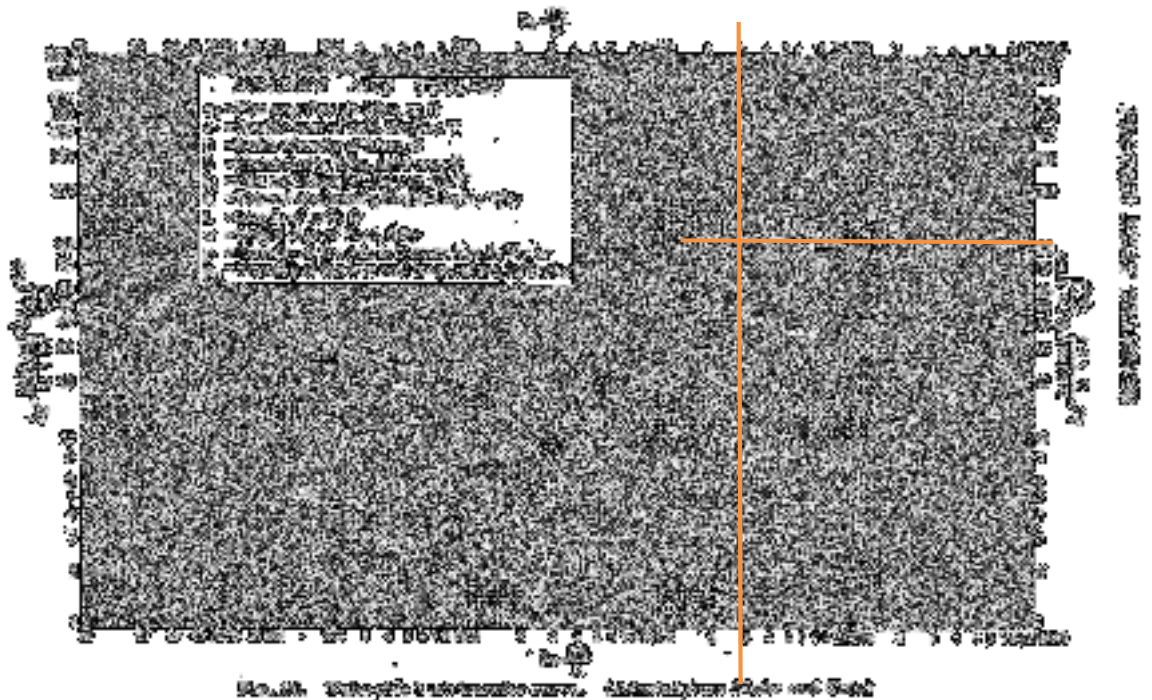
$$\rho_{mix} = \frac{P_1}{R \cdot T_1} \cdot BM_{mix} = \frac{1,708 \text{ atm}}{0,082 \frac{\text{atm} \cdot \text{dm}^3}{\text{mol} \cdot \text{K}} \cdot 676,7 \text{ K}} \cdot 31,1719 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{mix} = 0,9595 \text{ kg/m}^3 = 0,0599 \text{ lb/ft}^3$$

- c. Bilangan Reynold pada *tube*

$$Re_t = \frac{Wt \cdot IDt}{\mu_{mix}} = \frac{169139,0293 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{jam}} \cdot 0,0165608 \text{ m}}{0,0943 \text{ kg/m} \cdot \text{jam}} = 29704,769$$

- d. Koefisien perpindahan panas pada *tube* (hio)



Dari Fig. 24 *Appendix Kern* diperoleh nilai $jh = 120$

$$hi = \frac{jh \cdot k_{mix}}{IDt} \cdot \left[\frac{Cp_{mix} \cdot \mu_{mix}}{k_{mix}} \right]^{\frac{1}{3}} = \frac{120 \cdot 0,14404 \text{ kJ/m} \cdot \text{jam} \cdot \text{K}}{0,0165608 \text{ m}} \cdot \left[\frac{1,1027 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K} \cdot 0,094297 \text{ kg/m} \cdot \text{jam}}{0,14404 \text{ kJ/m} \cdot \text{jam} \cdot \text{K}} \right]^{\frac{1}{3}}$$

$$hi = 936,2731 \text{ kJ/jam} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K}$$

$$h_{io} = h_i \cdot \frac{IDt}{ODt} = 936,2731 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \cdot \frac{0,652 \text{ in}}{0,75 \text{ in}} = 813,9334 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

e. Luas *flow area shell*

$$C' = PT - ODt = ((15/16) - 0,75) \text{ in} = 0,1875 \text{ in} = 0,004763 \text{ m}$$

$$B = 0,3 \times ID_s = 0,3 \times 54 \text{ in} = 16,2 \text{ in} = 0,4115 \text{ m}$$

$$A_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{PT} = \frac{1,3716 \text{ m} \cdot 0,004763 \text{ m} \cdot 0,4115}{0,02381 \text{ m}} = 0,078387 \text{ m}^2$$

f. Kecepatan fluks massa gas pada *shell*

$$G_t = \frac{G}{A_s} = \frac{102382 \text{ kg/jam}}{0,078387 \text{ m}^2} = 891790,06 \text{ kg/m}^2.\text{jam} = 182652,87 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}$$

g. Kondisi gas pada *shell* (fluida dingin)

- Viskositas

Komponen	μ_i (kg/m.s)	y_i	BM_i (kg/kmol)	$y_i \mu_i \sqrt{Mw_i}$	$y_i \sqrt{Mw_i}$
N ₂	2,5979E-05	0,7439	28	1,0227E-04	3,93644
O ₂	3,0223E-05	0,2260	32	3,8639E-05	1,27845
C ₄ H ₁₀	1,6169E-05	0,0297	58	3,6584E-06	0,22626
C ₅ H ₁₂	1,1633E-05	0,0003	72	3,6772E-08	0,00316
Σ		1		1,4460E-04	5,44431

$$\mu_{mix} = \frac{\Sigma(y_i \mu_i \sqrt{Mw_i})}{\Sigma(y_i \sqrt{Mw_i})} = \frac{1,4460E-04}{5,44431} = 2,7E-05 \text{ kg/m.s} = 0,09562 \text{ kg/m.jam}$$

- Konduktivitas *thermal*

Komponen	K_i (W/m.K)	y_i	$k_i \cdot y_i$ (W/m.K)
N ₂	0,03906	0,7439	0,02905
O ₂	0,04180	0,2260	0,00945
C ₄ H ₁₀	0,04429	0,0297	0,00132
C ₅ H ₁₂	0,03966	0,0003	0,00001
Σ		1	0,03984

$$k_{mix} = 0,03984 \text{ W/m.K} = 0,14341 \text{ kJ/m.jam.K}$$

- Kapasitas panas

Komponen	C_{pi} (J/g.K)	y_i	$C_{pi} \cdot y_i$ (J/g.K)
N ₂	1,05747	0,7439	0,78667
O ₂	0,97435	0,2260	0,22020
C ₄ H ₁₀	2,59216	0,0297	0,07701
C ₅ H ₁₂	2,56715	0,0003	0,00095
Σ		1	1,08484

$$C_{p_{mix}} = 1,08484 \text{ J/g.K} = 1,08484 \text{ kJ/kg.K}$$

- Densitas

Komponen	BM (kg/kmol)	yi	BMi . yi (kg/kmol)
N ₂	28	0,7439	20,82970
O ₂	32	0,2260	7,23201
C ₄ H ₁₀	58	0,0297	1,72313
C ₅ H ₁₂	72	0,0003	0,02682
Σ		1	29,81167

$$BM_{mix} = 29,81167 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{mix} = \frac{P_{in}}{R \cdot T_{in}} \cdot BM_{mix} = \frac{2,0 \text{ atm}}{0,082 \frac{\text{atm} \cdot \text{dm}^3}{\text{mol} \cdot \text{K}} \cdot 360,4 \text{ K}} \cdot 29,81167 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{mix} = 2,016 \text{ kg/m}^3 = 0,126 \text{ lb/ft}^3$$

- h. Bilangan Reynold pada *shell*

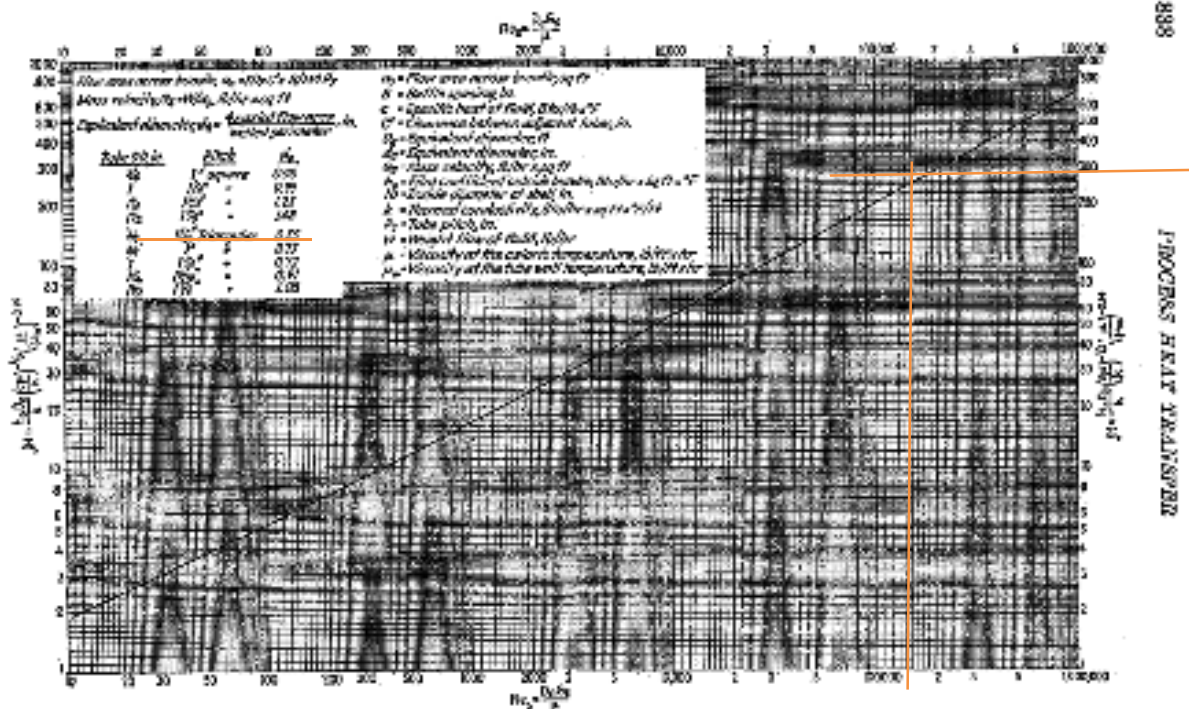


FIG. 28. Shell-side heat-transfer curves for bundles with 25% cut segmental baffles.

Dari Fig. 28 *Appendix Kern* diperoleh $De = 0,55 \text{ in} = 0,01397 \text{ m} = 0,04583 \text{ ft}$

$$Re_s = \frac{G_t \cdot De}{\mu_{mix}} = \frac{891790,0561 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot 0,01397 \text{ m}}{0,0956 \text{ kg/m} \cdot \text{jam}} = 130294,56$$

- i. Koefisien perpindahan panas pada *shell* (h_o)

Dari Fig. 28 *Appendix Kern* diperoleh nilai $jh = 300$

$$h_o = \frac{jh \cdot k_{mix}}{De} \cdot \left[\frac{Cp_{mix} \cdot \mu_{mix}}{k_{mix}} \right]^{\frac{1}{3}} = \frac{300 \cdot 0,146894 \text{ kJ/m} \cdot \text{jam} \cdot \text{K}}{0,01397 \text{ m}} \cdot \left[\frac{1,08484 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K} \cdot 0,0956 \text{ kg/m} \cdot \text{jam}}{0,143407 \text{ kJ/m} \cdot \text{jam} \cdot \text{K}} \right]^{\frac{1}{3}}$$

$$h_o = 2764,42 \text{ kJ/jam} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K}$$

j. Koefisien perpindahan panas *overall* saat bersih (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{(813,9334 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}) \cdot (2764,42 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K})}{(813,9334 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}) + (2764,42 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K})}$$

$$U_c = 6287,9613 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

k. Faktor pengotor (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} = \frac{(6287,9613 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}) - (2713,9 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K})}{(6287,9613 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}) \cdot (2713,9 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K})}$$

$$R_d = 0,000209 \text{ jam.m}^2.\text{K/kJ} = 0,000754 \text{ m}^2.\text{K/W}$$

Dari http://www.hcheattransfer.com/fouling_factors2.html, diketahui faktor pengotor minimal ($R_{d_{min}}$) pada:

Inside tube \rightarrow *Natural Gas* = 0,00035224 $\text{m}^2.\text{K/W}$

Outside tube \rightarrow *Natural Gas* = 0,00035224 $\text{m}^2.\text{K/W}$

$R_{d_{min}} \text{ total} = (0,00035224 + 0,00035224) \text{ m}^2.\text{K/W} = 0,00070448 \text{ m}^2.\text{K/W}$

Jadi $R_d > R_{d_{min}}$ sehingga perancangan *Heat Exchanger* dapat digunakan.

7. Menentukan *Pressure Drop di Tube*

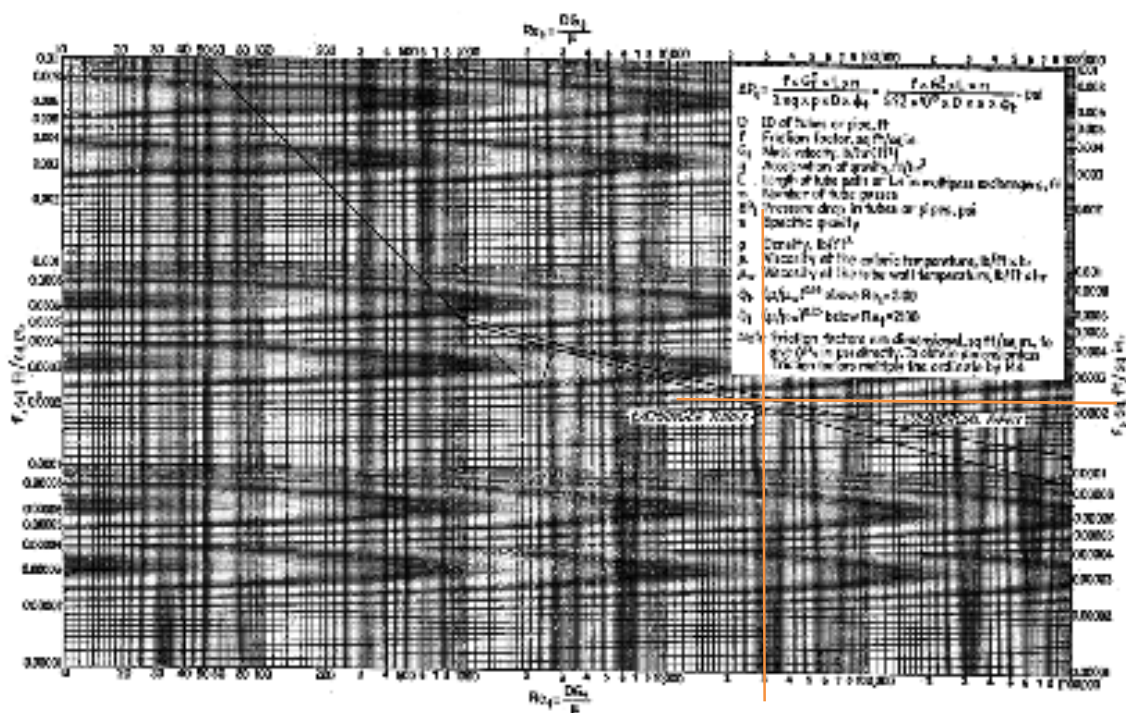


FIG. 26. Tube-side friction factors. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Dari Fig. 26 *Appendix Kern* diperoleh faktor friksi $f = 0,00023 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

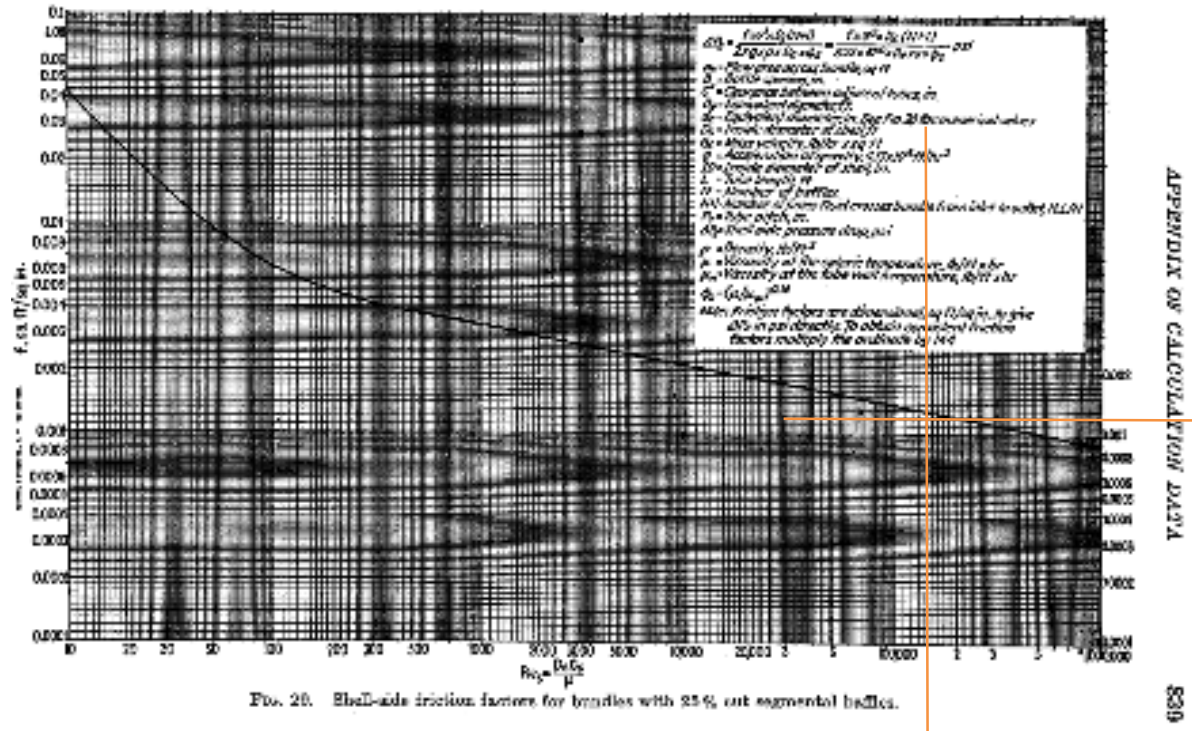
Jumlah *tube pass* (n) = 2

g (percepatan gravitasi) = $4,17 \times 10^8 \text{ ft/jam}^2$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot W t^2 \cdot L \cdot n}{2 \cdot g \cdot \rho_{mix} \cdot ID t} = \frac{0,00023 \cdot (34642,38 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam})^2 \cdot 16 \text{ ft} \cdot 2}{2 \cdot 4,17 \times 10^8 \text{ ft/jam}^2 \cdot 0,0599 \text{ lb/ft}^3 \cdot 0,0543 \text{ ft}} = 0,28244 \text{ psi} = 0,0192 \text{ atm}$$

Diketahui ΔP allowable for gas < 5 psi, jadi $\Delta P_t = \Delta P$ allowable.

8. Menentukan Pressure Drop di Shell



Dari Fig. 29 Appendix Kern diperoleh faktor friksi $f = 0,0015 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

$$\text{Jumlah crosses pada shell } (N+1) = \frac{L}{B} = \frac{4,8768 \text{ m}}{0,4115 \text{ m}} = 14$$

$$g \text{ (percepatan gravitasi)} = 4,17 \times 10^8 \text{ ft/jam}^2$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G t^2 \cdot ID_s \cdot (N+1)}{2 \cdot g \cdot \rho_{mix} \cdot De} = \frac{0,0015 \cdot (182652,87 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam})^2 \cdot 3,75 \text{ ft} \cdot 14}{2 \cdot 4,17 \times 10^8 \text{ ft/jam}^2 \cdot 0,126 \text{ lb/ft}^3 \cdot 0,04583 \text{ ft}}$$

$$\Delta P_s = 0,68997 \text{ psi} = 0,04695 \text{ atm}$$

Diketahui ΔP allowable for gas < 5 psi, jadi $\Delta P_s = \Delta P$ allowable.

RINGKASAN *HEATER* (HE-01)

Fungsi : Memanaskan umpan masuk reaktor menggunakan gas keluar reaktor.

Jenis : *Shell and Tube* 1-2

Mechanical Design :

a. Tube

Bahan	=	<i>stainless steel grade 304</i>
Diameter luar <i>tube</i> , OD _t	= 0,75 in	= 0,01905 m
Diameter dalam <i>tube</i> , ID _t	= 0,652 in	= 0,0165608 m
Panjang <i>tube</i> , L	= 16 ft	= 4,8768 m
Jumlah <i>tube</i>	=	2804
Susunan	=	<i>triangular pitch 15/16 in</i>
<i>Pass</i>	=	2

b. Shell

Bahan	=	<i>stainless steel grade 304</i>
Diameter dalam <i>shell</i> , ID _s	= 54 in	= 1,3716 m
Pitch, PT	= 0,9375 in	= 0,0238 m
<i>Pass</i>	=	1

Suhu Fluida Panas

Suhu masuk, T_{in} = 403,717 °C

Suhu keluar, T_{out} = 105,418°C

Suhu Fluida Dingin

Suhu masuk, T₁ = 87,41 °C

Suhu keluar, T₂ = 390 °C

Koefesien Perpindahan Panas

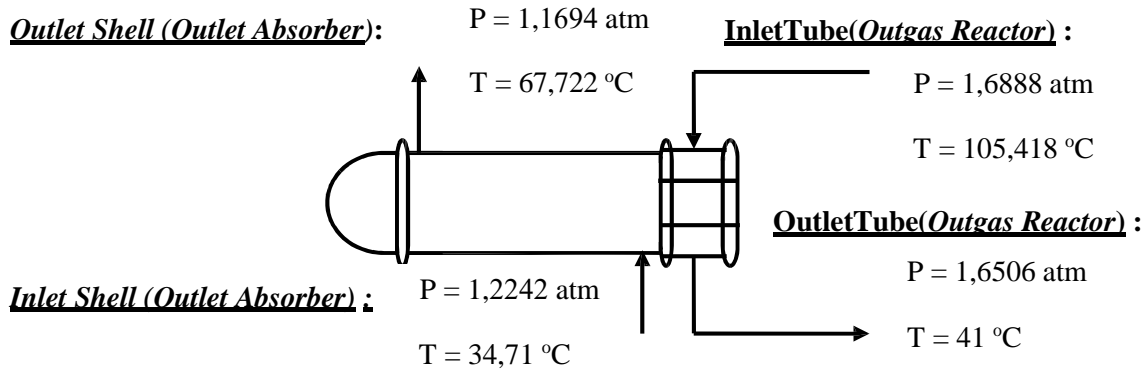
h_i	= 936,273	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
h_{i0}	= 813,933	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
h_o	= 2764,43	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
U_C	= 6287,96	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
U_D	= 2713,90	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
R_D terhitung	= 0,000754	$\text{m}^2.\text{K/W}$
R_D minimum	= 0,000704	$\text{m}^2.\text{K/W}$

Pressure Drop

Pressure Drop tube, ΔP_t = 0,0192 atm

Pressure Drop shell, ΔP_s = 0,0469 atm

HEATER (HE-02)



Fungsi : Memanaskan umpan masuk *stripper* menggunakan gas keluar reaktor.

Jenis : *Shell & Tube* 1-4

Data :

A. Fluida panas, Gas keluar HE-02 (*tube side*)

- T_{in} (suhu masuk HE) = 105,418 °C = 378,418 K
- T_{out} (suhu keluar HE) = 41 °C = 314 K
- P_{in} (tekanan masuk HE) = 1,6888 atm

Berikut komposisi Gas masuk HE pada *tube side* ditunjukkan dibawah ini :

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol
N ₂	76163,81	2720,14	0,77
CO	347,72	12,42	0,00
O ₂	16486,70	515,21	0,15
CO ₂	1534,01	34,86	0,01
C ₄ H ₁₀	81,82	1,41	0,00
C ₅ H ₁₂	38,14	0,53	0,00
H ₂ O	3887,08	215,95	0,06
C ₄ H ₂ O ₃	3842,72	39,21	0,01
Total	102382,00	3539,73	1,00

B. Fluida dingin, Cairan Keluar Absorber (*Shell side*)

- T_1 (suhu masuk) = 34,71 °C = 307,71 K
- T_2 (suhu keluar) = 67,722 °C = 340,722 K
- P_1 (tekanan masuk) = 1,2242 atm

Berikut komposisi gas masuk HE pada *shell side* ditunjukkan dibawah ini :

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol
C ₇ H ₈	12296,71	133,66	0,65
C ₆ H ₁₂ O	3341,50	33,41	0,16
C ₄ H ₂ O ₃	3787,88	38,65	0,19
Total	19426,08	205,73	1,00

1. Menentukan Beban Panas

Beban panas dihitung sebagai berikut:

a. *Tube side*

$$T_{in} = 378,418 \text{ K} = 105,418 \text{ °C} \quad T_{out} = 314 \text{ K} = 41 \text{ °C}$$

Komponen	Massa(Kg/jam)	CPDT (kJ/Kg.K)	Q(kJ/jam)
N ₂	76163,81	9,6157E-02	471777,04
CO	347,72	1,0434E+00	23371,56
O ₂	16486,70	1,5115E-02	16052,74
CO ₂	1534,01	1,2184E-01	12039,97
C ₄ H ₁₀	81,82	5,7105E-01	3009,82
C ₅ H ₁₂	38,14	4,0836E-01	1003,30
H ₂ O	3887,08	1,8740E-02	4692,46
C ₄ H ₂ O ₃	3842,72	1,2756E+00	315762,45
Total	102382,00		847709,34

$$Q \text{ Fluida panas} = 847.709,34 \text{ kJ/jam}$$

b. *Shell side*

$$T_1 = 307,71 \text{ K} = 34,71 \text{ °C} \quad T_2 = 340,722 \text{ K} = 67,722 \text{ °C}$$

Komponen	Massa (Kg/Jam)	CPdT (kJ/kg.K)	Q(kJ/jam)
C ₇ H ₈	12296,71	1,28E+00	519609,45
C ₆ H ₁₂ O	3341,50	1,58E+00	174291,70
C ₄ H ₂ O ₃	3787,88	1,23E+00	153808,19
Total	19426,08		847709,34

$$Q \text{ Fluida dingin} = 847.709,34 \text{ kJ/jam}$$

Dari perhitungan tersebut dapat diketahui beban panas bernilai sama, sehingga kebutuhan panas dari *cold fluid* telah dicukupi oleh *hot fluid*.

2. Menentukan Beda Suhu Rerata (ΔT LMTD)

Beda suhu rerata dihitung sebagai berikut:

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{(T_{in} - T_2) - (T_{out} - T_1)}{\ln \frac{(T_{in} - T_2)}{(T_{out} - T_1)}} = \frac{(378,418 - 340,722) - (314 - 307,71)}{\ln \frac{(378,418 - 340,722)}{(314 - 307,71)}} = 17,54 \text{ K}$$

3. Menentukan Luas Transfer Panas Total (A)

440

PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 6. APPROXIMATE CRUDE-OIL THERMAL CONDUCTIVITIES

Values include total film factors of 0.003 and allowable pressure drops of 8 to 10 psi on the controlling stream (Water)

Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Water	Water	600-800
Methanol	Water	700-800
Ammonia	Water	700-800
Aqueous solutions	Water	300-500
Light organics*	Water	75-100
Medium organics†	Water	50-100
Heavy organics‡	Water	5-70
Gases	Water	5-50
Water	Refr.	100-300
Light organics	Refr.	40-100

Distills

Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Steam	Water	800-1000
Steam	Methanol	900-1000
Steam	Ammonia	900-1000
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 50 wt	600-700
Steam	More than 50 wt	100-200
Steam	Light organics	100-300
Steam	Medium organics	50-100
Steam	Heavy organics	5-50
Steam	Gases	5-50

Refluxing

Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Water	Water	200-300
Aqueous solutions	Aqueous solutions	200-300
Light organics	Light organics	40-75
Medium organics	Medium organics	20-50
Heavy organics	Heavy organics	10-40
Heavy organics	Light organics	20-50
Light organics	Heavy organics	10-40

* Light organics are fluids with viscosities of less than 0.5 centipoise and include benzene, toluene, acetone, ethanol, methyl ethyl ketone, acetone, light kerosene, and naphtha.

† Medium organics have viscosities of 0.5 to 1.0 centipoise and include kerosene, motor oil, butane oil, kerosene oil, and some grades.

‡ Heavy organics have viscosities above 1.0 centipoise and include oil, fuel oil, fuel oil, kerosene, and some grades.

§ Ethyl ester 0.003.

¶ Hexane dec 10 to 100 psi.

** These values are usually influenced by the operating pressure.

Berdasarkan rentang U_d untuk gas di *shell* dan gas di *tube*, yaitu:

$$U_d = 40-75 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$\text{Maka dipilih } U_d = 75 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} = 270 \text{ kJ/jam} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K}$$

Sehingga luas transfer panas total dapat dihitung sebagai berikut:

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}} = \frac{847709,34 \text{ kJ/jam}}{270 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K} \cdot 17,54 \text{ K}} = 179,011 \text{ m}^2$$

Berdasarkan luas transfer panasnya, maka alat penukar panas yang dipilih adalah *shell & tube* (syarat penggunaan *double pipe*, $A \leq 10 \text{ m}^2$).

4. Menentukan Dimensi Tube

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
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	0.613	0.2314	0.639	
18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545		

Berdasarkan Tabel 10 *Appendix Kern*, data *tube* yang digunakan sebagai berikut:

- ODT = 0,75 in = 0,01905 m
- BWG = 18
- IDt = 0,652 in = 0,0165608 m = 0,0543 ft
- At = 0,334 in² = 0,000215483 m²
- at_{in} = 0,1707 ft²/ft = 0,0520293 m²/m
- at_{out} = 0,1963 ft²/ft = 0,0598322 m²/m

Panjang *tube* standar : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, dan 24 ft.

Dipilih : L = 16 ft = 4,8768 m

5. Menentukan Jumlah Tube

Berdasarkan luas transfer panas total, banyaknya *tube* yang digunakan dapat ditentukan

$$\text{sebagai berikut: } N_t = \frac{A}{L \cdot at_{out}} = \frac{179,011 \text{ m}^2}{4,8768 \text{ m} \cdot 0,0598322 \text{ m}^2/\text{m}} = 762,14784$$

842

PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 9. TUBE-SHEET LAYOUTS (TUBE COUNTS).—(Continued)
Triangular Pitch

¾ in. OD tubes on 1½/16-in. triangular pitch						¾ in. OD tubes on 1-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13¼	127	114	96	90	86	13¼	109	106	86	82	74
15¼	170	160	140	136	128	15¼	151	138	122	118	110
17¼	239	224	194	188	178	17¼	203	196	178	172	166
19¼	301	282	252	244	234	19¼	262	250	226	216	210
21¼	361	342	314	306	290	21¼	316	302	278	272	260
23¼	442	420	386	378	364	23¼	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	1104	1072	37	1074	1044	1012	986	870
39	1377	1330	1258	1248	1212	39	1206	1176	1128	1100	1078

Dari perhitungan tersebut, dapat dipilih jumlah *tube* standar untuk *heat exchanger* pada

Tabel 9 *Appendix Kern* sebagai berikut:

Susunan Tube = *Triangular Pitch*

$$PT \text{ (pitch)} = 1 \text{ in} = 0,0254 \text{ m}$$

$$IDs \text{ (diameter dalam shell)} = 39 \text{ in} = 0,9906 \text{ m} = 3,25 \text{ ft}$$

$$N_t = 1128$$

$$\text{Tube pass} = 4$$

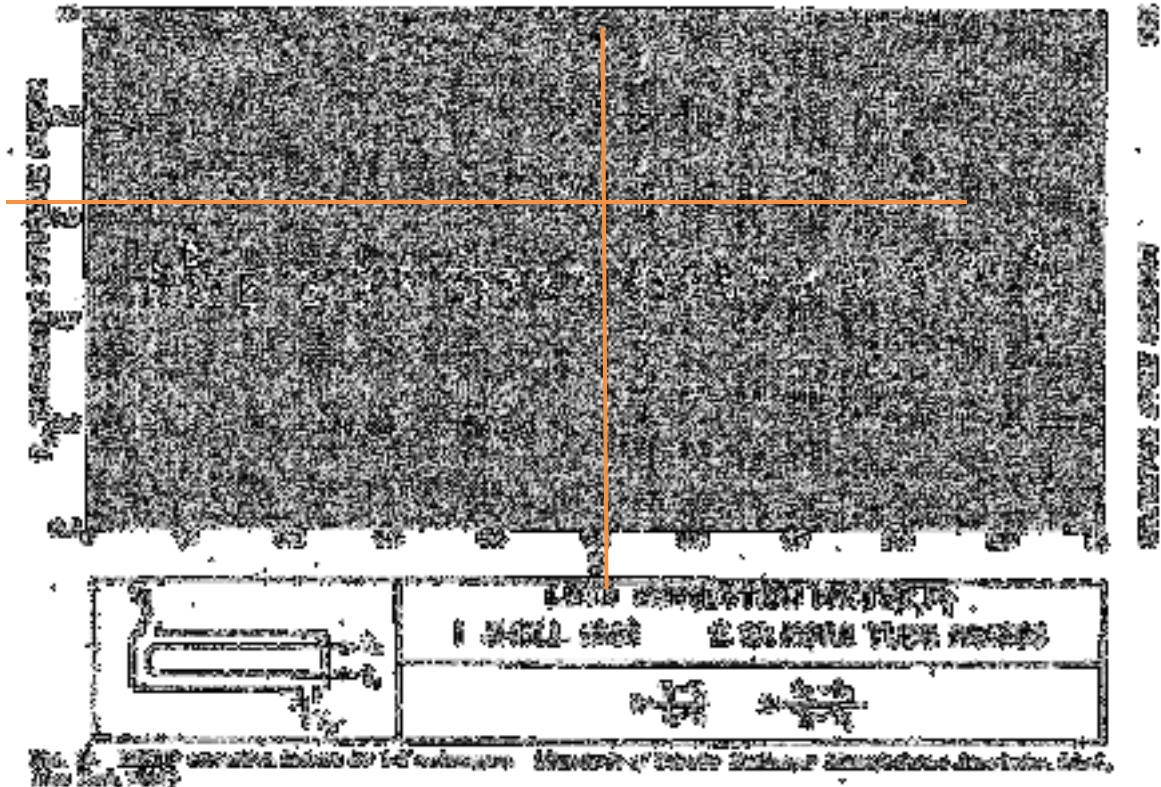
$$\text{Shell pass} = 1$$

Berdasarkan jumlah *pass* pada *tube* dan *shell*, maka perlu mencari faktor koreksi terhadap

ΔT LMTD sebagai berikut:

$$R = \frac{T_{in} - T_{out}}{T_2 - T_1} = \frac{65,7}{33,9} = 1,94$$

$$S = \frac{T_2 - T_1}{T_{in} - T_1} = \frac{33,9}{67} = 0,51$$



Dari Fig. 18 *Appendix Kern* diperoleh faktor koreksi $F_T = 0,83$ sehingga:

$$\Delta T_{LMTD} = 17,54 \text{ K} \times 0,83 = 14,56 \text{ K}$$

Sehingga U_d terkoreksi, sebagai berikut:

$$U_d = \frac{Q}{L \cdot a_{t_{out}} \cdot N_t \cdot \Delta T_{LMTD}} = \frac{847709,34 \text{ kJ/jam}}{4,8768 \text{ m} \cdot 0,0598322 \frac{\text{m}^2}{\text{m}} \cdot 1128 \cdot 14,56 \text{ K}} = 219,794 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

6. Menentukan Koefisien Perpindahan Panas

a. Kecepatan fluks massa gas pada *tube*

$$W_t = \frac{W_s}{A_t \cdot N_t} = \frac{102382 \text{ kg/jam}}{(0,000215483 \text{ m}^2) \cdot 1128} = 287596,3281 \text{ kg/m}^2.\text{jam} = 8904,3296 \text{ lb/ft}^2.\text{ja}$$

b. Kondisi gas pada *tube* (fluida panas)

- Viskositas

Komponen	μ_i (kg/m.s)	y_i	BM_i (kg/kmol)	$y_i \mu_i \sqrt{Mw_i}$	$y_i \sqrt{Mw_i}$
N ₂	1,951E-05	0,7439	28	7,679E-05	3,9364
CO	1,920E-05	0,0033	28	3,450E-07	0,0180
O ₂	2,251E-05	0,1610	32	2,051E-05	0,9109
CO ₂	1,712E-05	0,0149	44	1,702E-06	0,0994
C ₄ H ₁₀	1,037E-05	0,0008	58	6,311E-08	0,0061
C ₅ H ₁₂	8,139E-06	0,0004	72	2,573E-08	0,0032
H ₂ O	1,096E-05	0,0379	18	1,766E-06	0,1611
C ₄ H ₂ O ₃	9,097E-06	0,0375	98	3,380E-06	0,3715
Σ		1		1,046E-04	5,5066

$$\mu_{\text{mix}} = \frac{\sum(y_i \mu_i \sqrt{Mw_i})}{\sum(y_i \sqrt{Mw_i})} = \frac{1,151\text{E}-04}{5,5066} = 1,9 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s} = 0,06837 \text{ kg/m.jam}$$

- Konduktivitas *thermal*

Komponen	ki (W/m.K)	Yi	ki . yi (W/m.K)
N ₂	0,02803	0,7439	0,02086
CO	0,02784	0,0033	0,00009
O ₂	0,02941	0,1610	0,00474
CO ₂	0,02063	0,0149	0,00031
C ₄ H ₁₀	0,02142	0,0008	0,00002
C ₅ H ₁₂	0,01940	0,0004	0,00001
H ₂ O	0,02275	0,0379	0,00086
C ₄ H ₂ O ₃	0,01439	0,0375	0,00054
Σ		1	0,02742

$$k_{\text{mix}} = 0,02742 \text{ W/m.K} = 0,099 \text{ kJ/m.jam.K}$$

- Kapasitas panas

Komponen	Cpi (J/g.K)	yi	Cpi . yi (J/g.K)
N ₂	1,0410	0,7439	0,7744
CO	1,0434	0,0034	0,0035
O ₂	0,9306	0,1610	0,1499
CO ₂	0,9067	0,0150	0,0136
C ₄ H ₁₀	1,9385	0,0008	0,0015
C ₅ H ₁₂	1,9098	0,0004	0,0007
H ₂ O	1,8841	0,0379	0,0715
C ₄ H ₂ O ₃	1,2756	0,0375	0,0479
Σ		1	1,0631

$$C_{p_{\text{mix}}} = 1,0631 \text{ J/g.K} = 1,0631 \text{ kJ/kg.K}$$

- Densitas

Komponen	BM (kg/kmol)	Yi	BMi . yi (kg/kmol)
N ₂	28	0,7439	20,8297
CO	28	0,0034	0,0951
O ₂	32	0,1610	5,1530
CO ₂	44	0,0150	0,6593
C ₄ H ₁₀	58	0,0008	0,0464
C ₅ H ₁₂	72	0,0004	0,0268
H ₂ O	18	0,0380	0,6834
C ₄ H ₂ O ₃	98	0,0375	3,6783
Σ		1	31,1719

$$BM_{\text{mix}} = 31,1719 \text{ kg/kmol}$$

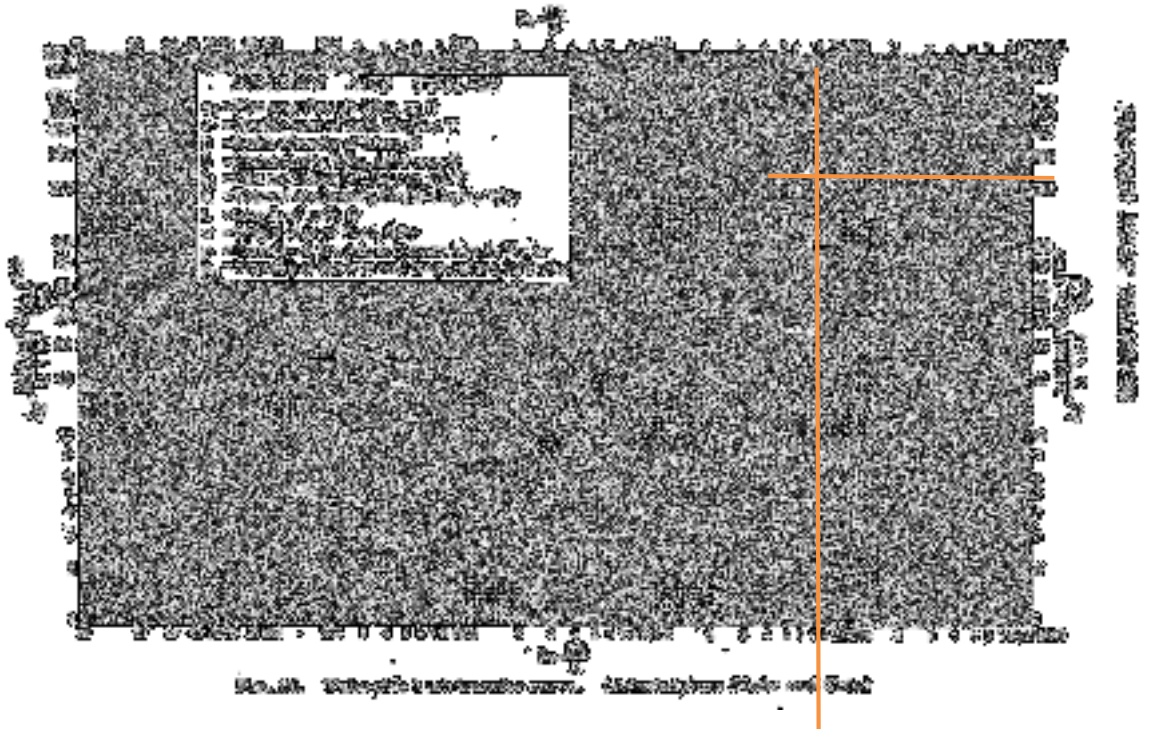
$$\rho_{mix} = \frac{P_1}{R \cdot T_1} \cdot BM_{mix} = \frac{1,6888 \text{ atm}}{0,082 \frac{\text{atm} \cdot \text{dm}^3}{\text{mol} \cdot \text{K}} \cdot 378,418 \text{ K}} \cdot 31,1719 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{mix} = 1,957 \text{ kg/m}^3 = 0,122 \text{ lb/ft}^3$$

c. Bilangan Reynold pada *tube*

$$Re_t = \frac{Wt \cdot IDt}{\mu_{mix}} = \frac{287596,32813 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{jam}} \cdot 0,01656 \text{ m}}{0,06837 \text{ kg/m} \cdot \text{jam}} = 69664,83096$$

d. Koefisien perpindahan panas pada *tube* (hio)



Dari Fig. 24 *Appendix Kern* diperoleh nilai $jh = 280$

$$hi = \frac{jh \cdot k_{mix}}{IDt} \cdot \left[\frac{Cp_{mix} \cdot \mu_{mix}}{k_{mix}} \right]^{\frac{1}{3}} = \frac{280 \cdot 0,09872 \text{ kJ/m} \cdot \text{jam} \cdot \text{K}}{0,01656 \text{ m}} \cdot \left[\frac{1,06309 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K} \cdot 0,06837 \text{ kg/m} \cdot \text{jam}}{0,09872 \text{ kJ/m} \cdot \text{jam} \cdot \text{K}} \right]^{\frac{1}{3}}$$

$$hi = 1507,16926 \text{ kJ/jam} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K}$$

$$hio = hi \cdot \frac{IDt}{ODt} = 1507,16926 \text{ kJ/jam} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K} \cdot \frac{0,652 \text{ in}}{0,75 \text{ in}} = 1310,2325 \text{ kJ/jam} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K}$$

e. Luas *flow area shell*

$$C' = PT - ODt = (1 - 0,75) \text{ in} = 0,25 \text{ in} = 0,00635 \text{ m}$$

$$B = 0,3 \times IDs = 0,3 \times 39 \text{ in} = 11,7 \text{ in} = 0,29718 \text{ m}$$

$$As = \frac{IDs \cdot C' \cdot B}{PT} = \frac{0,9906 \text{ m} \cdot 0,00635 \text{ m} \cdot 0,29718 \text{ m}}{0,0254 \text{ m}} = 0,07359 \text{ m}^2$$

f. Kecepatan fluks massa gas pada *shell*

$$G_t = \frac{G}{A_s} = \frac{19426,08 \text{ kg/jam}}{0,0736 \text{ m}^2} = 179393,441 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam} = 36742,647 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

g. Kondisi gas pada *shell* (fluida dingin)

- Viskositas

Komponen	μ_i (kg/m.s)	y_i	BM_i (kg/kmol)	$y_i \mu_i \sqrt{Mw_i}$	$y_i \sqrt{Mw_i}$
C ₇ H ₈	4,025E-04	0,6359	92	2,4549E-03	6,0996
C ₆ H ₁₂ O	4,470E-04	0,1728	100	7,7243E-04	1,7281
C ₄ H ₂ O ₃	1,754E-03	0,1913	98	3,3218E-03	1,8934
Σ		1		6,5492E-03	9,7211

$$\mu_{mix} = \frac{\Sigma(y_i \mu_i \sqrt{Mw_i})}{\Sigma(y_i \sqrt{Mw_i})} = \frac{0,00655}{9,72110} = 0,00067 \text{ kg/m.s} = 2,42535 \text{ kg/m.jam}$$

- Konduktivitas *thermal*

Komponen	K_i (W/m.K)	y_i	$k_i \cdot y_i$ (W/m.K)
C ₇ H ₈	0,03004	0,63593	0,01910
C ₆ H ₁₂ O	0,03116	0,17281	0,00538
C ₄ H ₂ O ₃	0,03868	0,19127	0,00740
Σ		1	0,03188

$$k_{mix} = 0,03188 \text{ W/m.K} = 0,11479 \text{ kJ/m.jam.K}$$

- Kapasitas panas

Komponen	C_{pi} (J/g.K)	y_i	$C_{pi} \cdot y_i$ (J/g.K)
C ₇ H ₈	1,76626	0,63593	1,12321
C ₆ H ₁₂ O	2,29858	0,17281	0,39721
C ₄ H ₂ O ₃	1,71026	0,19127	0,32712
Σ		1	1,84754

$$C_{p_{mix}} = 1,84754 \text{ J/g.K} = 1,84754 \text{ kJ/kg.K}$$

- Densitas

Komponen	BM (kg/kmol)	y_i	$BM_i \cdot y_i$ (kg/kmol)
C ₇ H ₈	92	0,63593	58,50526
C ₆ H ₁₂ O	100	0,17281	17,28062
C ₄ H ₂ O ₃	98	0,19127	18,74418
Σ		1	94,53005

$$BM_{mix} = 94,53005 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{mix} = \frac{P_{in}}{R \cdot T_{in}} \cdot BM_{mix} = \frac{1,2242 \text{ atm}}{0,082 \frac{\text{atm} \cdot \text{dm}^3}{\text{mol} \cdot \text{K}} \cdot 307,71 \text{ K}} \cdot 94,53005 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{mix} = 7,282 \text{ kg/m}^3 = 0,454 \text{ lb/ft}^3$$

h. Bilangan Reynold pada *shell*

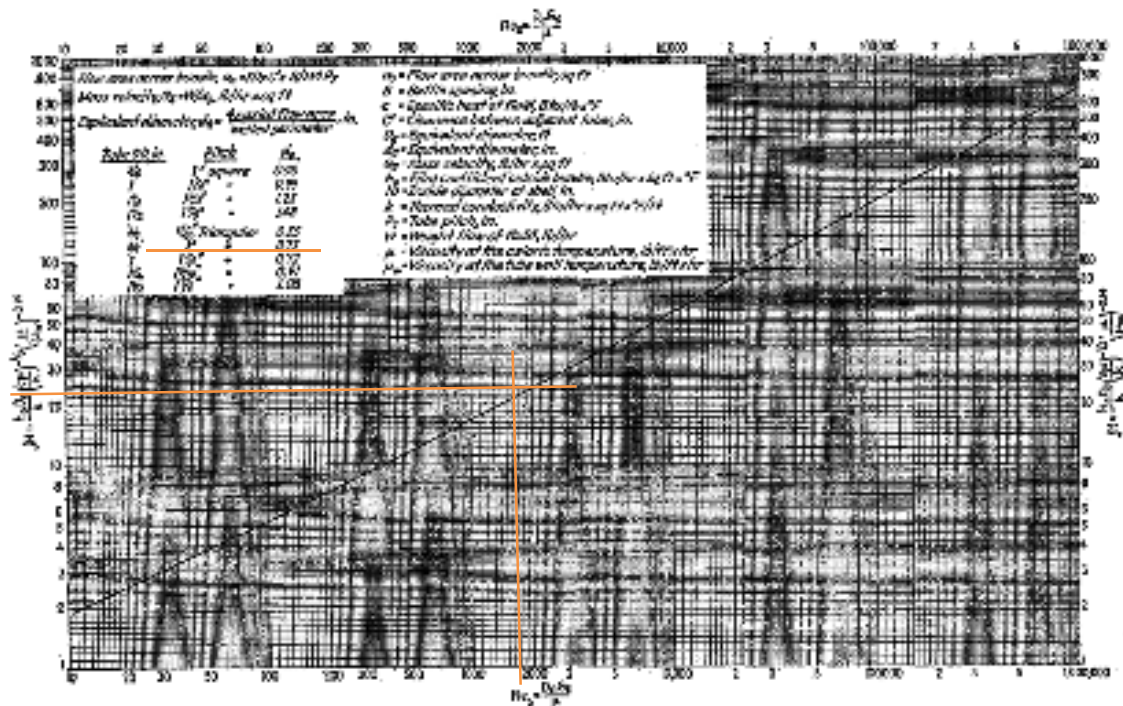


FIG. 28. Shell-side heat-transfer curves for bundles with 25% one segmented baffles.

Dari Fig. 28 *Appendix Kern* diperoleh $De = 0,73 \text{ in} = 0,018542 \text{ m} = 0,0608 \text{ ft}$

$$Re_s = \frac{Gt \cdot De}{\mu_{mix}} = \frac{179393,441 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot 0,0185 \text{ m}}{2,42535 \text{ kg/m} \cdot \text{jam}} = 1371,48041$$

i. Koefisien perpindahan panas pada *shell* (h_o)

Dari Fig. 28 *Appendix Kern* diperoleh nilai $jh = 25$

$$h_o = \frac{jh \cdot k_{mix}}{De} \cdot \left[\frac{Cp_{mix} \cdot \mu_{mix}}{k_{mix}} \right]^{\frac{1}{3}} = \frac{25 \cdot 0,11479 \text{ kJ/m} \cdot \text{jam} \cdot \text{K}}{0,01854 \text{ m}} \cdot \left[\frac{1,84754 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K} \cdot 2,42535 \text{ kg/m} \cdot \text{jam}}{0,11479 \text{ kJ/m} \cdot \text{jam} \cdot \text{K}} \right]^{\frac{1}{3}}$$

$$h_o = 525,01137 \text{ kJ/jam} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K}$$

j. Koefisien perpindahan panas *overall* saat bersih (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{(1310,23248 \text{ kJ/jam} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K}) \cdot (525,01137 \text{ kJ/jam} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K})}{(1310,23248 \text{ kJ/jam} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K}) + (525,01137 \text{ kJ/jam} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K})}$$

$$U_c = 3748,20459 \text{ kJ/jam} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K}$$

k. Faktor pengotor (Rd)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} = \frac{(3748,20459 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}) - (219,794 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K})}{(3748,20459 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}) \cdot (219,794 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K})}$$

$$R_d = 0,00428 \text{ jam.m}^2.\text{K/kJ} = 0,01542 \text{ m}^2.\text{K/W}$$

Diketahui faktor pengotor minimal ($R_{d_{\min}}$) pada:

$$\text{Inside tube} \rightarrow \text{Natural Gas} = 0,00035224 \text{ m}^2.\text{K/W}$$

$$\text{Outside tube} \rightarrow \text{Light Organics} = 0,00017600 \text{ m}^2.\text{K/W}$$

$$R_{d_{\min}} \text{ total} = (0,00035224 + 0,00017600) \text{ m}^2.\text{K/W} = 0,00052836 \text{ m}^2.\text{K/W}$$

Jadi $R_d > R_{d_{\min}}$ sehingga perancangan *Heat Exchanger* dapat digunakan.

7. Menentukan Pressure Drop di Tube

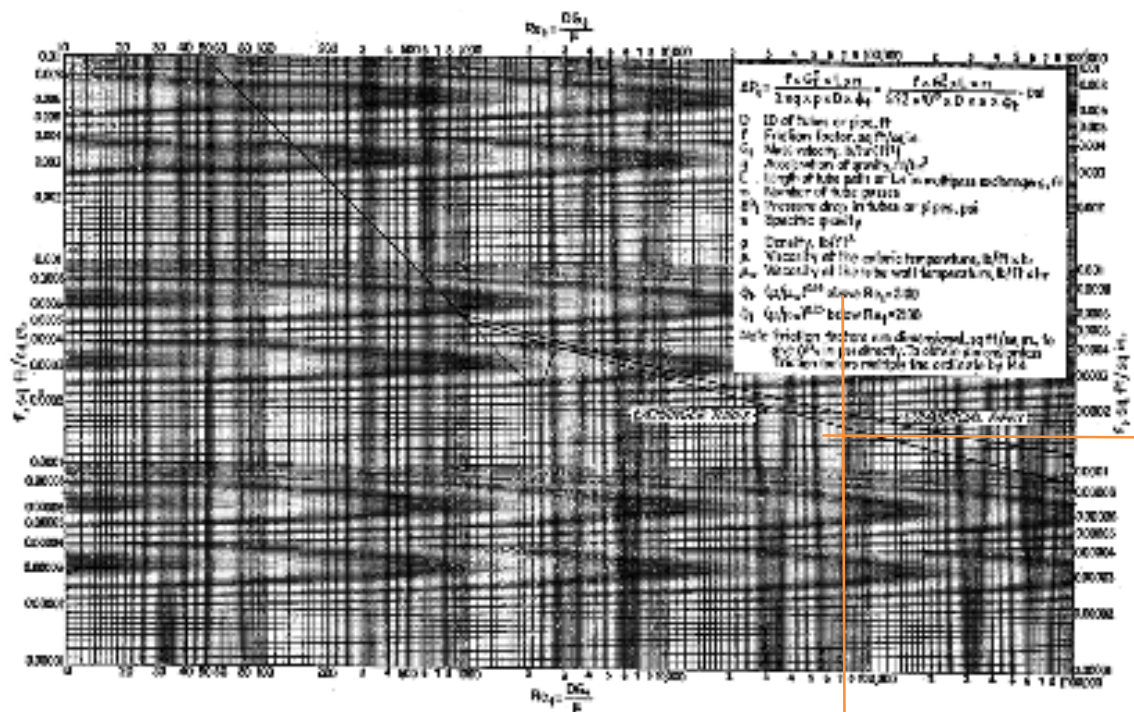


FIG. 26. Tube-side friction factors. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Dari Fig. 26 Appendix Kern diperoleh faktor friksi $f = 0,00014 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

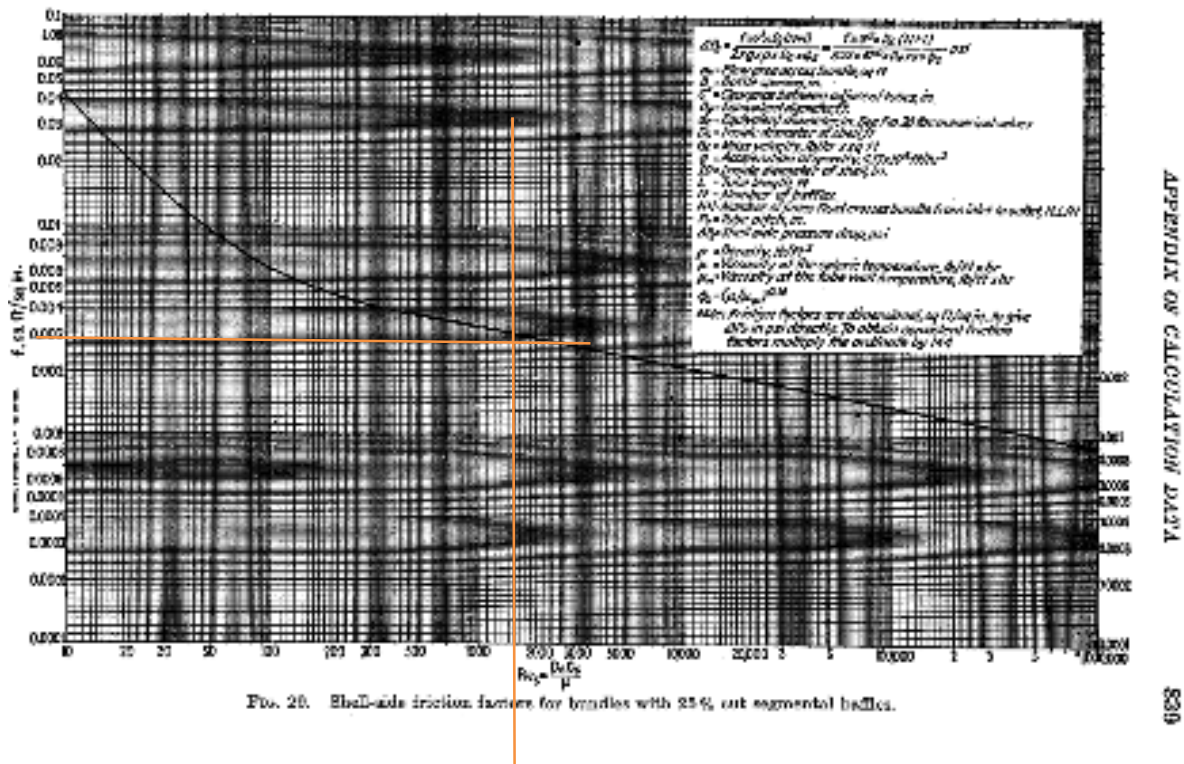
Jumlah *tube pass* (n) = 4

g (percepatan gravitasi) = $4,17 \times 10^8 \text{ ft/jam}^2$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot W_t^2 \cdot L \cdot n}{2 \cdot g \cdot \rho_{\text{mix}} \cdot \text{ID}t} = \frac{0,00017 \cdot (58904,33 \text{ lb/ft}^2.\text{jam})^2 \cdot 16 \text{ ft} \cdot 4}{2 \cdot 4,17 \times 10^8 \text{ ft/jam}^2 \cdot 0,1221 \text{ lb/ft}^3 \cdot 0,0543 \text{ ft}} = 0,5618 \text{ psi} = 0,0382 \text{ atm}$$

Diketahui $\Delta P_{\text{allowable for gas}} < 5 \text{ psi}$, jadi $\Delta P_t < \Delta P_{\text{allowable}}$.

8. Menentukan *Pressure Drop* di *Shell*



Dari Fig. 29 *Appendix Kern* diperoleh faktor friksi $f = 0,0029 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

$$\text{Jumlah crosses pada shell } (N+1) = \frac{L}{B} = \frac{4,8768 \text{ m}}{0,2972 \text{ m}} = 16$$

$$g \text{ (percepatan gravitasi)} = 4,17 \times 10^8 \text{ ft/jam}^2$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G t^2 \cdot I D_s \cdot (N+1)}{2 \cdot g \cdot \rho_{mix} \cdot D_e} = \frac{0,0029 \cdot (36742,6470 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam})^2 \cdot 3,25 \text{ ft} \cdot 16}{2 \cdot 4,17 \times 10^8 \text{ ft/jam}^2 \cdot 0,4544 \text{ lb/ft}^3 \cdot 0,0608 \text{ ft}}$$

$$\Delta P_s = 0,8058 \text{ psi} = 0,0548 \text{ atm}$$

Diketahui $\Delta P \text{ allowable for liquid} < 10 \text{ psi}$, jadi $\Delta P_s < \Delta P \text{ allowable}$.

RINGKASAN *HEATER* (HE-02)

Fungsi : Memanaskan umpan masuk *stripper* menggunakan gas keluar reaktor.

Jenis : *Shell and Tube* 1-4

Mechanical Design :

a. Tube

Bahan = *stainless steel grade 304*

Diameter luar *tube*, OD_t = 0,75 in = 0,01905 m

Diameter dalam *tube*, ID_t = 0,652 in = 0,01656 m

Panjang *tube*, L = 16 ft = 4,8768 m

Jumlah *tube* = 1128

Susunan = *triangular pitch 1 in*

Pass = 4

b. Shell

Bahan = *stainless steel grade 304*

Diameter dalam *shell*, ID_s = 39 in = 0,9906 m

Pitch, PT = 1 in = 0,0254 m

Pass = 1

Suhu Fluida Panas

Suhu masuk, T_{in} = 105,418 °C

Suhu keluar, T_{out} = 41 °C

Suhu Fluida Dingin

Suhu masuk, T_1 = 34,71 °C

Suhu keluar, T_2 = 67,722 °C

Koefesien Perpindahan Panas

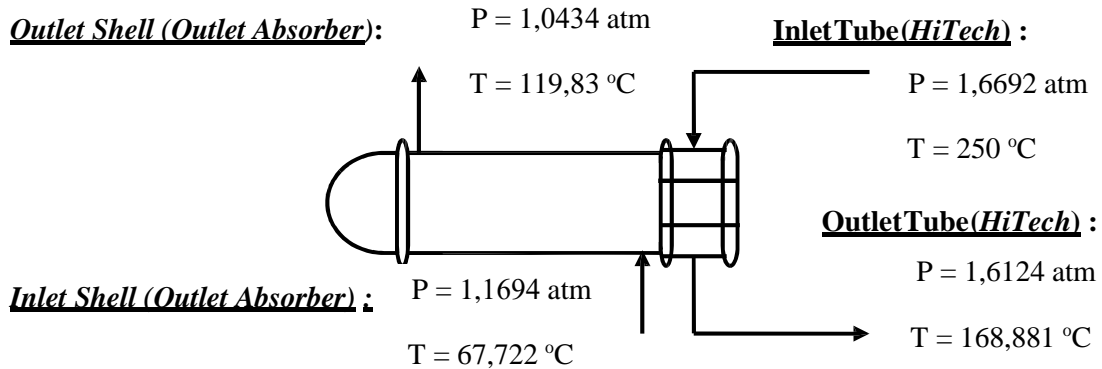
h_i	= 1507,168	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
h_{io}	= 1310,232	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
h_o	= 525,0114	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
U_C	= 3748,205	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
U_D	= 219,794	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
R_D terhitung	= 0,015419	$\text{m}^2.\text{K/W}$
R_D minimum	= 0,000528	$\text{m}^2.\text{K/W}$

Pressure Drop

Pressure Drop tube, ΔP_t = 0,0382 atm

Pressure Drop shell, ΔP_s = 0,0548 atm

HEATER (HE-03)



Fungsi : Memanaskan umpan masuk *stripper* menggunakan HiTech dari reaktor.

Jenis : *Shell & Tube* 1-4

Data :

A. Fluida panas, HiTech (*tube side*)

- T_{in} (suhu masuk HE) = 250 °C = 523 K
- T_{out} (suhu keluar HE) = 168,881 °C = 441,881 K
- P_{in} (tekanan masuk HE) = 1,6692 atm

Berikut komposisi Gas masuk HE pada *tube side* ditunjukkan dibawah ini :

$$\text{Laju alir} = 10000 \text{ kg/jam} = 114,142 \text{ kmol/jam}$$

B. Fluida dingin, Cairan Keluar Absorber (*Shell side*)

- T_1 (suhu masuk) = 67,722 °C = 340,722 K
- T_2 (suhu keluar) = 119,83 °C = 392,83 K
- P_1 (tekanan masuk) = 1,1694 atm

Berikut komposisi gas masuk HE pada *shell side* ditunjukkan dibawah ini :

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Mol (Kmol/Jam)	Fraksi Mol
C ₇ H ₈	12296,71	133,66	0,65
C ₆ H ₁₂ O	3341,50	33,41	0,16
C ₄ H ₂ O ₃	3787,88	38,65	0,19
Total	19426,08	205,73	1,00

1. Menentukan Beban Panas

Beban panas dihitung sebagai berikut:

a. *Tube side*

$$T_{in} = 523 \text{ K} = 250 \text{ °C} \quad T_{out} = 441,881 \text{ K} = 168,881 \text{ °C}$$

Komponen	Mhitech (Kg/jam)	CPdT (kJ/Kg.K)	Q (kJ/jam)
Hitech	10000	1,8166	1473614,43

Q Fluida panas = 1.473.614,43 kJ/jam

b. *Shell side*

$$T_1 = 340,722 \text{ K} = 67,722 \text{ }^\circ\text{C} \quad T_2 = 392,83 \text{ K} = 119,83 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	Massa (Kg/Jam)	CPdT (kJ/kg.K)	Q (kJ/jam)
C ₇ H ₈	12296,71	1,42E+00	909874,89
C ₆ H ₁₂ O	3341,50	1,73E+00	301225,67
C ₄ H ₂ O ₃	3787,88	1,33E+00	262513,87
Total	19426,08		1473614,43

Q Fluida dingin = 1.473.614,43 kJ/jam

Dari perhitungan tersebut dapat diketahui beban panas bernilai sama, sehingga kebutuhan panas dari *cold fluid* telah dicukupi oleh *hot fluid*.

2. Menentukan Beda Suhu Rerata (ΔT LMTD)

Beda suhu rerata dihitung sebagai berikut:

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{(T_{in} - T_2) - (T_{out} - T_1)}{\ln \frac{(T_{in} - T_2)}{(T_{out} - T_1)}} = \frac{(523 - 392,83) - (441,881 - 340,722)}{\ln \frac{(523 - 392,83)}{(441,881 - 340,722)}} = 115,0556 \text{ K}$$

3. Menentukan Luas Transfer Panas Total (A)

PROSES UNIT PROPOSED

TABLE 3. Arrangement of Heat Exchanger
Units to meet the heat duties of the cold and hot fluids (assumed duty of 3 to 10 per unit)
in the synthesis system.

Hot fluid	Cold fluid	Duty (kW)
Water	Water	500-2500
Hydrogen	Water	200-2000
Acetylene	Water	500-2000
Acetylene solution	Water	500-2000
Light naphtha	Water	20-100
Medium naphtha	Water	20-100
Heavy naphtha	Water	2-100
Crude	Water	2-200
Water	Water	200-2000
Light naphtha	Water	20-100

Heat ex		
Hot fluid	Cold fluid	Duty (kW)
Water	Water	200-2000
Hydro	Hydrogen	200-2000
Hydro	Acetylene	200-2000
Hydro	Acetylene solution	200-2000
Hydro	Light naphtha	20-100
Hydro	Medium naphtha	20-100
Hydro	Heavy naphtha	2-100
Hydro	Crude	2-100

Cooling water		
Hot fluid	Cold fluid	Duty (kW)
Water	Water	500-2500
Acetylene solution	Acetylene solution	200-2000
Light naphtha	Light naphtha	20-100
Medium naphtha	Medium naphtha	20-100
Heavy naphtha	Heavy naphtha	2-100
Light naphtha	Light naphtha	20-100

* Heat transfer area (m²) = Q / (U * ΔT) where U is overall heat transfer coefficient, ΔT is LMTD.
 † Heat transfer area (m²) = Q / (U * ΔT) where U is overall heat transfer coefficient, ΔT is LMTD.
 ‡ Heat transfer area (m²) = Q / (U * ΔT) where U is overall heat transfer coefficient, ΔT is LMTD.
 § Heat transfer area (m²) = Q / (U * ΔT) where U is overall heat transfer coefficient, ΔT is LMTD.
 ¶ Heat transfer area (m²) = Q / (U * ΔT) where U is overall heat transfer coefficient, ΔT is LMTD.
 ** Heat transfer area (m²) = Q / (U * ΔT) where U is overall heat transfer coefficient, ΔT is LMTD.
 †† Heat transfer area (m²) = Q / (U * ΔT) where U is overall heat transfer coefficient, ΔT is LMTD.
 ††† Heat transfer area (m²) = Q / (U * ΔT) where U is overall heat transfer coefficient, ΔT is LMTD.
 †††† Heat transfer area (m²) = Q / (U * ΔT) where U is overall heat transfer coefficient, ΔT is LMTD.

Berdasarkan rentang Ud untuk gas di *shell* dan gas di *tube*, yaitu:

$$U_d = 40-100 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$$

$$\text{Maka dipilih } U_d = 40 \text{ W/m}^2\cdot\text{K} = 144 \text{ kJ/jam}\cdot\text{m}^2\cdot\text{K}$$

Sehingga luas transfer panas total dapat dihitung sebagai berikut:

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}} = \frac{1473614,43 \text{ kJ/jam}}{144 \text{ kJ/jam}\cdot\text{m}^2\cdot\text{K} \cdot 115,0556 \text{ K}} = 88,9434 \text{ m}^2$$

Berdasarkan luas transfer panasnya, maka alat penukar panas yang dipilih adalah *shell & tube* (syarat penggunaan *double pipe*, $A \leq 10 \text{ m}^2$).

4. Menentukan Dimensi Tube

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
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	0.613	0.2314	0.639	
18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545		

Berdasarkan Tabel 10 *Appendix Kern*, data *tube* yang digunakan sebagai berikut:

- $OD_t = 0,75 \text{ in} = 0,01905 \text{ m}$
- $BWG = 18$
- $ID_t = 0,652 \text{ in} = 0,0165608 \text{ m} = 0,0543 \text{ ft}$
- $At = 0,334 \text{ in}^2 = 0,000215483 \text{ m}^2$
- $at_{in} = 0,1707 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,0520293 \text{ m}^2/\text{m}$

- $at_{out} = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,0598322 \text{ m}^2/\text{m}$

Panjang *tube* standar : 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, dan 24 ft.

Dipilih : $L = 16 \text{ ft} = 4,8768 \text{ m}$

5. Menentukan Jumlah *Tube*

Berdasarkan luas transfer panas total, banyaknya *tube* yang digunakan dapat ditentukan

sebagai berikut:
$$Nt = \frac{A}{L \cdot at_{out}} = \frac{88,9434 \text{ m}^2}{4,8768 \text{ m} \cdot 0,0598322 \text{ m}^2/\text{m}} = 167,7591$$

842

PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 9. TUBE-SHEET LAYOUTS (TUBE COUNTS).—(Continued)
Triangular Pitch

¾ in. OD tubes on 1½/16-in. triangular pitch						¾ in. OD tubes on 1-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13¼	127	114	96	90	86	13¼	109	106	86	82	74
15¼	170	160	140	136	128	15¼	151	138	122	118	110
17¼	239	224	194	188	178	17¼	203	196	178	172	166
19¼	301	282	252	244	234	19¼	262	250	226	216	210
21¼	361	342	314	306	290	21¼	316	302	278	272	260
23¼	442	420	386	378	364	23¼	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	1104	1072	37	1074	1044	1012	986	870
39	1377	1330	1258	1248	1212	39	1206	1176	1128	1100	1078

Dari perhitungan tersebut, dapat dipilih jumlah *tube* standar untuk *heat exchanger* pada

Tabel 9 Appendix Kern sebagai berikut:

Susunan *Tube* = *Triangular Pitch*

PT (*pitch*) = 1 in = 0,0254 m

IDs (diameter dalam *shell*) = 17,25 in = 0,4382 m

$Nt = 178$

Tube pass = 4

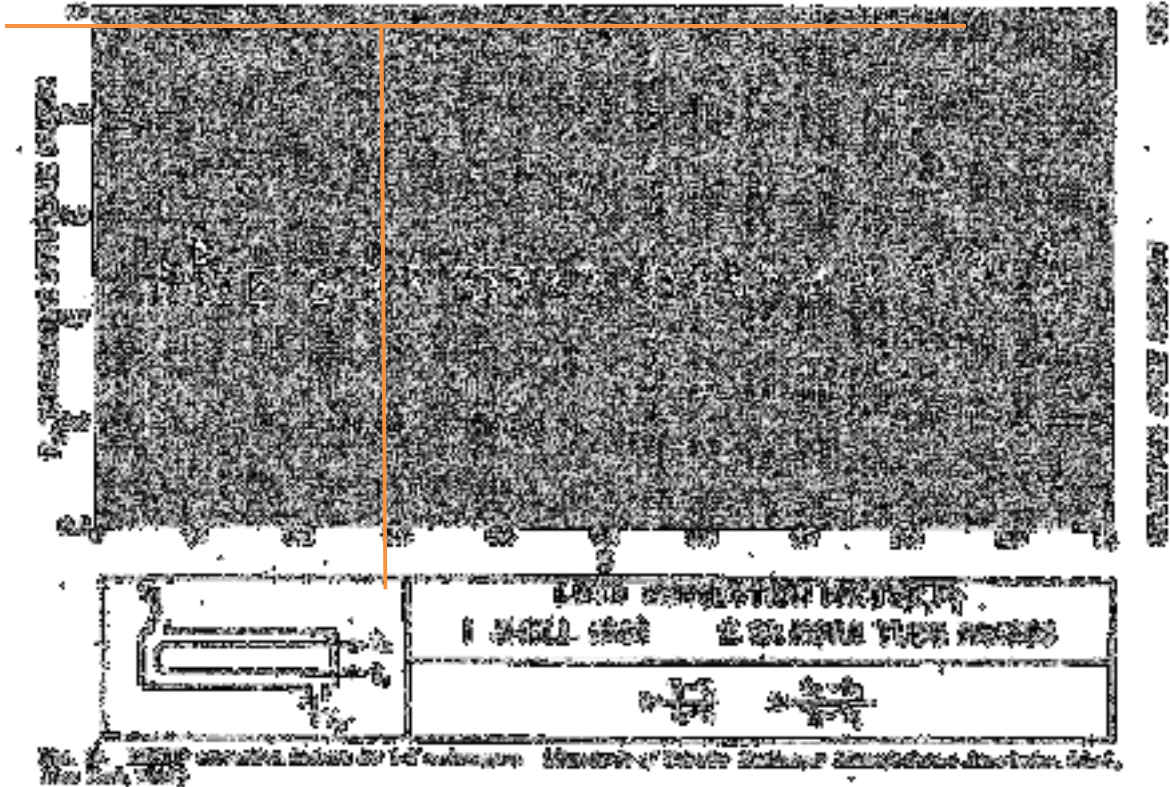
Shell pass = 1

Berdasarkan jumlah *pass* pada *tube* dan *shell*, maka perlu mencari faktor koreksi terhadap

ΔT LMTD sebagai berikut:

$$R = \frac{T_{in} - T_{out}}{T_2 - T_1} = \frac{50}{47,126} = 1,061$$

$$S = \frac{T_2 - T_1}{T_{in} - T_1} = \frac{47,126}{177,4} = 0,266$$



Dari Fig. 18 *Appendix Kern* diperoleh faktor koreksi $F_T = 0,985$ sehingga:

$$\Delta T_{LMTD} = 115,0556 \text{ K} \times 0,985 = 113,3298 \text{ K}$$

Sehingga U_d terkoreksi, sebagai berikut:

$$U_d = \frac{Q}{L \cdot a_{out} \cdot N_t \cdot \Delta T_{LMTD}} = \frac{1473614,43 \text{ kJ/jam}}{4,8768 \text{ m} \cdot 0,0598322 \frac{\text{m}^2}{\text{m}} \cdot 178 \cdot 113,3298 \text{ K}} = 137,782 \text{ kJ/jam} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K}$$

6. Menentukan Koefisien Perpindahan Panas

a. Kecepatan fluks massa gas pada *tube*

$$W_t = \frac{W_s}{A_t \cdot N_t} = \frac{10000 \text{ kg/jam}}{(0,000215483 \text{ m}^2) \cdot 178} = 260715,0474 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam} = 53398,6132 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{ja}$$

b. Kondisi gas pada *tube* (fluida panas)

- Viskositas

Komponen	μ_i (kg/m.s)	y_i	BM_i (kg/kmol)	$y_i \mu_i \sqrt{Mw_i}$	$y_i \sqrt{Mw_i}$
Hitech	0,0015	1	87,61	0,01404	9,36002
Σ		1		0,01404	9,36002

$$\mu_{mix} = \frac{\Sigma(y_i \mu_i \sqrt{Mw_i})}{\Sigma(y_i \sqrt{Mw_i})} = \frac{0,01404}{9,36002} = 0,0015 \text{ kg/m.s} = 5,4 \text{ kg/m.jam}$$

- Konduktivitas *thermal*

Komponen	k_i (W/m.K)	y_i	$k_i \cdot y_i$ (W/m.K)
Hitech	43,23943	1	43,23943
Σ		1	43,23943

$$k_{mix} = 43,23943 \text{ W/m.K} = 155,66195 \text{ kJ/m.jam.K}$$

- Kapasitas panas

Komponen	C _{pi} (J/g.K)	y _i	C _{pi} · y _i (J/g.K)
Hitech	1,8166	1	1,8166
Σ		1	1,8166

$$C_{p_{mix}} = 1,8166 \text{ J/g.K} = 1,8166 \text{ kJ/kg.K}$$

- Densitas

Komponen	BM (kg/kmol)	y _i	B _{Mi} · y _i (kg/kmol)
Hitech	87,61	1	87,61
Σ		1	87,61

$$BM_{mix} = 31,1719 \text{ kg/kmol}$$

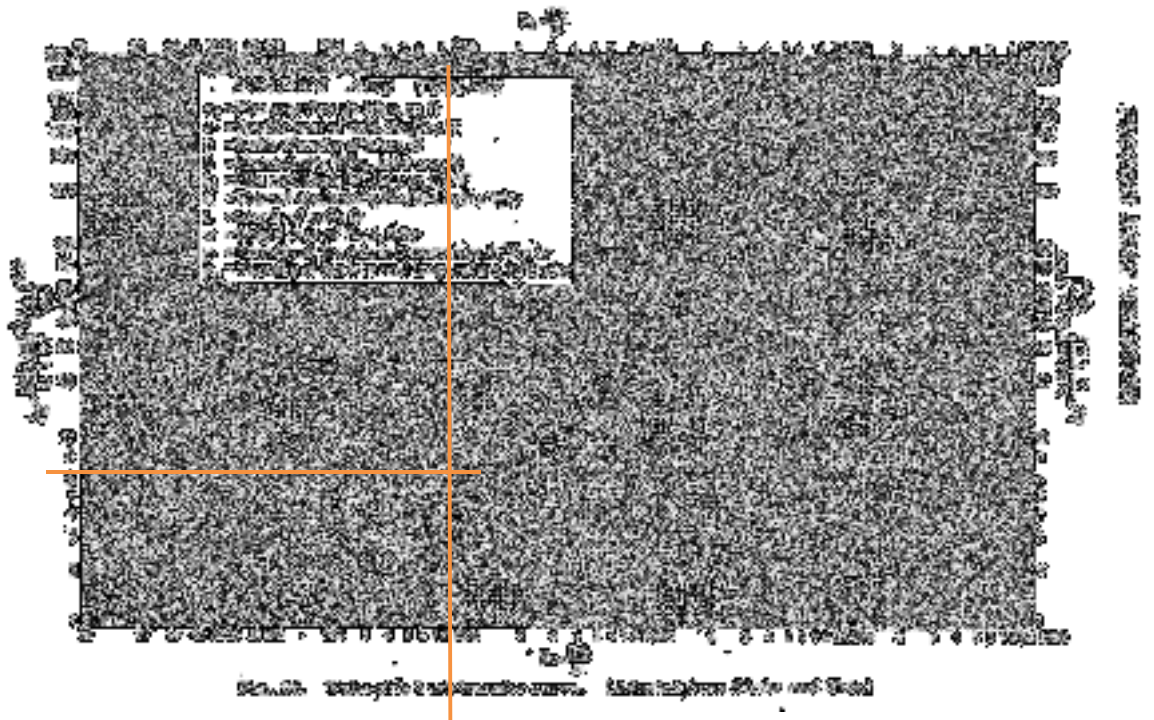
$$\rho_{mix} = \frac{P_1}{R \cdot T_1} \cdot BM_{mix} = \frac{1,6692 \text{ atm}}{0,082 \frac{\text{atm} \cdot \text{dm}^3}{\text{mol} \cdot \text{K}} \cdot 523 \text{ K}} \cdot 87,61 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{mix} = 4,02041 \text{ kg/m}^3 = 0,25086 \text{ lb/ft}^3$$

- c. Bilangan Reynold pada *tube*

$$Re_t = \frac{Wt \cdot IDt}{\mu_{mix}} = \frac{260715,0474 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{jam}} \cdot 0,01656 \text{ m}}{5,4 \text{ kg/m.jam}} = 799,565$$

- d. Koefisien perpindahan panas pada *tube* (hio)



Dari Fig. 24 *Appendix Kern* diperoleh nilai $j_h = 7,5$

$$h_i = \frac{j_h \cdot k_{mix}}{IDt} \cdot \left[\frac{Cp_{mix} \cdot \mu_{mix}}{k_{mix}} \right]^{\frac{1}{3}} = \frac{7,5 \cdot 155,66195 \text{ kJ/m.jam.K}}{0,01656 \text{ m}} \cdot \left[\frac{1,8166 \text{ kJ/kg.K} \cdot 5,4 \text{ kg/m.jam}}{155,66195 \text{ kJ/m.jam.K}} \right]^{\frac{1}{3}}$$

$$h_i = 28053,41948 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

$$h_{io} = h_i \cdot \frac{IDt}{ODt} = 28053,41948 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \cdot \frac{0,652 \text{ in}}{0,75 \text{ in}} = 24387,77267 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

e. Luas *flow area shell*

$$C' = PT - ODt = (1 - 0,75) \text{ in} = 0,25 \text{ in} = 0,00635 \text{ m}$$

$$B = 0,3 \times ID_s = 0,3 \times 17,25 \text{ in} = 5,175 \text{ in} = 0,13145 \text{ m}$$

$$A_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{PT} = \frac{0,43815 \text{ m} \cdot 0,00635 \text{ m} \cdot 0,13145 \text{ m}}{0,0254 \text{ m}} = 0,01440 \text{ m}^2$$

f. Kecepatan fluks massa gas pada *shell*

$$G_t = \frac{G}{A_s} = \frac{19426,08 \text{ kg/jam}}{0,01440 \text{ m}^2} = 916975,1691 \text{ kg/m}^2.\text{jam} = 187811,1862 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}$$

g. Kondisi gas pada *shell* (fluida dingin)

- Viskositas

Komponen	μ_i (kg/m.s)	y_i	BM_i (kg/kmol)	$y_i \mu_i \sqrt{Mw_i}$	$y_i \sqrt{Mw_i}$
C ₇ H ₈	2,891E-04	0,6359	92	1,7636E-03	6,0996
C ₆ H ₁₂ O	3,142E-04	0,1728	100	5,4300E-04	1,7281
C ₄ H ₂ O ₃	1,046E-03	0,1913	98	1,9800E-03	1,8934
Σ		1		4,2866E-03	9,7211

$$\mu_{mix} = \frac{\Sigma(y_i \mu_i \sqrt{Mw_i})}{\Sigma(y_i \sqrt{Mw_i})} = \frac{0,00429}{9,72110} = 0,00044 \text{ kg/m.s} = 1,58745 \text{ kg/m.jam}$$

- Konduktivitas *thermal*

Komponen	K_i (W/m.K)	y_i	$k_i \cdot y_i$ (W/m.K)
C ₇ H ₈	0,02817	0,63593	0,01791
C ₆ H ₁₂ O	0,02917	0,17281	0,00504
C ₄ H ₂ O ₃	0,03633	0,19127	0,00695
Σ		1	0,02990

$$k_{mix} = 0,02990 \text{ W/m.K} = 0,10765 \text{ kJ/m.jam.K}$$

- Kapasitas panas

Komponen	C _{pi} (J/g.K)	y _i	C _{pi} · y _i (J/g.K)
C ₇ H ₈	1,85305	0,63593	1,17840
C ₆ H ₁₂ O	2,43190	0,17281	0,42025
C ₄ H ₂ O ₃	1,81498	0,19127	0,34715
Σ		1	1,94580

$$C_{p_{mix}} = 1,94580 \text{ J/g.K} = 1,94580 \text{ kJ/kg.K}$$

- Densitas

Komponen	BM (kg/kmol)	y _i	BM _i · y _i (kg/kmol)
C ₇ H ₈	92	0,63593	58,50526
C ₆ H ₁₂ O	100	0,17281	17,28062
C ₄ H ₂ O ₃	98	0,19127	18,74418
Σ		1	94,53005

$$BM_{mix} = 94,53005 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{mix} = \frac{P_{in}}{R \cdot T_{in}} \cdot BM_{mix} = \frac{1,1694 \text{ atm}}{0,082 \frac{\text{atm} \cdot \text{dm}^3}{\text{mol} \cdot \text{K}} \cdot 340,722 \text{ K}} \cdot 94,53005 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{mix} = 6,3853 \text{ kg/m}^3 = 0,3984 \text{ lb/ft}^3$$

- h. Bilangan Reynold pada *shell*

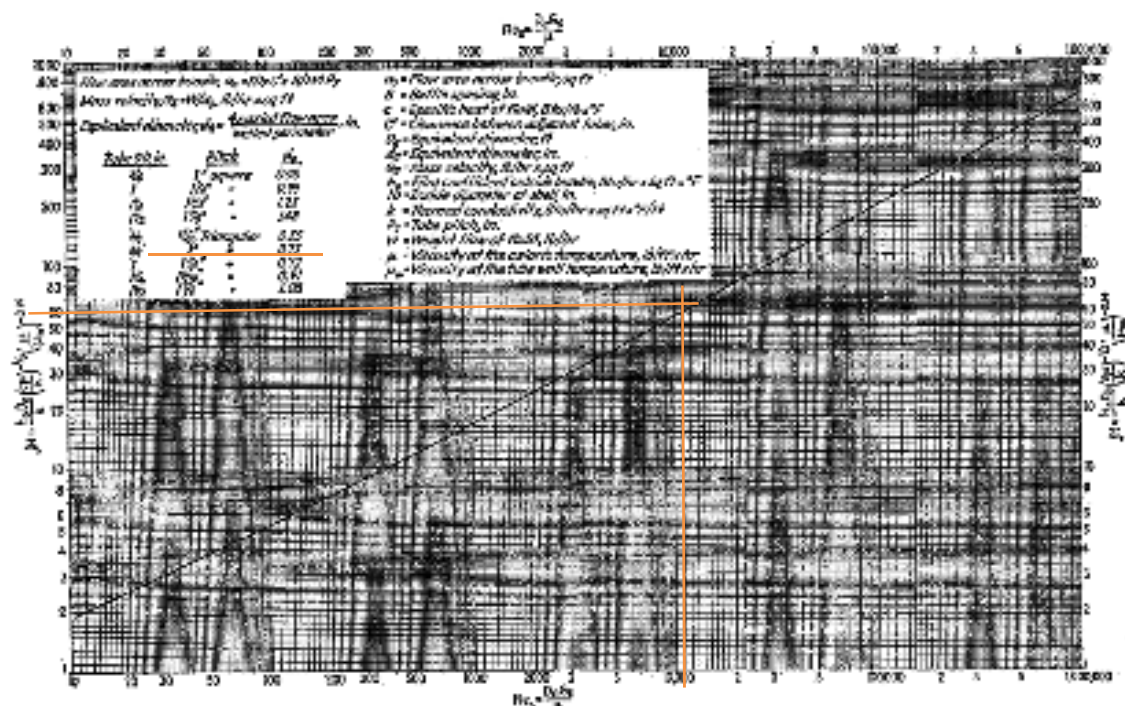


FIG. 28. Shell-side heat-transfer curves for bundles with 25% cut segmental baffles.

Dari Fig. 28 *Appendix Kern* diperoleh $De = 0,73 \text{ in} = 0,018542 \text{ m} = 0,0608 \text{ ft}$

$$Re_s = \frac{Gt \cdot De}{\mu_{mix}} = \frac{916975,1691 \text{ kg/m}^2\text{.jam} \cdot 0,0185 \text{ m}}{1,58745 \text{ kg/m.jam}} = 10710,6075$$

i. Koefisien perpindahan panas pada *shell* (h_o)

Dari Fig. 28 *Appendix Kern* diperoleh nilai $j_h = 60$

$$h_o = \frac{j_h \cdot k_{mix}}{De} \cdot \left[\frac{Cp_{mix} \cdot \mu_{mix}}{k_{mix}} \right]^{\frac{1}{3}} = \frac{60 \cdot 0,10765 \text{ kJ/m.jam.K}}{0,01854 \text{ m}} \cdot \left[\frac{1,94580 \text{ kJ/kg.K} \cdot 1,58745 \text{ kg/m.jam}}{0,10765 \text{ kJ/m.jam.K}} \right]^{\frac{1}{3}}$$

$$h_o = 1066,43277 \text{ kJ/jam.m}^2\text{.K}$$

j. Koefisien perpindahan panas *overall* saat bersih (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{(24387,77267 \text{ kJ/jam.m}^2\text{.K}) \cdot (1066,43277 \text{ kJ/jam.m}^2\text{.K})}{(24387,77267 \text{ kJ/jam.m}^2\text{.K}) + (1066,43277 \text{ kJ/jam.m}^2\text{.K})}$$

$$U_c = 10217,5336 \text{ kJ/jam.m}^2\text{.K}$$

k. Faktor pengotor (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} = \frac{(10217,5336 \text{ kJ/jam.m}^2\text{.K}) - (137,782 \text{ kJ/jam.m}^2\text{.K})}{(10217,5336 \text{ kJ/jam.m}^2\text{.K}) \cdot (137,782 \text{ kJ/jam.m}^2\text{.K})}$$

$$R_d = 0,00716 \text{ jam.m}^2\text{.K/kJ} = 0,02578 \text{ m}^2\text{.K/W}$$

Diketahui faktor pengotor minimal ($R_{d_{min}}$) pada:

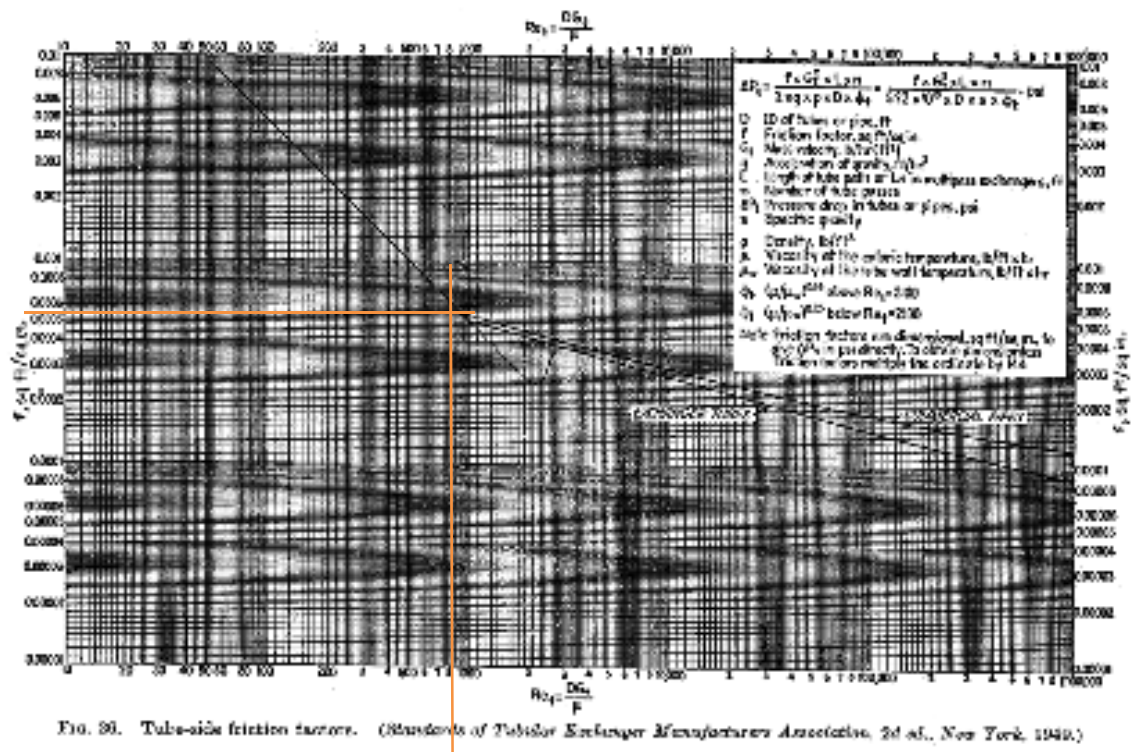
$$\text{Inside tube} \rightarrow \text{Anorganic Liquid} = 0,00017610 \text{ m}^2\text{.K/W}$$

$$\text{Outside tube} \rightarrow \text{Light Organics} = 0,00017600 \text{ m}^2\text{.K/W}$$

$$R_{d_{min}} \text{ total} = (0,00017610 + 0,00017600) \text{ m}^2\text{.K/W} = 0,00035210 \text{ m}^2\text{.K/W}$$

Jadi $R_d > R_{d_{min}}$ sehingga perancangan *Heat Exchanger* dapat digunakan.

7. Menentukan *Pressure Drop di Tube*



Dari Fig. 26 *Appendix Kern* diperoleh faktor friksi $f = 0,00052 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

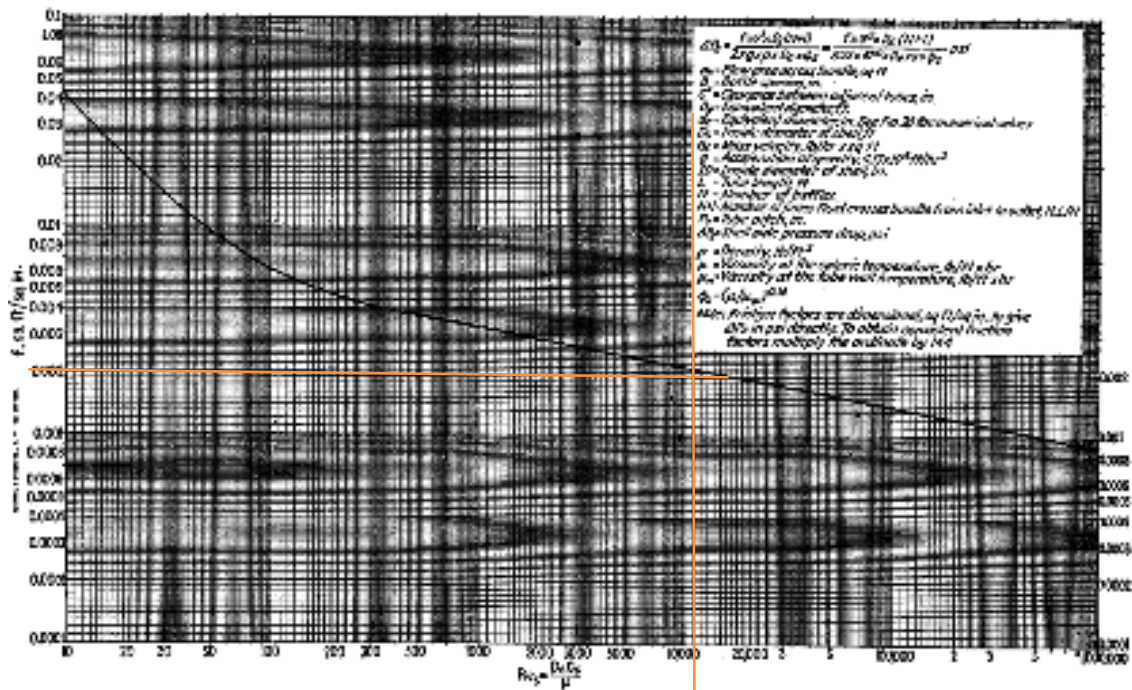
Jumlah *tube pass* (n) = 4

g (percepatan gravitasi) = $4,17 \times 10^8 \text{ ft/jam}^2$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot W_t^2 \cdot L \cdot n}{2 \cdot g \cdot \rho_{mix} \cdot IDt} = \frac{0,00052 \cdot (53398,61 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam})^2 \cdot 16 \text{ ft} \cdot 4}{2 \cdot 4,17 \times 10^8 \text{ ft/jam}^2 \cdot 0,25086 \text{ lb/ft}^3 \cdot 0,0543 \text{ ft}} = 0,8348 \text{ psi} = 0,0568 \text{ atm}$$

Diketahui ΔP *allowable for liquid* < 10 psi, jadi $\Delta P_t < \Delta P$ *allowable*.

8. Menentukan *Pressure Drop* di *Shell*



Dari Fig. 29 *Appendix Kern* diperoleh faktor friksi $f = 0,0020 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

$$\text{Jumlah crosses pada shell } (N+1) = \frac{L}{B} = \frac{4,8768 \text{ m}}{0,1314 \text{ m}} = 37$$

$$g \text{ (percepatan gravitasi)} = 4,17 \times 10^8 \text{ ft/jam}^2$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G t^2 \cdot I D_s \cdot (N+1)}{2 \cdot g \cdot \rho_{mix} \cdot D_e} = \frac{0,0020 \cdot (187811,1862 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam})^2 \cdot 1,44 \text{ ft} \cdot 37}{2 \cdot 4,17 \times 10^8 \text{ ft/jam}^2 \cdot 0,4544 \text{ lb/ft}^3 \cdot 0,0608 \text{ ft}}$$

$$\Delta P_s = 1,8513 \text{ psi} = 0,1260 \text{ atm}$$

Diketahui $\Delta P \text{ allowable for liquid} < 10 \text{ psi}$, jadi $\Delta P_s < \Delta P \text{ allowable}$.

RINGKASAN *HEATER* (HE-03)

Fungsi : Memanaskan umpan masuk *stripper* menggunakan HiTech keluar dari reaktor.

Jenis : *Shell and Tube* 1-4

Mechanical Design :

a. Tube

Bahan = *stainless steel grade 304*

Diameter luar *tube*, OD_t = 0,75 in = 0,01905 m

Diameter dalam *tube*, ID_t = 0,652 in = 0,01656 m

Panjang *tube*, L = 16 ft = 4,8768 m

Jumlah *tube* = 178

Susunan = *triangular pitch 1 in*

Pass = 4

b. Shell

Bahan = *stainless steel grade 304*

Diameter dalam *shell*, ID_s = 17,25 in = 0,43815 m

Pitch, PT = 1 in = 0,0254 m

Pass = 1

Suhu Fluida Panas

Suhu masuk, T_{in} = 250 °C

Suhu keluar, T_{out} = 168,881 °C

Suhu Fluida Dingin

Suhu masuk, T_1 = 67,722 °C

Suhu keluar, T_2 = 119,83 °C

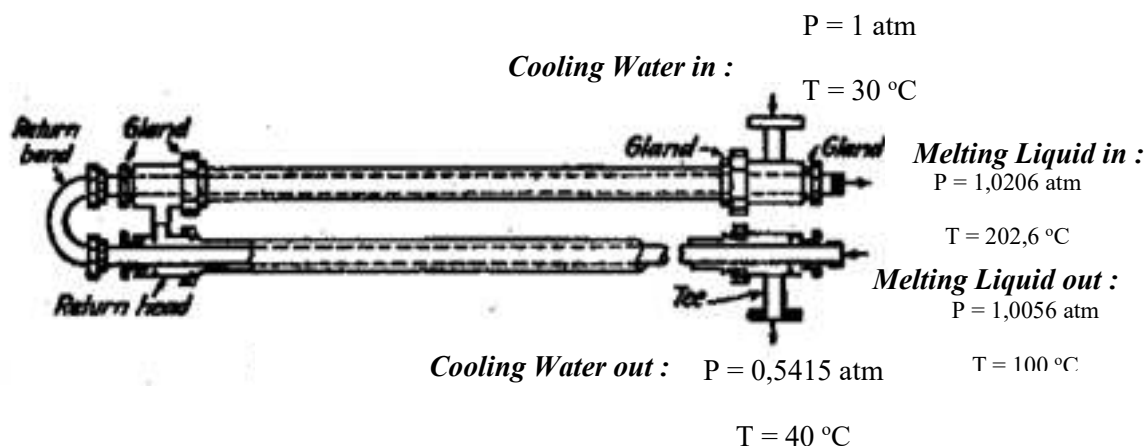
Koefesien Perpindahan Panas

h_i	= 28053,42	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
h_{io}	= 24387,77	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
h_o	= 1066,433	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
U_C	= 10217,53	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
U_D	= 137,7819	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
R_D terhitung	= 0,025776	$\text{m}^2.\text{K/W}$
R_D minimum	= 0,000352	$\text{m}^2.\text{K/W}$

Pressure Drop

<i>Pressure Drop tube, ΔP_t</i>	= 0,0568 atm
<i>Pressure Drop shell, ΔP_s</i>	= 0,1260 atm

Cooler (CL-01)



Fungsi : Mendinginkan umpan masuk *flaker* menggunakan air pendingin.

Jenis : *Double pipe*

Data :

Fluida panas, keluar Reboiler

tekanan = 1,03412295 bar = 1,0207 atm

suhu masuk, T1 = 475,60 K = 202,6 °C

suhu keluar, T2 = 373 K = 100 °C

Berikut komposisi umpan masuk HE dibawah ini :

komponen	bm	kg/jam	kmol/jam
C6H12O	100	3,79	0,04
C4H2O3	98	3784,09	38,61
TOTAL		3787,88	38,65

KAPASITAS PANAS (CP)

Data yang digunakan Kapasitas panas fase cair dihitung dengan persamaan:

$$C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3$$

Dengan hubungan:

cpl : kapasitas panas fase cair [JOUL/MOL k]

cpla , cplb , cplc , cpld : konstanta

T : suhu operasi [K]

data diperoleh dari Yaws, Chemical Properties Handbook ',(1999),halaman 56 -82

Komponen	cpla	cplb	cplc	cpld
C6H12O	96,284	8,52E-01	-2,54E-03	3,31E-06
C4H2O3	-12,662	1,06E+00	-2,32E-03	2,05E-06
H2O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

VISKOSITAS CAIR :

Diperoleh dari yaws Persamaan yang digunakan

$$\log_{10} \mu_{liq} = A + B/T + C \cdot T + D \cdot T^2$$

Dengan hubungan :

μ_{ya} , μ_{yb} , μ_{yc} , μ_{yd} : konstanta empiris

t : suhu operasi [K]

μ : viskositas fase fase cair [CP]

komponen	A	B	C	D
C6H12O	-3,E+00	5,E+02	7,E-03	-9,E-06
C4H2O3	-1,E+00	6,E+02	-1,E-03	4,E-07
H2O	-1,E+01	2,E+03	2,E-02	-1,E-05

Konduktivitas Thermal fase cair

dihitung dengan persamaan :

dihitung dengan persamaan : Dari Yaws

$$k = A + B \cdot T + C \cdot T^2$$

K = watt/mK

komponen	A	B	C
C6H12O	-1,652	9,96E-01	5,71E+02
C4H2O3	-1,6158	1,01E+00	7,21E+02
H2O	-0,6158	2,01E+00	7,22E+02

Rapat massa fase cair

$$\text{density} = A \times B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density (gr/ml)

A,B & n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature (K)

T_c = critical temperature (K)

Densitas cair (yaws)

komponen	A	B	n	T_c
C6H12O	0,26654	2,59E-01	2,59E-01	571,40
C4H2O3	0,44777	2,61E-01	3,56E-01	721,00
H2O	0,3471	2,74E-01	2,86E-01	647,13

1 . Beban panas

Dihitung dengan persamaan :

$$Q_t = \sum f_{mass_i} c_{p_i} x (t_2 - t_1)$$

Dengan hubungan :

c_{p_i} : kapasitas panas masing² komponen [kJ /kg K]

f_{mass} : kecepatan massa masing² komponen, [kg /jam]

Q_t : Beban panas total [kJ /jam]

t_1 : suhu fluida dingin masuk [K]

t_2 : suhu fluida dingin keluar [K]

$$T_1 = 475,60 \text{ K}$$

$$T_2 = 373 \text{ K}$$

komponen	kg/jam	cp (kJ/ kg K)	m cp dT
C6H12O	3,79	2,5505	991,7721
C4H2O3	3784,09	1,7764	689683,097
total	3787,88		690674,8691

$$Q_t = 690674,87 \text{ kJ/jam}$$

2. Media Pendingin

Sebagai media pendingin digunakan air

$$\text{Suhu masuk , } T_1: \quad 303 \text{ K} \quad 30 \text{ C}$$

$$\text{suhu keluar, } T_2 : \quad 313 \text{ K} \quad 40 \text{ C}$$

$$T \text{ average} \quad 308 \text{ K} \quad 35 \text{ C}$$

Sifat Fisis Air pada Suhu Rerata

$$C_p \text{ air} = 4,186 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{Viskositas air} = 0,736 \text{ Cp}$$

$$\text{Rapat massa} = 992,175 \text{ kg/m}^3$$

Menghitung Kebutuhan Air

$$m_s = \frac{Q_t}{C_{p_{air}} \cdot (t_2 - t_1)} =$$

$$M_s = \frac{690674,87 \text{ kJ/jam}}{4,182 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \times (313 - 303)\text{K}} = 10999 \text{ kg/jam}$$

3. Menentukan Beda Suhu Rerata (ΔT LMTD)

Beda suhu rerata dihitung sebagai berikut:

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{(T_{in} - T_2) - (T_{out} - T_1)}{\ln \frac{(T_{in} - T_2)}{(T_{out} - T_1)}} = \frac{(476 - 313) - (373 - 303)}{\ln \frac{(476 - 313)}{(373 - 303)}} = 109,8 \text{ K}$$

4. Menentukan Luas Transfer Panas Total (A)

Nilai Ud Diprediksi berdasarkan tabel 12.1 Toweler, dan Sinnott, halaman 797 yaitu:

$$U_d = 250-750 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$\text{Maka dipilih } U_d = 250 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} = 0,25 \text{ kJ/s} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K}$$

Sehingga luas transfer panas total dapat dihitung sebagai berikut:

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T \text{ LMTD}} = \frac{690674,87 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \times \left(\frac{\text{jam}}{3600 \text{ s}}\right)}{0,25 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K} \cdot 109,8 \text{ K}} = 4,6565 \text{ m}^2$$

Luas perpindahan kalor $< 10 \text{ m}^2$, maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah pipa ganda

5. Menentukan Ukuran Pipa

Berdasarkan Tabel 6.1 *Appendix Kern*, berikut:

Pipa Luar :

- OD = 2,38 in = 0,060452 m
- ID = 2,07 in = 0,052578 m

Luas permukaan /m : $a'' = \pi \times \text{Od}$

$$a'' = \pi \times [\quad 0,0605 \text{ m}] \times \text{m/m} = \quad 0,1899156 \text{ m}^2/\text{m}$$

Pipa Dalam :

- Od = 1,66 in = 0,042164 m
- Id = 1,38 in = 0,03505 m

Luas permukaan /m : $a'' = \pi \times \text{Od}$

$$a'' = \pi \times [\quad 0,0422 \text{ m}] \times \text{m/m} = \quad 0,1324621 \text{ m}^2/\text{m}$$

$$\text{Dipilih } L = \quad 12 \text{ ft} \times [0,3048 \text{ m/ft}] = \quad 3,6576 \text{ m}$$

Panjang pipa yang diperlukan , $L_{\text{total}} = A / (a''L)$

$$L_{\text{total}} = \frac{4,6565 \text{ m}^2}{0,1325 \text{ m}^2/\text{m}} = \quad 35,15309 \text{ m}$$

$$\text{Dipakai panjang standart , } L = \quad 3,6576 \text{ m}$$

Harpin

$$N_h = L / (2 \times l_t) = 4,805$$

jumlah : 5

Luas perpindahan kalor standar , $A_{standart} = 3 \cdot a \cdot L =$

$$\begin{aligned} &= 5 \times 0,189915559 \text{ m} \times 3,6576 \text{ m} \\ &= 3,4732 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan kalor standart

$$U_d = \frac{Q}{A \cdot \Delta T_{LMTD}} = \frac{690674,87 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \times \left[\frac{\text{jam}}{3600\text{s}} \right]}{4,6565 \text{ m}^2 \cdot 109,8 \text{ K}} = 0,25 \text{ kJ/s.m}^2.\text{K}$$

Route Fluida

Fluida panas dialirkan dalam anulus, Fluida dingin dialirkan dalam pipa

Koefisien perpindahan kalor dalam tabung , selongsong dan gabungan

Annulus : Fluida dingin

Definisi :

D2 : Diameter dalam pipa luar

D1 : Diameter luar pipa dalam

$$D_2 = 0,052578 \text{ m}$$

$$D_1 = 0,042164 \text{ m}$$

Luas aliran anulus

$$aa = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2)$$

$$aa = \frac{3,14}{4} (0,052578^2 - 0,042164^2) \text{ m}^2$$

$$aa = 0,000774908 \text{ m}^2$$

$$Ga = \frac{\text{Kecepatan massa}}{aa}$$

$$Ga = \frac{3787,88 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \left(\frac{\text{jam}}{3600\text{s}} \right)}{0,000774908 \text{ m}^2}$$

$$Ga = 905,12889 \text{ Kg/m}^2\text{s}$$

Diameter ekivalen annulus

$$De = (D2 - D1) / D1$$

$$De = \frac{(0,05257 - 0,04216)}{0,04216} = 0,246988 \text{ m}$$

Pipa dalam : fluida panas

Luas aliran pipa dalam

$$ap = \frac{\pi Id^2}{4}$$

$$ap = \frac{(3,14 \times 0,035052^2)}{4} = 0,0010 \text{ m}^2$$

Fluks massa pipa dalam

$$Gp = \frac{\text{Kecepatan massa}}{ap} = \frac{10999 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times (\frac{\text{jam}}{3600\text{s}})}{0,000965 \text{ m}^2} \quad Gp = 3166,19 \text{ Kg/m}^2\text{s}$$

$$hio = 8,5065 \text{ kJ/m}^2\text{sK}$$

$$Rep = \frac{(Id \times Gp)}{usteam} = \frac{(0,035052 \times 3166,193)}{0,000736} = 150880,1611$$

Koefisien perpindahan kalor

$$\text{dicoba : } ho = 36,6126 \text{ kJ/m}^2\text{s K}$$

$$tw = tav + \frac{ho}{hio + ho} (Tav - tav)$$

Tav : Suhu rerata fluida panas [K]

tav : Suhu rerata fluida dingin [K]

tw : suhu dinding luar tabung [K]

$$tw = 424,3 + \frac{36,6126}{8,507} (313 - 424,3) = 333,98\text{K}$$

$$tf = \frac{tw + Tav}{2}$$

$$tf = \frac{333,98 + 313}{2} = 323,49\text{K}$$

sifat fisis pada suhu $T_{av} = 323,4919 \text{ K}$

komponen	bm	kg/jam	f.massa	μ (kg/ ms)	kth (kJ/ m s K)	ρ_l (kg/m ³)
C6H12O	100	3,79	0,001	0,000468	0,13573	856,4446483
C4H2O3	98	3784,09	0,999	0,00188	0,17260	1405,17994
		3787,88	1,000			

fraksi x μ	fraksi x kth	fraksi x ρ_l
4,68457E-07	0,000135729	0,856444648
0,00188651	0,172427813	1403,77476
0,001886979	0,172563542	1404,631205

$$\begin{aligned} \mu_{lav} &= 0,0018869 \text{ kg/m s} \\ kth_{lav} &= 0,1725635 \text{ kJ/ m s K} \\ \rho_l &= 1404,6312 \text{ kg/ m}^3 \end{aligned}$$

$$Re_a = \frac{(De \times Ga)}{u_{steam}} = \frac{(0,0246987952 \times 905,2162)}{0,00188} = 11848,4$$

$$h_o = 1,5 \left(\frac{4 G''}{\mu f} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu f^2}{k f^3 \rho f^2 g} \right)^{-1/3}$$

$$h_o = 1,5 \times \left(\frac{4 \times 905,2162}{0,001887} \right)^{-1/3} \times \left(\frac{0,001887^2}{0,172563^3 \times 11404,631^2 \times 9,8} \right)^{-1/3} = 36,6126 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \text{s K}}$$

$$h_o = 36,6126 \text{ kJ/ m}^2 \text{ s K}$$

$$h_o \text{ tebak} = 36,6126 \text{ kJ/ m}^2 \text{ s K}$$

$$\text{selisih} = 0,00 \text{ kJ/ m}^2 \text{ s K}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = \frac{8,5065 \text{ kJ/m}^2 \text{ s K} \times 36,6126 \text{ kJ/m}^2 \text{ s K}}{8,5065 \text{ kJ/m}^2 \text{ s K} + 36,6126 \text{ kJ/ m}^2 \text{ s K}}$$

$$U_c = 6,9027 \text{ kJ m}^2 \text{ s K}$$

8. Faktor pengotoran

$$R_d = 1/U_d - 1/U_c$$

$$R_d = \frac{1}{0,25} - \frac{1}{6,9027}$$

$$R_d = 3,85512985 \text{ KJ / m}^2 \text{ s K}$$

Faktor pengotoran minimum

$$R_d \text{ minimum} = 0,529 \text{ m}^2 \text{ s K/kj}$$

Rd > Rminimum , maka memenuhi syarat

Factor friksi annulus

$$ff = 0,0035 + \frac{0,264}{Re \times 0,42} = 0,0035 + \frac{0,264}{118484,4 \times 0,42} = 0,005452$$

Factor friksi pipa dalam

$$ff = 0,0035 + \frac{0,264}{Re \times 0,42} = 0,0035 + \frac{0,264}{150880,16 \times 0,42} = 0,005624$$

Penurunan tekanan annulus

$$\Delta Pa = \frac{4 f G a^2 L n_{pipa}}{2 \rho s D e a} = 4711 \text{ Pa} = 0,0465 \text{ atm}$$

$$\Delta P_s \text{ maksimum} = 68928,57143 \text{ Pa}$$
$$0,680272109 \text{ atm}$$

ΔPs < ΔPs maksimum

Penurunan tekanan pipa dalam

$$\Delta Pa = \frac{4 f G p^2 L n_{pipa}}{2 \rho s D e a} = 555,02 \text{ Pa} = 0,0054 \text{ atm}$$

$$\Delta P_s \text{ maksimum} = 68928,57143 \text{ Pa}$$
$$0,680272109 \text{ atm}$$

ΔPs < ΔPs maksimum

RINGKASAN COOLER (CL-01)

1. jenis alat : Double Pipe

2. Ukuran Alat :

lds :	0,052578	m
jumlah pipa :	5	
panjang :	3,6576	m
luas perpindahan kalor standart :	4,6564525	m ²
beban panas :	690674,87	kJ/jam

3. media pendingin

jenis :	air	
suhu masuk :	30	C
suhu keluar :	40	C
massa steam yg diperlukan :	10999	kg/jam

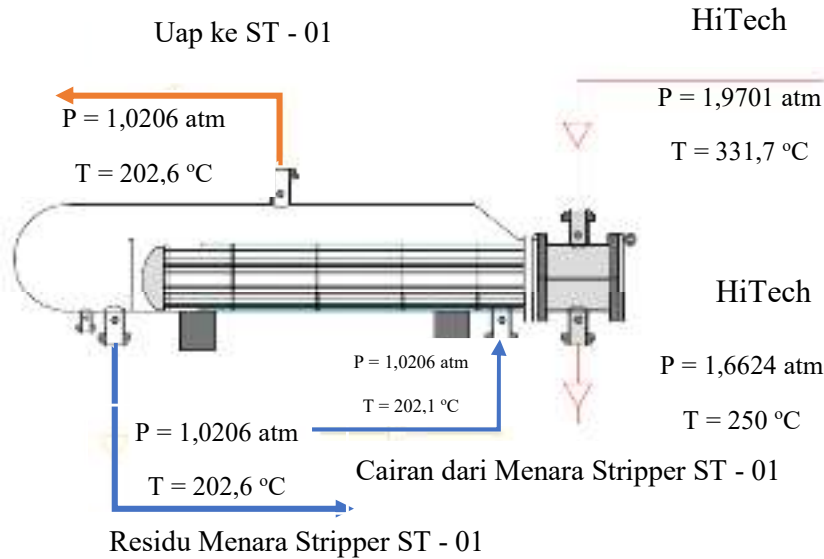
4. koefisien perpindahan panas

ho :	8,5065	Kj/m ² s K
hio:	0	Kj/m ² s K
uc:	6,902733367	Kj/m ² s K
ud :	0,25	Kj/m ² s K
Rd terhitung :	3,855129853	m ² s K/kj
Rd minimum :	0,529	m ² s K/kj
Pressure drop anulus :	0,046490985	atm
pressure drop pipa :	0,00547767	atm

**REBOILER
(RB-01)**

Tugas : Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar menara stripper ST-01

Jenis : *Kettle Reboiler*



Data kondisi operasi :

Fluida dingin : Cairan dari dasar menara ST-01

Tekanan : 1,0341 bar = 1,0206 atm

Suhu masuk, t_1 = 475,1 K = 202,1 $^\circ\text{C}$

Suhu keluar, t_2 = 475,6 K = 202,6 $^\circ\text{C}$

Komposisi bahan masuk		Bahan keluar		Mr	Tc [K]
		uap	Cair:		
Komponen	kg/jam	kg/jam	kg/jam		
C ₇ H ₈	0,00	0,00	0,00	92	383,3
C ₆ H ₁₂ O	17,79	14,45	3,34	100	565
C ₄ H ₂ O ₃	20143,78	16359,69	3784,09	98	475,15
Total	20161,57	16374,13	3787,43		

Masuk R. (Lo)

Uap (Vo)

K.Bawah (B)

1. Panas Laten Penguapan

$$h_{vap} = A (1 - Tr)^{(B + C Tr + D Tr^2 + E Tr^3)}$$

Dengan hubungan :

A, B, C, D, dan E : konstanta

h_{vap} : Entalpi penguapan [kJ/kmol]

T_r : Suhu tereduksi = T/T_c

T : Suhu operasi [K]

T_c : Suhu kritis [K]

Data konstanta A,B,C,D, dan E dari Yaws

Komponen	A	n	T_c
C ₇ H ₈	50,139	3,8300E-01	5,9200E+02
C ₆ H ₁₂ O	57,680	4,1600E-01	5,7140E+02
C ₄ H ₂ O ₃	59,574	2,1600E-01	7,2100E+02

2. Kapasitas Panas

Diperoleh dari Yaws

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

Dengan hubungan :

c_{pl} : Kapasitas panas pada fase cair [kJ/kmol.K]

c_{pla} : konstanta [kJ/kmol.K]

c_{plb} : konstanta [kJ/kmol.K²]

c_{plc} : konstanta [kJ/kmol.K³]

c_{pld} : konstanta [kJ/kmol.K⁴]

Komponen	c_{pla}	c_{plb}	c_{plc}	c_{pld}
C ₇ H ₈	83,703	5,17E-01	-1,49E-03	1,97E-06
C ₆ H ₁₂ O	126,248	6,23E-01	-1,80E-03	2,64E-06
C ₄ H ₂ O ₃	-12,6662	1,06E+00	-2,23E-03	2,05E-06

3. Viskositas

Diperoleh dari Yaws

Persamaan yang digunakan :

$$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + CT + DT^2$$

Dengan hubungan :

myua, myub, myuc, dan myud : konstanta empiris

T : Suhu operasi [K]
 μ : Viskositas fase cair [kg/m.detik]

Komponen	myua	myub	myuc	myud
C ₇ H ₈	-5,1649.E+00	8,1068.E+02	1,0454.E-02	-1,0488.E-05
C ₆ H ₁₂ O	-3,0570.E+00	5,0050.E+02	6,5038.E-03	-8,8243.E-06
C ₄ H ₂ O ₃	-1,0811.E+00	5,5616.E+02	-1,2536.E-03	4,1553.E-07

4. Konduktivitas Thermal

Dihitung dengan persamaan :

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

kthg : konduktivitas thermal fase gas [J/m.s.K]

kthga, kthgb, kthgc, kthgd : konstanta

T : suhu operasi [K]

Komponen	kthla	kthlb	kthlc
C ₇ H ₈	-1,63780	9,77E-01	591,79
C ₆ H ₁₂ O	-1,65200	9,66E-01	571,40
C ₄ H ₂ O ₃	-1,61580	1,01E+00	721,00

5. Tegangan Muka

Dihitung dengan persamaan :

$$\Sigma = A\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Σ : Tegangan muka (N/m)

A,n : Konstanta

T : Suhu operasi [K]

T_c : Suhu kritis [K]

Data diperoleh dari Yaws, C.L., "Chemical Properties Handbook". Halaman 217 dan 235.

Komponen	A	T _c	n
C ₇ H ₈	66,85000	591,79000	1,24560
C ₆ H ₁₂ O	57,13000	571,40000	1,20400
C ₄ H ₂ O ₃	82,23700	721,00000	1,23110

6. Rapat Massa Fase Cair

Dihitung dengan persamaan :

$$\rho_l = \frac{rhol_a}{rhol_b \left(1 + \left(1 - \frac{t}{rhol_c}\right)^{rhold}\right)}$$

Dengan hubungan :

ρ_l : rapat massa fase cair [kmol / m³]

rhol_a, rhol_b, rhol_c, rhold : konstanta

T : Suhu operasi [K]

Data diperoleh dari Yaws

Komponen	rhol _a	rhol _b	rhol _c	rhold
C ₇ H ₈	0,0000	0,27100	592,0000	2,99E-01
C ₆ H ₁₂ O	0,26700	0,2590	571,0000	2,86E-01
C ₄ H ₂ O ₃	0,4480	0,26100	721,0000	3,56E-01

7. Tekanan Uap

Dihitung dengan persamaan :

$$\ln(P_{uap}) = vpa + \frac{vpb}{t} + vpc \ln(vpc) + vpd t^{vpe}$$

Dengan hubungan :

P_{uap} : Tekanan Uap [Pa]

vpa, vpb, vpc, vpd, dan vpe : konstanta

T : Suhu operasi [K]

Persamaan dan data konstanta diperoleh dari CHEMCAD

Komponen	vpa	vpb	vpc	vpd	vpe
C ₇ H ₈	34,077	-3037,900	-9,164	1,029.E-11	2,704.E-06
C ₆ H ₁₂ O	64,192	-4357,700	-19,776	-4,000.E-10	7,102.E-06
C ₄ H ₂ O ₃	-42,978	-1692,800	22,430	-2,792.E-02	1,171.E-05

Langkah Perhitungan :

1. **Beban Panas**
2. **Media Pemanas**
3. **Beda Suhu Rerata**
4. **Koefisien Perpindahan Kalor**
5. **Alat Penukar Kalor**
6. **Rute Fluida**
7. **Koefisien Perpindahan Kalor h_i , h_{io} , h_o dan U_c**
8. **Faktor Pengotoran**
9. **Penurunan Tekanan**

1. Beban Panas

Dihitung dengan persamaan :

$$Q_t = Q_s + Q_v$$

Dengan hubungan :

Q_s : Beban panas untuk menaikkan suhu [kJ/jam]

Q_t : Beban panas total [kJ/jam]

Q_v : Beban panas untuk penguapan [kJ/jam]

Beban panas untuk menaikkan suhu

$$Q_s = \Sigma L_{massi} \times c_{pli} \times (t_2 - t_1)$$

Dengan hubungan :

c_{pl} : Kapasitas panas masing-masing komponen [kJ/kg.K]

L_{mass} : Kecepatan masing-masing komponen cairan masuk *reboiler* [kg/jam]

t_1 : Suhu fluida dingin masuk [K]

t_2 : Suhu fluida dingin keluar [K]

Untuk : $t_1 = 475,1 \text{ K} = 202,1 \text{ }^\circ\text{C}$

$t_2 = 475,6 \text{ K} = 202,6 \text{ }^\circ\text{C}$

$$\text{Suhu fluida dingin rerata : } t_{av} = \frac{475,1151 \text{ K} + 475,6475 \text{ K}}{2} = 475,4 \text{ K}$$

Komponen	kg/jam	cpl [kJ/kg K]	$L_{mass} \text{ cpl} (t_2 - t_1)$
C_7H_8	0,00	1,070	0,00
$C_6H_{12}O$	17,79	1,438	12,79
$C_4H_2O_3$	20143,78	1,021	10283,40
Total	20161,57		10296,19

$$Q_s = 10296,19 \text{ kJ/jam}$$

Beban panas untuk penguapan

Dihitung dengan persamaan :

$$Q_v = \sum v_{massi} \times h_{vapi}$$

Dengan hubungan :

h_{vapi} : Panas laten penguapan masing-masing komponen [kJ/kg]

v_{massi} : Kecepatan massa masing-masing komponen dalam fase uap [kg/jam]

Komponen	kg/jam	h_{vap} [kJ /kg]	$v_{max} \times h_{vap}$
C ₇ H ₈	0,00	292,548	0,00
C ₆ H ₁₂ O	14,45	274,691	3969,28
C ₄ H ₂ O ₃	16359,69	481,751	7881297,02
Total	16374,13		7885266,30

$$Q_v = 7885266,30 \text{ kJ/jam}$$

Beban panas total

$$Q_t = 10296,19 \text{ kJ/jam} + 7885266,30 \text{ kJ/jam} = 7895562,49 \text{ kJ/jam}$$

2. Media Pemanas

Sebagai media pemanas dipakai HiTech :

Tekanan = 1,9443 bar = 1,9701 atm

Suhu masuk, T_1 = 604,7K = 331,7°C

Suhu keluar, T_2 = 523 K = 250 °C

Rapat massa, ρ_g = 3,4786 kg/m³

Viskositas, μ_{steam} = 0,0033 kg/m.s

Panas sensibel, CP = 539,06 kJ/kg

Data *HiTech* diperoleh dari *Brenntag Company*, Houston, Coastal Chemical Co.

Massa *HiTech* yang diperlukan :

$$m_{HiTech} = \frac{Q_t}{CP}$$

Dengan hubungan :

h_{fg} : Panas laten pengembunan *steam* [kJ/jam]

m_{steam} : Massa *HiTech* [kg/jam]

$$m_{steam} = \frac{7895562,49 \text{ kJ/jam}}{539,06 \text{ kJ/kg}} = 15000 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 4,1667 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}$$

3. Beda Suhu Rerata

Fluida Panas Fluida Dingin

604,7	Suhu atas	475,6	129,1	Δt_1
523	Suhu bawah	475,1	47,9	Δt_2

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

$$LMTD = \frac{47,885\text{ K} - 129,103\text{ K}}{\ln\left(\frac{47,885\text{ K}}{129,103\text{ K}}\right)} = 81,889\text{ K}$$

Beda suhu rerata

$$\Delta t = LMTD = 81,889\text{ K}$$

4. Koefisien Perpindahan Kalor

Diprediksi berdasarkan tabel 12.1 Toweler dan Sinnott, Halaman 797

Nilai Ud berkisar antara 900 watt/m².K sampai 1200 watt/m².K

$$\text{Dicoba Ud} = 200 \frac{J}{m^2.s.K} \times \left[3,6 \frac{kJ.s}{Jam.J}\right] = 720 \frac{kJ}{m^2.jam.K}$$

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² .°C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapors	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensibles)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

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]

$$A = \frac{7895562,49 \frac{kJ}{jam}}{720 \frac{kJ}{m^2 \cdot jam \cdot K} \times 81,889 K} = 91,4284 m^2$$

b. Ukuran tabung

Dipilih ¾" OD, 14 BWG

Dari tabel 10. Kern, D.Q., diperoleh :

Diameter luar tabung, OD : 0,75 in x [0,0254 m/in] = 0,0191 m

Diameter dalam tabung, ID : 0,584 in x [0,0254 m/in] = 0,0148 m

Luas permukaan/m : a'' = Π x OD

$$a'' = \Pi \times [0,0191 m] \times m/m = 0,0598 m^2/m$$

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 = 16 ft x [0,3048 m/ft] = 4,8768 m

APPENDIX OF CALCULATION DATA

TABLE 10. Heat Exchanger and Condenser Tube Data

Tube ID, in.	BWG	Wall Thick- ness, in.	Yield, lb.	Force per sq. in.	Stresses per sq. in., psi		Weight per sq. ft. of area
					Outside	Inside	
3/4	10	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	11	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	12	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	13	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
1/2	10	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	11	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	12	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	13	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	14	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	15	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	16	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	17	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
3/8	10	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	11	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	12	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	13	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	14	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	15	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	16	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	17	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	18	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	19	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	20	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	21	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
1/4	10	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	11	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	12	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	13	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	14	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	15	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	16	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	17	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	18	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	19	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	20	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270
	21	0.148	0.342	0.0004	0.1380	0.0710	0.270

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a'' L}$$

$$nt = \frac{91,4284 \text{ m}^2}{0,0598 \frac{\text{m}^2}{\text{m}} \times 4,8768 \text{ m}} = 313$$

- d. Alat penukar kalor *standart*
 Dipilih dari tabel 9. Kern. Halaman 841

842

PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 9. TUBE-SHEET LAYOUTS (TUBE COUNTS).—(Continued)
 Triangular Pitch

3/4 in. OD tubes on 15/16-in. triangular pitch						3/4 in. OD tubes on 1-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13 1/4	127	114	96	90	86	13 1/4	109	106	86	82	74
15 1/4	170	160	140	136	128	15 1/4	151	138	122	118	110
17 1/4	239	224	194	188	178	17 1/4	203	196	178	172	166
19 1/4	301	282	252	244	234	19 1/4	262	250	226	216	210
21 1/4	361	342	314	306	290	21 1/4	316	302	278	272	260
23 1/4	442	420	386	378	364	23 1/4	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	1104	1072	37	1074	1044	1012	986	870
39	1377	1330	1258	1248	1212	39	1206	1176	1128	1100	1078

Dipilih :

Diameter selongsong, IDs = 23,25 in x [0,0254 m/in] = 0,5906 m

Jumlah tabung, nt = 352

Pass tabung, np = 4

Susunan : 3/4" pada 1" Triangular Pitch

Pitch = 1 in x [0,0254 m/in] = 0,0254 m

Diameter ekivalent

De = 0,73 in (Fig.28, Kern D.Q.)

= 0,73 in x [0,0254 m/in] = 0,018542 m

Luas perpindahan kalor standart

A = nt x a" x L

A = 352 x 0,059817 m²/m x 4,8768 m = 102,6839 m²

- e. Koefisien perpindahan kalor *standart*

$$Ud = \frac{Qt}{A \Delta t}$$

$$Ud = \frac{7895562,49 \frac{kJ}{jam} \times \left[\frac{jam}{3600detik} \right]}{102,6839 m^2 \times 81,889 K} = 0,1781 \frac{kJ}{m^2 \cdot detik \cdot K}$$

6. Rute Fluida

Fluida panas dialirkan dalam tabung dan fluida dingin dialirkan dalam selongsong.

Selongsong : Fluida Dingin

Tabung : Fluida Panas

Koefisien Perpindahan Kalor

Luas aliran :

Dihitung dengan persamaan :

$$at' = (\pi \times ID^2) / 4$$

$$ho = 0.0012 \left[\frac{kthl^{0.79} cpl^{0.45} \rho^{0.49}}{\tau^{0.5} \mu^{0.29} hvap^{0.24} \rho^{0.24}} \right] (Tw-tav)^{0.24} (pw-ps)^{0.75}$$

$$at' = (\pi \times 0,014834^2 \text{ m}^2) / 4$$

$$at' = 0,000173 \text{ m}^2$$

Towler dan Sinnott, (2008), Halaman 894

$$at = \frac{nt \ at'}{np}$$

Dengan hubungan :

$$at = \frac{352 \times 0,000173 \text{ m}^2}{4}$$

cpl : Kapasitas panas fase cair [J/kg.K]

$$at = 0,01521 \text{ m}^2$$

ho : Koefisien perpindahan kalor [J/m².s.K]

kthl:Konduktivitas thermal fase cair[J/m.s.K]

Flux massa :

ps : Tekanan uap jenuh pada suhu didih [Pa]

$$Gt = \frac{\text{Kecepatan massa HiTech}}{at}$$

pw : Tekanan uap jenuh pada suhu dinding [Pa]

tw : Suhu dinding [K]

tav: Suhu didih fluida [K]

ρl : Rapat massa fase cair [kg/m³]

Suhu dinding tabung dihitung dengan persamaan :

ρv : Rapat massa fase uap [kg/ m³]

$$tw = tav + \frac{hio}{hio + ho} (Tav - tav)$$

τ : Tegangan muka [N/m]

tav : Suhu fluida dingin rerata [K]

hvap : Panas laten [J/kg]

Tav : Suhu fluida panas rerata [K]

$$Gt = \frac{15000 \frac{kg}{jam} \times \left[\frac{jam}{3600detik} \right]}{0,01521 \text{ m}^2}$$

$$Gt = 182,6551 \frac{kg}{m^2 \cdot detik}$$

Dicoba :

Koefisien perpindahan kalor

$$ho = 24,6102 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{detik} \cdot \text{K}$$

$$hio = hi = 10 \frac{kJ}{m^2 \cdot \text{detik} \cdot \text{K}}$$

$$tav = 475,4 \text{ K}$$

$$Tav = \frac{604,7 \text{ K} + 523 \text{ K}}{2} = 563,9 \text{ K}$$

$$t_w = 475,4 \text{ K} + \frac{10 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{detik} \cdot \text{K}}}{10 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{detik} \cdot \text{K}} + 24,6102 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{detik} \cdot \text{K}}} \times (563,85 \text{ K} - 475,4 \text{ K}) = 500,9 \text{ K}$$

Menghitung tekanan uap pada t_w

$$P_w = 192797,67 \text{ Pa}$$

Komponen	Kg/jam	Mw	Kmol/jam	Fraksi mol	Puap [Pa]	Ki= Puap / Pw	yi = Ki xi
C ₇ H ₈	0,00	92,00	0,00	0,0000	1192155,4443	6,18345	0,00000
C ₆ H ₁₂ O	17,79	100,00	0,18	0,0009	1020625,5041	5,29376	0,00469
C ₄ H ₂ O ₃	20143,78	98,00	205,55	0,9991	189331,3994	0,98202	0,98115
Total	20161,57		205,73	1,0000			1,00000

$$P_s = P_t = 1,0341 \text{ bar} \times [10^5 \text{ Pa/bar}] = 103414,332 \text{ Pa}$$

Sifat fisis

Komponen	Kg/jam	Fraksi massa	cpl [J /kg K]	μl [kg/ m s]	h _{vap} [J/kg]	ρl[kg/m ³]
C ₇ H ₈	0,00	0,0000	1070,431	1,3803E-04	266,1	632,280
C ₆ H ₁₂ O	17,79	0,0009	1438,337	1,2404E-04	241,5	585,190
C ₄ H ₂ O ₃	20143,78	0,9991	1021,088	3,8625E-04	470,4	1079,035
Total	20161,57	1,0000	3529,857			

Komponen	Fraksi massa	kthl(J/m s K]	τ [N /m]	x _{mass} x _{kthl}	x _{mass} x τ	x _{mass} cpl
C ₇ H ₈	0,0000	7,9189E-02	6,4784E-03	0,0000E+00	0,000E+00	0,000
C ₆ H ₁₂ O	0,0009	7,8667E-02	4,5977E-03	7,1080E-05	4,1544E-08	1,300
C ₄ H ₂ O ₃	0,9991	1,2721E-01	1,9081E-02	1,2710E-01	1,9064E-04	1020,166
Total	1,0000			1,2720E-01	0,01907	1021,465

Komponen	Kg/jam	Fraksi massa	x _{mass} μl	x _{mass} h _{vap}	x _{mass} ρl
C ₇ H ₈	0,00	0,0000	0,0000E+00	0,0	0,000
C ₆ H ₁₂ O	17,79	0,0009	1,1207E-07	0,2	0,529
C ₄ H ₂ O ₃	20141,78	0,9991	3,8591E-04	470,0	1078,060
Total	20161,57	1,0000	3,8602E-04	470,2	1078,589

Rapat massa uap :

Didekati dengan persamaan gas ideal

$$\rho_v = \frac{M_{wav} P_t}{R_g T_w}$$

M_{wav} : Massa molekul rerata [kg/kmol]

P_t : Tekanan pada permukaan luar dinding tabung [bar]

R_g : Konstanta gas ideal [kJ/kmol.K]

T_w : Suhu dinding luar tabung [K]

Komposisi uap

Komponen	kg/jam	Mw	kmol /jam
C ₇ H ₈	0,00	92,00	0,00000
C ₆ H ₁₂ O	14,45	100,00	0,14446
C ₄ H ₂ O ₃	16359,69	98,00	166,93560
Total	16374,13		167,08006

$$M_{wav} = \frac{16374,13 \frac{kg}{jam}}{167,08 \frac{kmol}{jam}} = 98,00 \frac{kg}{kmol}$$

$$\rho_v = \frac{98 \frac{kg}{kmol} \times 1,0341 \text{ bar}}{0,08314 \frac{m^3 \cdot bar}{kmol \cdot K} \times 563,85 \text{ K}} = 2,1619 \frac{kg}{m^3}$$

Koefisien perpindahan kalor terhitung

ho hitung = 24610,21 J/m².detik.K

ho hitung = 24,61021 kJ/m².detik.K

ho tebak = 24,61021 kJ/m².detik.K

selisih = 0,000 kJ/m².detik.K

Koefisien perpindahan kalor gabungan :

$$U_c = (h_{io} \times h_o) / (h_{io} + h_o)$$

$$U_c = \frac{10 \frac{kJ}{m^2 \cdot detik \cdot K} \times 24,61021 \frac{kJ}{m^2 \cdot detik \cdot K}}{10 \frac{kJ}{m^2 \cdot detik \cdot K} + 24,61021 \frac{kJ}{m^2 \cdot detik \cdot K}} = 7,11068 \frac{kJ}{m^2 \cdot detik \cdot K}$$

7. Faktor Pengotoran`

$$R_d = (1/U_d) - (1/U_c)$$

$$R_d = \frac{1 \frac{m^2 \cdot detik \cdot K}{kJ}}{0,1781} - \frac{1 \frac{m^2 \cdot detik \cdot K}{kJ}}{7,11068} = 5,4749 \frac{m^2 \cdot detik \cdot K}{kJ}$$

Faktor Pengotoran Minimum

$$R_{d_{min}} = 1,755 \frac{m^2 \cdot detik \cdot K}{kJ}$$

$R_{d_{terhitung}} > R_{d_{minimum}}$, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat.

8. Penurunan Tekanan

Selongsong : Fluida dingin

Tabung : Fluida Panas

Penurunan tekanan dalam selongsong diabaikan karena cairan menggenang (*Pool Boiling*).

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Id G_t}{\mu_{steam}}$$

$$Re = \frac{0,014834 m \times 182,6551 \frac{kJ}{m^2 \cdot detik \cdot K}}{0,00325 \frac{kg}{m \cdot s}}$$

$$Re = 833,67163$$

Faktor Friksi

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{Re^{0,32}}$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{(833,67163)^{0,32}}$$

$$f = 0,01593$$

Penurunan Tekanan

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n_p}{2 \rho_{steam} I d}$$

Dengan hubungan :

f : Faktor friksi

Gt : Flux massa [kg/m².detik]

ID : Diameter dalam tabung [m]

np : Jumlah *pass* tabung

ΔP_t : Penurunan tekanan [Pa]

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,01593 \times (182,6551 \frac{kg}{m^2 \cdot detik})^2}{2 \times 3,47875 \frac{kg}{m^3}} \times \frac{4,8768 m \times 4}{0,014834 m}$$

$$\Delta P_t = 31176,03 \text{ Pa} \times [\text{bar}/10^5 \text{ Pa}]$$

$$\Delta P_t = 0,31176 \text{ bar} = 0,307683 \text{ atm}$$

$$\Delta P_{t_{max}} = 5 \text{ Psi} = 34013,61 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{t_{max}} = 0,340136054 \text{ bar} = 0,335688 \text{ atm}$$

$\Delta P_t < \Delta P_{t_{maksimum}}$, maka alat penukar yang dipilih dapat dipakai.

Kesimpulan Perhitungan RB-01

$$\begin{aligned}
 h_o &= 24610,21 \frac{kJ}{m^2 \cdot detik \cdot K} \\
 h_{io} &= 10,00 \frac{kJ}{m^2 \cdot detik \cdot K} \\
 U_c &= 7,11068 \frac{kJ}{m^2 \cdot detik \cdot K} \\
 U_d &= 0,31180 \frac{kJ}{m^2 \cdot detik \cdot K} \\
 R_{d_{\text{terhitung}}} &= 5,47490 \frac{m^2 \cdot detik \cdot K}{kJ} \\
 R_{d_{\text{minimum}}} &= 0,52900 \frac{m^2 \cdot detik \cdot K}{kJ} \\
 \Delta P_{\text{selongsong}} &= 0 \quad \text{bar} = 0 \quad \text{atm} \\
 \Delta P_{\text{tabung}} &= 0,31176 \quad \text{bar} = 0,30768 \quad \text{atm}
 \end{aligned}$$

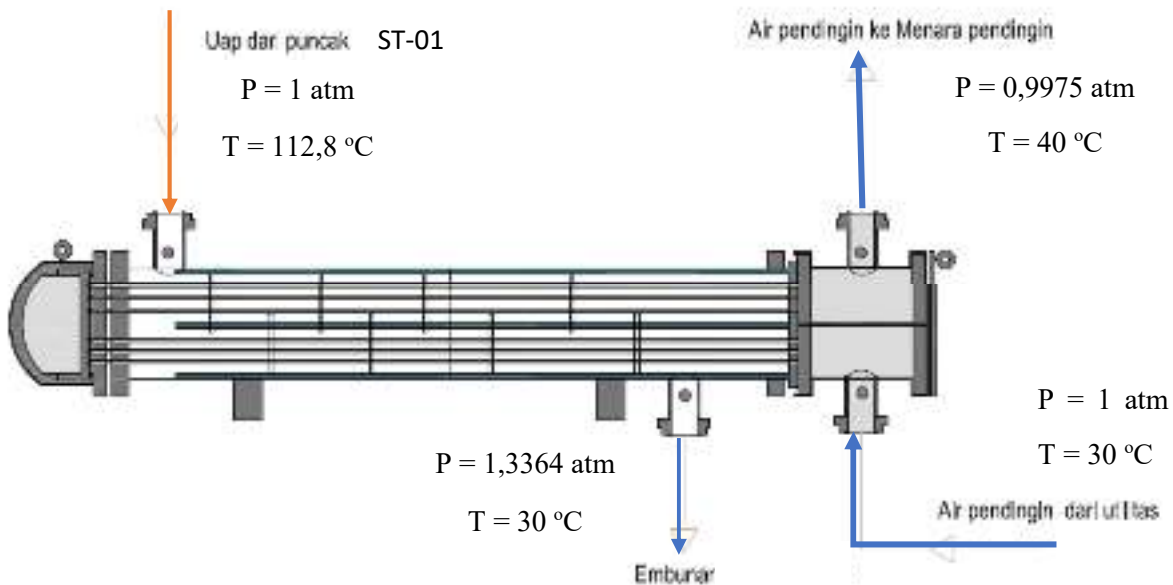
shell	Tube		satuan
24610,2122	h _o	h _{io}	kJ /m ² s K
U _c	7,11068		kJ /m ² s K
U _d	0,31176		kJ /m ² s K
R _d	5,47490		m ² s K/kJ
R _{dmin}	0,52900		m ² s K/kJ
0	ΔP	0,30768	atm
-	ΔP max	0,33569	atm

CONDENSER-SUBCOOLER

(CD-01)

Tugas : Mengembunkan uap yang keluar puncak menara stripper (ST-01) lalu mendinginkan embunan sampai 30°C dengan media pendingin air dari suhu 30°C sampai 40°C.

Jenis : Alat penukar kalor selongsong dan tabung



Data uap dari puncak menara ST-01 :

Suhu masuk, T_1 : 385,8 K = 112,8 °C

Suhu keluar, T_2 : 303 K = 30 °C

Tekanan : 1,01325 bar = 1 atm

Komposisi fluida panas :

Komponen	M _w (kg/kmol)	kg/jam	kmol /jam	fraksi mol	fraksi massa
C ₇ H ₈	92,00	12296,71	133,66	0,8000	0,7863
C ₆ H ₁₂ O	100,00	3337,71	33,38	0,1998	0,2134
C ₄ H ₂ O ₃	98,00	3,79	0,04	0,0002	0,0002
Total		15638,20	167,08	1,0000	1,0000

1. Viskositas Fase Cair

Diperoleh dari Yaws

Persamaan yang digunakan :

$$\ln(\mu) = mya + \frac{myub}{t} + myuc \ln(t) + myud t^{myue}$$

Dengan hubungan :

myua, myub, myuc, myud, myue : konstanta empiris

T : Suhu operasi [K]

μ : Viskositas fase cair [kg/m.detik]

Komponen	myua	myub	myuc	myud	myue
C ₇ H ₈	-5.16490	810.68	0.0105	-1.05E-05	0.00
C ₆ H ₁₂ O	-3.05700	500.50	0.0065	-8.82E-06	0.00
C ₄ H ₂ O ₃	-1.08110	556.16	-0.0013	4.16E-07	0.00

2. Konduktivitas Thermal

Dihitung dengan persamaan :

$$kthg = kthga + kthgb T + kthgc T^2 + kthgd T^3$$

Dengan hubungan :

kthg : konduktivitas thermal fase gas [J/m.detik.K]

kthga, kthgb, kthgc, kthgd : konstanta

T : Suhu operasi [K]

Komponen	kthga	kthgb	kthgc	kthgd	kthge
C ₇ H ₈	-7.76E-03	4.49E-05	6.45E-08	0.00E+00	0.00
C ₆ H ₁₂ O	2.09E-03	-7.80E-06	1.30E-07	0.00E+00	0.00
C ₄ H ₂ O ₃	-1.006E-02	6.73E-05	9.65850E-09	0.00E+00	0.00

3. Rapat Massa Fase Cair

Dihitung dengan persamaan :

$$\rho_l = \frac{rhol_a}{rhol_b \left(1 + \left(1 - \frac{t}{rhol_c}\right)^{rhold}\right)}$$

Dengan hubungan :

ρ_l : rapat massa fase cair [kmol / m³]

rhol_a, rhol_b, rhol_c, rhol_d : konstanta

T : Suhu operasi [K]

Data diperoleh dari Yaws

Komponen	rhol _a	rhol _b	rhol _c	rhol _d
C ₇ H ₈	0.30000	0.27100	592.0000	2.99E-01
C ₆ H ₁₂ O	0.26700	0.2590	571.0000	2.86E-01
C ₄ H ₂ O ₃	0.4480	0.26100	721.0000	3.56E-01

4. Panas Laten Penguapan

$$hvap = A (1 - Tr)^{(B + C Tr + D Tr^2 + E Tr^3)}$$

Dengan hubungan :

A, B, C, D, dan E : konstanta

h_{vap} : Entalpi penguapan [kJ/kmol]

T_r : Suhu tereduksi = T/T_c

T : Suhu operasi [K]

T_c : Suhu kritis [K]

Data konstanta A,B,C,D, dan E dari Yaws

Komponen	A	B	C	D	E
C ₇ H ₈	50.139	5.920E+02	3.830E-01	0.00E+00	0.00
C ₆ H ₁₂ O	57.680	5.710E+02	4.160E-01	0.00E+00	0.00
C ₄ H ₂ O ₃	59.574	7.210E+02	2.160E-01	0.00E+00	0.00

Langkah Perhitungan

1. **Beban Panas**
2. **Media Pendingin**
3. **Beda Suhu Rerata**
4. **Koefisien Perpindahan Kalor**
5. **Alat Penukar Kalor *Standart***
6. **Rute Fluida**
7. **Koefisien Perpindahan Kalor dalam Tabung, Selongsong dan Gabungan**
8. **Faktor Pengotoran**
9. **Penurunan Tekanan**

1. Beban Panas

Beban Panas *Condensation*

Dihitung dengan persamaan :

$$Q_c = \sum v_i h_{vapi}$$

Dengan hubungan :

Q_t : Beban panas [kJ/jam]

h_{vapi} : Panas laten pengembunan [kJ/kg]

v_i : Kecepatan massa uap [kg/jam]

Suhu fluida panas rerata

$$T_{av} = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{(385,8 K + 385,4 K)}{2} = 385,6 K = 112,6^\circ C$$

Nilai h_{vap} dievaluasi pada suhu $T = 385,6 K = 112,6^\circ C$

Komponen	kg/jam	hvap [kJ /kg]	v hvap [kJ/jam]
C ₇ H ₈	12296,71	33,48962	411812,15
C ₆ H ₁₂ O	3337,71	57,68000	192519,11
C ₄ H ₂ O ₃	3,79	59,57400	225,79
Total	15638,20		604557,05

$$Q_c = 604557,05 \text{ kJ/jam}$$

Beban Panas Subcooling

$$Q_c = \sum m_i \cdot c_{pi} \cdot \Delta T$$

Suhu fluida panas rerata :

$$T_{av} = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{(385,4 \text{ K} + 303,1783 \text{ K})}{2} = 344,29 \text{ K} = 71,29 \text{ }^\circ\text{C}$$

Nilai $c_{pi} \cdot \Delta T$ dievaluasi pada suhu $T = 344,29 \text{ K} = 71,29 \text{ }^\circ\text{C}$

Komponen	kg/jam	$c_{pi} \cdot \Delta T$ [kJ /kg]	$m \cdot c_{pi} \cdot \Delta T$ [kJ/jam]
C ₇ H ₈	12296,71	1,33	16354,62
C ₆ H ₁₂ O	3337,71	1,64	5473,84
C ₄ H ₂ O ₃	3,79	1,26	4,78
Total	15638,20		21833,24

$$Q_s = 21833,24 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Beban Panas Total } (Q_t) &= (21833,24 + 604557,05) \text{ kJ/jam} \\ &= 626390,29 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

2. Media Pendingin

Sebagai media pendingin dipakai air

$$\text{Suhu air masuk, } T_1 = 303 \text{ K} = 30^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu air keluar, } T_2 = 313 \text{ K} = 40^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu rerata, } T_{av} = 308 \text{ K} = 35^\circ\text{C}$$

Sifat fisis air pada suhu rerata

$$\text{Kapasitas panas, } C_p \text{ air} = 75,3457 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{Viskositas, } \mu \text{ air} = 93,8581 \text{ cP}$$

$$\text{Rapat massa, } \rho \text{ air} = 991,056 \text{ kg/m}^3 \text{ Perry, ed.8, Halaman 2. 96}$$

Massa air pendingin yang diperlukan

Dihitung dengan persamaan :

$$m_{air} = \frac{Q_t}{c_{pair} (t_2 - t_1)}$$

C_p air : Kapasitas panas air [kJ/kg.K]

m air : Kecepatan massa air [kg/jam]

Q_t : Beban panas total [kJ/jam]

T₁ : Suhu air pendingin masuk [K]

T₂ : Suhu air pendingin keluar [K]

$$m_{\text{air}} = \frac{626390,29 \text{ kJ/jam}}{75,3457 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}} (313,15 \text{ K} - 303,15 \text{ K})} = 831,36 \text{ kg/jam}$$

3. Beda Suhu Rerata

a. Beda suhu rerata logaritmik

Dihitung dengan persamaan :

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

Hot Fluid

Cold Fluid

385,8	Suhu atas	308,15	77,65	Δt_2
385,4	Suhu bawah	303,15	82,25	Δt_1

$$LMTD_c = \frac{82,25 \text{ K} - 77,65 \text{ K}}{\ln\left(\frac{82,25 \text{ K}}{77,65 \text{ K}}\right)} = 79,93 \text{ K}$$

Hot Fluid

Cold Fluid

385,4	Suhu atas	313,15	72,25	Δt_2
303	Suhu bawah	308,15	5,15	Δt_1

$$LMTD_s = \frac{5,15 \text{ K} - 72,25 \text{ K}}{\ln\left(\frac{5,15 \text{ K}}{72,25 \text{ K}}\right)} = 25,41 \text{ K}$$

b. Beda suhu rerata (Δt)

$$\text{Condensing} = Q_c / LMTD_c$$

$$\text{Condensing} = \frac{604557,05 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{79,93 \text{ K}} = 7563,58 \frac{\text{kJ}}{\text{jam.K}}$$

$$\text{Subcooling} = Q_s / LMTD_s$$

$$\text{Subcooling} = \frac{21833,24 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{25,41 \text{ K}} = 859,24 \frac{\text{kJ}}{\text{jam.K}}$$

$$\Delta t = Q / \sum \frac{q}{\Delta t}$$

$$\Delta t = \frac{626390,29 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{8422,82 \frac{\text{kJ}}{\text{jam.K}}} = 74,51 \text{ K}$$

4. Koefisien Perpindahan Kalor

Diprediksi berdasarkan Towler dan Sinnott, “*Chemical Engineering Design and Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*, Mc-Graw Hill (2008), Halaman 797

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² °C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapors	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensable)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

Nilai Ud berkisar antara 700 W/m².K sampai 1000 W/m².K

Dicoba: Ud = 1000 J/m².detik.K

$$= 1000 \text{ J/m}^2 \cdot \text{detik.K} \times [0,001 \text{ kJ/J}] = 1,000 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{detik.K}$$

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]

Qt : Beban panas total [kJ/detik]

Ud : Koefisien perpindahan kalor gabungan [kJ/m².detik.K]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{626390,29 \frac{kJ}{jam} \times \left[\frac{jam}{3600 detik} \right]}{1 \frac{kJ}{m^2 \cdot detik \cdot K} \times 74,51 K} = 1,6821 m^2$$

Menurut Ludwig, luas perpindahan kalor > 0,1 m², maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah selongsong dan tabung.

b. Ukuran tabung

Dipilih ¾" OD, 14 BWG

Dari tabel 10 Kern, D. Q., diperoleh :

Diameter luar tabung (OD) = 0,75 in x [0,0254 $\frac{m}{in}$] = 0,01905 m

Diameter dalam tabung (ID) = 0,58 in x [0,0254 $\frac{m}{in}$] = 0,01483 m

Luas permukaan per meter : a'' = $\pi \times OD$

a'' = $\pi \times [0,01905 m] \times \frac{m}{m} = 0,0598473 m^2/m$

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 NewYork, 2008, Halaman 805.

Dipilih : panjang tabung, L = 6 ft x [0,3048 $\frac{m}{ft}$] = 1,8288 m

APPENDIX 10 - DIMENSIONS OF STANDARD PIPE SIZES

TABLE 10. DIMENSIONS OF STANDARD PIPE SIZES

Nominal Size, in.	Outside Diameter, in.	Wall Thickness, in.	ID, in.	Nominal Weight, lb/ft.	Standard Pipe Size, in.		Weight per Foot, lb/ft.
					Outside	Inside	
1/2	0.625	0.049	0.526	1.04	0.625	0.526	1.04
3/8	0.375	0.035	0.305	0.54	0.375	0.305	0.54
1/4	0.250	0.028	0.222	0.37	0.250	0.222	0.37
3/16	0.1875	0.020	0.1675	0.26	0.1875	0.1675	0.26
1/8	0.125	0.015	0.110	0.18	0.125	0.110	0.18

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a'' L}$$

$$nt = \frac{1,6821 \text{ m}^2}{0,05985 \frac{\text{m}^2}{\text{m}} \times 1,8288 \text{ m}} = 15$$

d. Alat penukar kalor *standart*

Dipilih dari tabel 9 A. Kern, Halaman 842

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, IDs = 17,25 in x [0,0254 $\frac{\text{m}}{\text{in}}$] = 0,4328 m

Jumlah tabung, nt = 166

Pass tabung, np = 8

Susunan : ¾" pada 1 *Triangular Pitch*

Pitch = 1 in x [0,0254 $\frac{\text{m}}{\text{in}}$] = 0,0254 m

Diameter ekivalen

$$De = 0,73 \text{ in (Fig.28 Kern)}$$

$$De = 0,73 \text{ in} \times \left[0,0254 \frac{\text{m}}{\text{in}} \right] = 0,01854 \text{ m}$$

Luas perpindahan kalor *standart*

$$A = nt \times a'' \times L$$

$$A = 166 \times 0,05985 \frac{\text{m}^2}{\text{m}} \times 1,8288 \text{ m} = 18,1685 \text{ m}^2$$

e. Koefisien perpindahan kalor *standart*

$$Ud = \frac{Qt}{A \Delta t}$$

$$Ud = \frac{626390,29 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \times \left[\frac{\text{jam}}{3600 \text{ detik}} \right]}{18,1685 \text{ m}^2 \times 74,51 \text{ K}} = 0,0816 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{detik} \cdot \text{K}}$$

6. Rute Fluida

Fluida panas dialirkan dalam selongsong dan fluida dingin dialirkan dalam tabung.

7. Koefisien Perpindahan Kalor dalam Tabung, Selongsong dan Gabungan

Selongsong : Fluida Panas

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]

Jarak antar *baffle* :

Jarak antar *baffle* berkisar antara

IDs/5 sampai IDs.

Dipilih : $B = \frac{IDs}{1}$

IDs = 0,4382 m

$B = \frac{0,4382 \text{ m}}{1} = 0,43815 \text{ m}$

Pitch = 0,0254 m

Clearance

C' = 0,0254 m – 0,01905 m

C' = 0,00635 m

Tabung : Fluida Dingin

Luas aliran

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

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

$$at' = 0,00017 \text{ m}^2$$

$$at = \frac{nt \ at'}{np}$$

$$at = \frac{166 \times 0,00017 \text{ m}^2}{8}$$

$$at = 0,0036 \text{ m}^2$$

Flux massa

$$Gt = \frac{\text{kec massa air}}{at}$$

$$Gt = \frac{831,36 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \left[\frac{\text{jam}}{3600 \text{ detik}} \right]}{0,0036 \text{ m}^2}$$

$$Gt = 42,438 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{detik}}$$

Kecepatan linear

$$v_{lin} = \frac{Gt}{\rho_{air}}$$

$$as = \frac{0,4382 \text{ m} \times 0,43815 \text{ m} \times 0,00635 \text{ m}}{0,0254 \text{ m}}$$

$$as = 0,04799 \text{ m}^2$$

Flux massa :

$$G_s = \frac{\text{kec massa Fluida panas}}{as}$$

$$G_s = \frac{15638,20 \frac{\text{kg}}{\text{detik}}}{0,04799 \text{ m}^2}$$

$$G_s = 61,799 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{detik}}$$

Beban Massa :

$$G'' = \frac{\text{kec massa}}{L \text{ nt}^{2/3}}$$

Persamaan 12.43 Kern, D.Q.

L : Panjang tabung [m]

nt : Jumlah tabung

G'' : Beban massa [kg/m.detik]

$$G'' = \frac{15638,20 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \left[\frac{\text{jam}}{3600 \text{ detik}} \right]}{1,8288 \text{ m} \times 166^{\frac{2}{3}}}$$

$$G'' = 0,0537 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{detik}}$$

Koefisien perpindahan kalor

Dihitung dengan persamaan :

$$ho = 1,5 \left(\frac{4 G''}{\mu f} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu f^2}{k f^3 \rho f^2 g} \right)^{-1/3}$$

Kern, D. Q., *Process Heat Transfer*,
Halaman 266

Dengan hubungan :

g : Percepatan gravitasi normal
[m/s²]

ho : Koefisien perpindahan kalor
embunan [kJ/m².s.K]

kf : Konduktivitas *thermal*
[kJ/m.detik.K]

ρf : Rapat massa embunan
[kg/m³]

μf : viskositas embunan [kg/m.s]

$$v_{lin} = \frac{42,4382 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}}{991,056 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,043 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Id Gt}{\mu}$$

$$Re = \frac{0,01483 \text{ m} \times 42,4382 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}}{93,8581 \text{ cP} \times \left[\frac{10^{-3} \text{ kg}}{\text{m} \cdot \text{s} \cdot \text{cP}} \right]}$$

$$Re = 6,707$$

Koefisien Perpindahan Kalor

Dihitung dengan persamaan :

$$hi = \frac{4,2 (1,35 + 0,02 \text{ tav}) v_{lin}^{0,8}}{Id^{0,2}}$$

(Towler dan Sinnott, 2008, Hal. 827)

Dengan hubungan :

ID : Diameter dalam [mm]

hi : Koefisien transfer panas
dalam tabung [kJ/m².s.K]

tav : suhu rerata [°C]

v_{lin} : kecepatan linear [m/s]

$$tav = 303 \text{ K} = 30^\circ\text{C}$$

$$hi = \frac{4,2 (1,35 + 0,02 \text{ tav}) v_{lin}^{0,8}}{(1,48336^{0,2})}$$

$$hi = 6,1842 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

$$hio = hi \times (ID/OD)$$

$$hio = 6,1842 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \times \frac{0,01483 \text{ m}}{0,01905 \text{ m}}$$

$$hio = 4,8155 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

Sifat fisis dievaluasi pada suhu t_f dan dilaksanakan dengan cara iterasi h_o

Dicoba : $h_o = 0,0954 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{detik} \cdot \text{K}$

$$t_w = t_{av} + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_{av} - t_{av})$$

T_{av} : Suhu rerata fluida panas [K]

t_{av} : Suhu rerata fluida dingin [K]

t_w : Suhu dinding luar tabung [K]

$$T_{av} = 385,6 \text{ K} = 112,6^\circ\text{C}$$

$$t_{av} = 308,15 \text{ K} = 35,15^\circ\text{C}$$

$$t_w = 308,15 \text{ K} + \frac{0,0954 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}}{0,0954 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} + 4,8155 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}} \times (385,6 \text{ K} - 308,15 \text{ K})$$

$$t_w = 309,65 \text{ K}$$

$$t_f = \frac{t_w + T_{av}}{2} = \frac{(309,65 \text{ K} + 385,6 \text{ K})}{2} = 347,63 \text{ K}$$

Sifat fisis lapisan embunan pada suhu t_f

Komponen	fraksi massa	kth[kJ/msK]	μ [kg /m s]	ρ_l [kg /m ³]	x kth
C ₇ H ₈	0,7863	0,01558	0,06287	0,52103	0,01225
C ₆ H ₁₂ O	0,2134	0,00209	0,20678	0,45727	0,00045
C ₄ H ₂ O ₃	0,0002	-0,01006	1,67349	0,92623	0,00000
Total	1,0000				0,01269

Komponen	fraksi massa	μ [kg /m s]	ρ_l [kg /m ³]	x μ	x ρ_l
C ₇ H ₈	0,7863	0,06287	0,52103	0,04944	0,4097
C ₆ H ₁₂ O	0,2134	0,20678	0,45727	0,04414	0,0976
C ₄ H ₂ O ₃	0,0002	1,67349	0,92623	0,00040	0,0002
Total	1,0000			0,09397	0,5075

$$k_{thf} = 0,01269 \quad \text{kJ/m.s.K}$$

$$\mu_f = 0,09397 \quad \text{kg/m.s}$$

$$\rho_l = 0,5075 \quad \text{kg/m}^3$$

$$h_o = 1,5 \times \left(\frac{4 \times 0,0537 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}}{0,09397 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \right) \times \left(\frac{(0,09397 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}})^2}{(0,01269 \frac{\text{kJ}}{\text{m.s.K}})^3 \times (0,5075 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})^2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right)^{-\frac{1}{3}}$$

$$h_o = 0,09522 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$$

$$h_{o\text{tebak}} = 0,09535 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$$

$$\text{selisih} = - 0,0001 \quad \text{kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan

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

$$U_c = \frac{4,8155 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s.K}} \times 0,09522 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s.K}}}{4,8155 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s.K}} + 0,09522 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s.K}}} = 0,09338 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s.K}}$$

8. Faktor Pengotoran

Dihitung dengan persamaan :

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

R_d : Faktor pengotoran [$\text{m}^2 \cdot \text{s.K/kJ}$]

U_c : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih [$\text{kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$]

U_d : Koefisien perpindahan kalor gabungan *design* [$\text{kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$]

$$R_d = \frac{1}{0,08157 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s.K}}} - \frac{1}{0,09338 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s.K}}} = 1,55055 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{s.K}}{\text{kJ}}$$

$$R_{d\text{minimum}} = 0,003 \frac{\text{ft}^2 \cdot \text{jam.F}}{\text{BTU}} \times \left[\frac{\frac{\text{m}^2 \cdot \text{s.K}}{\text{kJ}}}{0,00567 \frac{\text{ft}^2 \cdot \text{jam.F}}{\text{BTU}}} \right]$$

$$R_{d\text{minimum}} = 0,52901 \text{ m}^2 \cdot \text{s.K/Kj}$$

9. Penurunan Tekanan

Selongsong : Fluida Panas

Tabung : Fluida Dingin

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f (N+1) G_s^2 I_d s}{2 \rho_f D_e}$$

Kern, D.Q., Halaman 273.

Dengan hubungan :

D_e : Diameter ekivalen [m]

f : Faktor friksi

G_s : Flux massa [kg/m².s]

$I_d s$: Diameter selongsong [m]

(N+1) : Jumlah *baffle*

ΔP_s : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_f : Rapat massa embunan [kg/m³]

Jumlah *baffle*

$$(N+1) = L / B$$

$$(N+1) = \frac{1,8288 \text{ m}}{0,4381 \text{ m}} = 4$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{D_e G_s}{\mu_f}$$

$$Re = \frac{0,01854 \text{ m} \times 61,799 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}}{0,09397 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}}$$

$$Re = 12,19$$

Faktor Friksi

Dihitung dengan persamaan :

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

Kern, D.Q., Halaman 53

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{12,19^{0,42}}$$

$$f = 0,0958$$

Penurunan Tekanan

$$\Delta P_s = \frac{0,105 \times 4 \times (61,799 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}})^2}{2 \times 0,5075 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times \frac{0,4382 \text{ m}}{0,0185 \text{ m}}$$

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 air [kg/m².s]

$I_d t$: Diameter dalam tabung [m]

L : Panjang tabung [m]

n_p : Jumlah *pass*

ΔP_t : Penurunan tekanan [Pa]

ρ_{air} : rapat massa [kg/m³]

Faktor friksi

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{Re^{0,32}}$$

Kern, D.Q., Halaman 53

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{6,70706^{0,32}}$$

$$f = 0,0694$$

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0694 \times (42,4382 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}})^2}{2 \times 991,056 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times \frac{1,8288 \text{ m} \times 8}{0,01483 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 247,73004 \frac{\text{kg} \cdot \text{m}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}^2}$$

$$\Delta P_t = 248,73004 \text{ Pa}$$

Penurunan tekanan karena belokan

$$\Delta P_r = (v^2/2g) \times \rho_g \times n_p$$

$$\Delta P_s = 34086,4466 \text{ kg.m.s}^{-2}/\text{m}^2$$

$$\Delta P_s = 34086,4466 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_s = 0,3364 \text{ atm}$$

$$\Delta P_r = \frac{(0,0428 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 \times 991,056 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{2} \times 8$$

$$\Delta P_r = 7,26903 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 34464,2857 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 0,340136 \text{ atm}$$

Penurunan tekanan total pada tabung

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$\Delta P_T = 248,73004 \text{ Pa} + 7,26903 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_T = 255,99907 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_T = 0,0025265 \text{ atm}$$

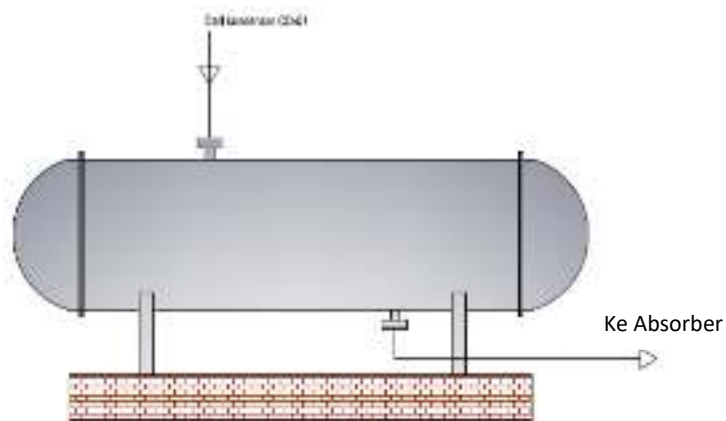
$$\Delta P_T \text{ max} = 68928,5714 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_T \text{ max} = 0,6802721 \text{ atm}$$

ACCUMULATOR 01 (AC-01)

Fungsi : Menampung sementara hasil embunan dari CD-01.

Jenis : Tangki Silinder Horisontal



Data :

Tekanan Operasi : 1,3364 atm

Suhu Operasi : 303 K : 30 °C

Kecepatan massa embunan :

Komponen	Mw (kg/kmol)	kg/jam
C7H8	92	12296,71
C6H12O	100	3337,71
C4H2O3	98	3,79
Total		15638,20

Rapat massa :

$$\rho_l = \frac{\rho_{hola}}{\rho_{holb} \left(1 + \left(1 - \frac{t}{\rho_{holc}}\right)^{\rho_{hold}}\right)}$$

Dengan Hubungan :

ρ_l : Rapat massa fasa cair kg/m³

T : Suhu operasi K

Komponen	ρ_{hola}	ρ_{holb}	ρ_{holc}	ρ_{hold}
C7H8	0,3000	0,27108	591,79	0,29889
C6H12O	0,2665	0,25887	571,4	0,25871
C4H2O3	0,4478	0,26141	721	0,35584

(yaws, 1989)

Langkah perhitungan :

1. Volume embunan
2. Volume akumulator
3. Ukuran Alat
4. Perhitungan pelengkap

1. Volume embunan

Dihitung dengan persamaan :

$V_l = \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal}$

Berdasarkan Wallas, S.M., *Chemical Process Equipment Selection and Design* (1990) waktu tinggal berkisar antara 5 sampai 10 menit.

Dirancang waktu tinggal : 5 menit

Kecepatan volume = kecepatan massa / rapat massa

Perhitungan disajikan dalam bentuk table berikut :

Komponen	kg/jam	ρ_l [kg /m ³]	m ³ /jam
C7H8	12296,71	78,5131	156,6199
C6H12O	3337,71	80,3677	41,5305
C4H2O3	3,79	131,5999	0,0289
Total	15638,20	290,4807	198,1793

$$\text{Kecepatan volume} = 198,1793 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume embunan (VI)} &= 198,1793 \text{ m}^3/\text{jam} \times [1 \text{ jam} / 60 \text{ menit}] \times 5 \text{ menit} \\ &= 16,5149 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Volume akumulator

$$\text{Dirancang angka keamanan} = 20 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Volumer akumulator (Vt)} &= 1,2 \times VI \\ &= 1,2 \times 16,5149 \text{ m}^3 \\ &= 19,8179 \text{ m}^3 = 5235,3353 \text{ gallon} \end{aligned}$$

3. Ukuran alat

Rasio antara Panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5 (Wallas, S.T.)

$$\text{Dirancang, Rasio} = 3$$

$$L = 3 D$$

$$D = \left(\frac{4 V_t}{3 \pi} \right)^{1/3}$$

$$D = \left(\frac{4 \times 19,8179}{3 \times 3,14} \right)^{1/3}$$

$$D = 1,79078 \text{ m}$$

$$\text{Dipakai Diameter (D)} = 2 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang tangki (L)} &= 3 \times 2 \text{ m} \\ &= 6 \text{ m} \end{aligned}$$

Bahan kontruksi dipilih baja karbon.

4. Perhitungan pelengkap

Perhitungan pelengkap terdiri dari :

a. Tebal dinding selongsong dan penutup akumulator

Dihitung dengan persamaan 13.42 Sinnott, *Chemical Engineering Design Principles, Practice and economics of plant and Process Design (2008)*

$$ts = \frac{P_{gauge} Ids}{4 f \epsilon + 0.8 P_{gauge}} + C'$$

Dengan hubungan :

C' = Faktor korosi (m)

P_{gauge} = Tekanan perancangan menurut alat ukur (Pa)

Ids = Diameter dalam selongsong (m)

ts = tebal dinding selongsong (m)

$fall$ = Allowable stress (Pa)

Tekanan Operasi = 1,3364 atm

Tekanan perancangan :

Dirancng slongsong mampu menahan tekanan 50% lebi tinggi dari tekanan operasi (meggyessy, 1999)

$P_{design} = 1,5 \times 1,3364 \text{ atm}$

= 2,0046 atm

= 203116,095 Pa

$P_{gauge} = (203.116,095 - 101.325) \text{ Pa}$

= 101.791,095 Pa

Bahan konstruksi dipilih baja karbon C 285

Menurut brownel & young nilai allowable stress ($fall$) = 12650 psi

= 87194642,86 Pa

C' = 0,13 in = 0,00318 m

Efisiensi sambungan (ϵ) = 90%

$$ts = \frac{101791,095 \text{ Pa} \times 2 \text{ m}}{(4 \times 88917857,1429 \times 0,9) - (0,8 \times 101791,1 \text{ Pa})} + 0,00317 \text{ m}$$

$ts = 0,00311 \text{ m}$

b. Head akumulator

Dipilih jenis ellipsoidal. Pemilihan jenis tutup dapat dibaca pada, Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design (2008), Butterworth, halaman 987).

Tebal penutup dihitung dengan persamaan :

$$th = \frac{P_{gauge} Ids}{4 fall - 0.4 P_{gauge}} + C'$$

Dengan hubungan :

C' = Faktor korosi (m)

P_{gauge} = Tekanan perancangan menurut alat ukur (Pa)

Ids = Diameter dalam selongsong (m)

th = tebal penutup (m)

$fall$ = Allowable stress (Pa)

Tekanan Operasi = 1,3364 bar

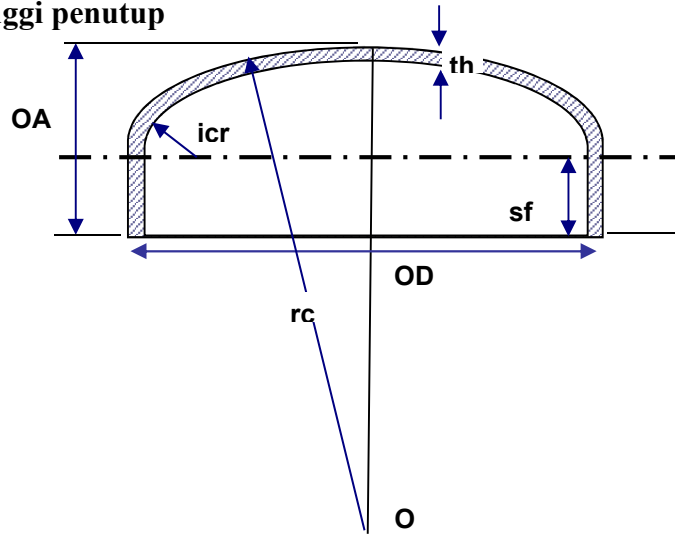
Tekanan perancangan = 1,2 x 1,3364 bar
= 1,6037

Tekanan alat ukur = 1,6 bar – 1,01325 bar
= 0,59043 bar
= 59043 Pa

$$th = \frac{59043 Pa \times 2 m}{(4 \times 88917857,1429) - (0,4 \times 0,59 Pa)} + 0,00318 m$$

$th = 0,00317 m$

c. Tinggi penutup



Keterangan :

icr : jari jari sudut internal (m)

rc : Jari jari kelengkungan (m)

sf : Flange lurus (m)

th : tebal penutup (m)

OA : Tinggi penutup (m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \quad BC = r - icr \quad AB = \frac{Ids}{2} - icr$$

Nilai sf diperoleh dari tabel 5.6 Brownell dan Young , nilai sf berkisar antara 1½ in sampai 3½ in.

Dipilih sf = 3,5 in = 0,0899 m

r = ids = 2 m

icr = 7,25 in = 0,18415 m

BC = r - icr
 = 2 m - 0,18415 m
 = 1,816 m

AB = (Ids : 2) - icr
 = $\frac{2 m}{2} - 0,18415 m$
 = 0,8158 m

$$\begin{aligned} \text{OA} &= 2 \text{ m} - \sqrt{(1,316 \text{ m})^2 - (0,56585 \text{ m})^2} \\ &= 0,3778 \text{ m} \end{aligned}$$

Panjang total :

$$\begin{aligned} \text{L total} &= (2 \times \text{OA}) + L \\ &= (2 \times 0,3778) + 6 \text{ m} \\ &= 6,7555 \text{ m} \end{aligned}$$

KESIMPULAN ACCUMULATOR 01 (AC – 01)

Fungsi : Menampung sementara hasil embunan CD-01

Jenis : Tangki Silinder Horisontal

Volume tangki = 19,8179 m³

Jumlah tangki = 1

Diameter tangki = 2 m

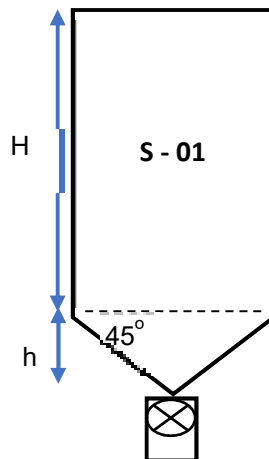
Panjang tangki = 6,7555 m

SILO- 01

(SL - 01)

Tugas : Menyimpan produk curah maleat anhidrid pada suhu penyimpanan 30°C dan tekanan 1 atm dengan waktu tinggal 14 hari

Jenis : Silo menara silinder vertical dengan bagian bawah *cone*.



Komposisi $C_4H_2O_3$

Komponen	F (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	Fraksi (%)	ρ campuran (kg/m ³)
$C_6H_{12}O$	3,79	791,47043	0,001	0,7915
$C_4H_2O_3$	3784,09	1352,0336	0,999	1350,6816
Total	3787,88		1,000	1351,4730

1. Perhitungan Kapasitas Tangki

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas untuk waktu tinggal} &= 14 \text{ hari} \\ \rho \text{ campuran padatan} &= 1351,4730 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Kapasitas massa (W)} &= 3787,88 \text{ kg/jam} \times 14 \text{ hari} \times 24 \text{ jam} \\ &= 1272727,68 \text{ kg} \\ \text{Volume padatan} &= 941,73 \text{ m}^3\end{aligned}$$

2. Volume Tangki yang Diperlukan

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= 120\% \times \text{volume padatan} \\ &= 1,2 \times 941,73 \text{ m}^3 \\ &= 1130,08 \text{ m}^3\end{aligned}$$

3. Dimensi Tangki

$$\text{Volume tabung} = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

Dimana rasio panjang terhadap diameter, $H/D = 1,5 : 1$.

(Ludwig, E.E vol 1 ed iii hal. 514).

Maka $H = 1,5 D$

$$\text{Volume kerucut} = \frac{\pi \times D^2 \times h}{12}$$

Dimana untuk dimensi kerucut, mencari tinggi (h) dengan persamaan :

(Wallas, Stanley M. tabel 18.5 hal. 627)

$$h = \tan\theta \frac{D}{2}$$

dengan $\theta = 45^\circ$ maka :

$$h = \tan 45 \left(\frac{D}{2}\right) = 1 \left(\frac{D}{2}\right)$$

$$2h = D \text{ atau } h = 0,5 D$$

Volume tangki total = volume tabung + volume kerucut

$$1130,08 \text{ m}^3 = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4} + \frac{\pi \times D^2 \times h}{12}$$

$$1130,08 \text{ m}^3 = \frac{\pi \times 1,5D^3}{4} + \frac{\pi \times 0,5 D^3}{12}$$

$$1130,08 \text{ m}^3 = 0,9425 D^3 + 0,1309 D^3$$

$$1130,08 \text{ m}^3 = 1,0734 D^3$$

$$D = 10,173 \text{ m} = 33,376 \text{ ft} = 400,51 \text{ in}$$

$$H = 1,5 D = 13,327 \text{ m} = 43,7254 \text{ ft}$$

$$h = 0,5 D = 4,4425 \text{ m} = 14,5751 \text{ ft}$$

Tinggi total silo (H_s) = $H + h = 17,770 \text{ m}$

4. Dimensi Tangki

Reaktor beroperasi pada tekanan atmosferis $P = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$

$$P \text{ hidrostatik} = \rho_{\text{mix}} \left(\frac{g}{g_c}\right) H$$

Dimana ,

$$g = \text{Percepatan gravitasi} = 32,2 \text{ ft/s}$$

$$g_c = \text{Faktor konversi percepatan gravitasi} = 32,174 \text{ lbf s}^2$$

$$\rho_{\text{mix}} = 1351,5 \text{ kg/m}^3 = 84,3697 \text{ lbf/ft}^3$$

$$H = 13,327 \text{ m} = 43,7254 \text{ ft}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{182,1882 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 32,2 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2} \times 37,5310 \text{ ft}}{32,174 \frac{\text{lbm} \cdot \text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2} \times 144 \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2}} = 25,639 \text{ psi}$$

Tekanan desain adalah 5 - 10% di atas tekanan kerja normal (Coulson, 1983)

Tekanan desain diambil 10% sehingga didapat :

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= 110 \% \times (46,0278 + 14,7) \text{ psi} \\ &= 44,373 \text{ psi} \end{aligned}$$

5. Tebal Silo

Digunakan *Carbon steels* SA – 167 tipe 321 (Brownell and young, hal 342)

$$\text{Densitas } (\rho) = 84,3697 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Allowable stress } (f) = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Effisiensi sambungan } (e) = 0,8$$

$$\text{Faktor korosi } (C) = 0,125 \text{ in} = 0,0032 \text{ m}$$

$$\text{Diameter } (D) = 400,51 \text{ in} = 10,173 \text{ m}$$

$$\text{Jari – jari } (ri) = 174,9015 \text{ in} = 4,4425 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P ri}{f E - 0,6 P} + C = \frac{44,373 \text{ psi} \times 174,9015 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 44,373 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,6433 \text{ in} = 0,0163 \text{ m} \end{aligned}$$

Diambil t_s standar = 7/8 in = 0,875 in = 0,0222 m (Brownell)

6. Tebal Head

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{0,885 P ri}{f E - 0,1 P} + C = \frac{0,885 \times 44,373 \text{ psi} \times 174,9015 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,1 \times 44,373 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,5830 \text{ in} = 0,0148 \text{ m} \end{aligned}$$

Diambil t_h standar = 3/4 in = 0,75 in = 0,01919 m (Brownell)

7. Tebal bottom

Bentuk : *Conical*

Bahan : SA-167, Grade 11, tipe :321

$$t_b = \frac{P D}{2 \cos \theta (f E - 0,6 P)} + C$$

$$= \frac{44,373 \text{ psi} \times 400,51 \text{ in}}{2 \cos 45 (18750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 44,373 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,9629 \text{ in} = 0,0245 \text{ m}$$

Diambil tb standar = 1 in = 1 in = 0,0254 m (Brownell)

$$\frac{P}{f E} = \frac{44,373 \text{ psi}}{18750 \text{ psi} \times 0,8} = 0,003$$

Dari Tabel 13.3 diperoleh Δ (critical value) = 26,5°

$$A = \frac{P}{f E} \times \left(\frac{D^2 \times \tan \theta}{8} \right) \times \left(1 - \frac{\Delta}{\theta} \right)$$

$$= \frac{44,373 \text{ psi}}{18750 \text{ psi} \times 0,8} \times \left(\frac{(400,51 \text{ in})^2 \times \tan 45}{8} \right) \times \left(1 - \frac{26,5}{45} \right)$$

$$= 24,385 \text{ in}^2 = 0,0157 \text{ m}^2$$

Sketsa Cone :



KESIMPULAN SL-01

Tugas : Menyimpan produk curah maleat anhidrad pada suhu penyimpanan 30°C dan tekanan 1 atm dengan waktu tinggal 14 hari.

Jenis : Silo menara silinder vertikal dengan bagian bawah *cone*.

Dimensi :

Diameter : 10,173 m

Tinggi : 17,77 m

Tebal *shell* : 0,875 in

Tebal *head* : 0,75 in

Tebal *bottom* : 1,00 in

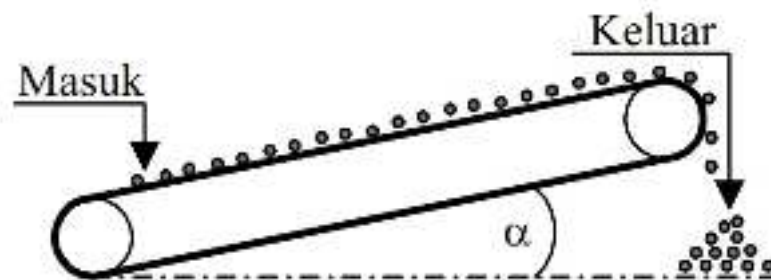
Bahan Konstruksi :

Carbon Steels SA-167 tipe 321.

BELT CONVEYOR-01 (BC-01)

Fungsi : Memindahkan Maleat Anhidrit dari Flaker menuju Silo

Jenis : *Troughed belt conveyor with rolls of equal length*



Komponen :

Komponen	Laju Massa (kg/jam)
C6H12O	3,79
C4H2O3	3784,09
Total	3787,88

Kapasitas Belt Conveyor :

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 3787,88 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ ton}}{1000 \text{ kg}} \\ &= 3,7879 \frac{\text{ton}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

Berdasarkan table 21-7 perry dipilih belt conveyor dengan spesifikasi berikut :

TABLE 21-7 Belt-Conveyor Data for Troughed Artificial Inlets*

Belt width (in./mm)	Cross-sectional area of load		Belt speed, ft/min (m/min)		Belt pitch		Maximum conveyor rise, in./mm		Belt speed (ft/min)	Capacity and hp for 100 ft (30.5 m) conveyor			Add for drum hp ^b
	sq ft (sq m)	sq ft (sq m)	Normal	Maximum	Minimum	Maximum	Based material, 900 sacks	Based material and cover 20%		Capacity material (tons/hr)	hp (100 ft)	hp (30.5 m)	
12 (305)	0.11 (0.03)	0.01 (0.003)	200 (61)	300 (91)	3	3	2.0 (51)	3.0 (76)	100 (30.5)	22 (16)	0.21	0.41	0.0
16 (407)	0.14 (0.03)	0.01 (0.003)	200 (61)	300 (91)	4	6	2.3 (58)	4.0 (102)	100 (30.5)	30 (22)	0.30	0.56	0.0
16 (407)	0.15 (0.03)	0.01 (0.003)	200 (61)	300 (91)	4	6	3.0 (76)	5.0 (127)	100 (30.5)	32 (23)	0.32	0.59	0.0
20 (508)	0.22 (0.05)	0.02 (0.005)	200 (61)	300 (91)	4	6	3.3 (83)	6.0 (152)	100 (30.5)	40 (29)	0.40	0.74	0.0
24 (609)	0.31 (0.08)	0.03 (0.008)	200 (61)	300 (91)	4	7	4.3 (114)	9.0 (230)	100 (30.5)	50 (36)	0.50	0.94	0.0
36 (914)	0.59 (0.16)	0.06 (0.016)	200 (61)	300 (91)	4	9	7.0 (178)	12.0 (305)	100 (30.5)	70 (50)	0.70	1.30	0.0
36 (914)	0.79 (0.21)	0.09 (0.024)	200 (61)	300 (91)	4	9	9.0 (229)	15.0 (381)	100 (30.5)	80 (58)	0.80	1.50	0.0
42 (1067)	1.00 (0.27)	0.10 (0.027)	200 (61)	300 (91)	4	10	10.0 (254)	18.0 (457)	100 (30.5)	90 (65)	0.90	1.65	0.0
48 (1219)	1.40 (0.38)	0.14 (0.038)	200 (61)	300 (91)	4	12	13.0 (330)	23.0 (584)	100 (30.5)	110 (80)	1.10	2.00	0.0
54 (1372)	1.90 (0.52)	0.19 (0.052)	200 (61)	300 (91)	4	14	16.0 (406)	29.0 (737)	100 (30.5)	130 (95)	1.30	2.40	0.0
60 (1524)	2.40 (0.66)	0.24 (0.066)	200 (61)	300 (91)	4	16	19.0 (480)	36.0 (914)	100 (30.5)	150 (110)	1.50	2.80	0.0

*Based on Engineering Co. data for 2 ft wide conveyor sections. Belt width conversions to nearest 0.1 ft. For inclined conveyors, add 50 horsepower for every 100 ft of conveyor. For horizontal conveyors, horsepower for the following factors: 0.20 ft (15.2 m), 1.00, 2.00, 3.00 ft (30.5 m), 1.10, 1.01, 2.01 ft (30.7 m), 1.05. For conveyor with drive, multiply horsepower by 1.05 for each reduction (not gear).

^bDrum horsepower is based on material bulk density of 100 lb/ft³ (1600 kg/m³) and a belt speed of 300 ft/min (91.4 m/min).

Kapasitas Maksimum = 32 Ton/jam

HP tiap 10 ft (linier-ft) = 0,34 hp

Belt Speed = 100 ft/min

= 30,48 m/min

= 0,508 m/s

Diketahui

Jarak belt conveyor = 16,2014 ft = 4,9382 m

Tinggi belt = 3,2808 ft = 1 m

Slope = α

$$\tan \alpha = \frac{3,28}{16,2} = 0,2$$

$$\alpha = 11,4$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang belt} &= \sqrt{3,28^2 + 16,2^2} \\
 &= 16,5303 \text{ ft} \\
 &= 5,0384 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Tower

$$\begin{aligned}
 \text{Hp/10 ft, lift} &= 0,34 \text{ hp/ft} && (\text{perry } 7^{\text{ed}}, \text{ table 21-7}) \\
 &= 1,12 \text{ hp/m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{hp} &= \frac{16,53}{3,2808} \times 0,34 \\
 &= 1,7 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

$$\text{Penambahan hp untuk tripper} = 2 \text{ hp} \quad (\text{perry } 7^{\text{ed}}, \text{ table 21-7})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Power total} &= (1,7 + 2) \text{ hp} \\
 &= 3,7 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

$$\text{Digunakan Hp standar} = 5 \text{ hp}$$

Kesimpulan *Belt Conveyor* -01 (BC-01)

Kapasitas maximum = 32 ton/jam

Belt - width = 14 in

- Trough width = 9 in

- Skirt seal = 2 in

Belt speed = 100 ft/min

Panjang = 16,5303 ft = 5,0384 m

Sudut elevasi = 11,4

Power = 5 hp

Jumlah = 1

BUCKET ELEVATOR-01 (BE-01)

Fungsi : Memindahkan Maleat Anhidrit dari Flaker menuju Silo

Jenis : *Bucket elevator (centrifugal – discharge spaced bucked)*



Komponen :

Komponen	Laju Massa (kg/jam)
C6H12O	3,79
C4H2O3	3784,09
Total	3787,88

Kapasitas Belt Conveyor :

$$\text{Kapasitas} = 3787,88 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ ton}}{1000 \text{ kg}}$$

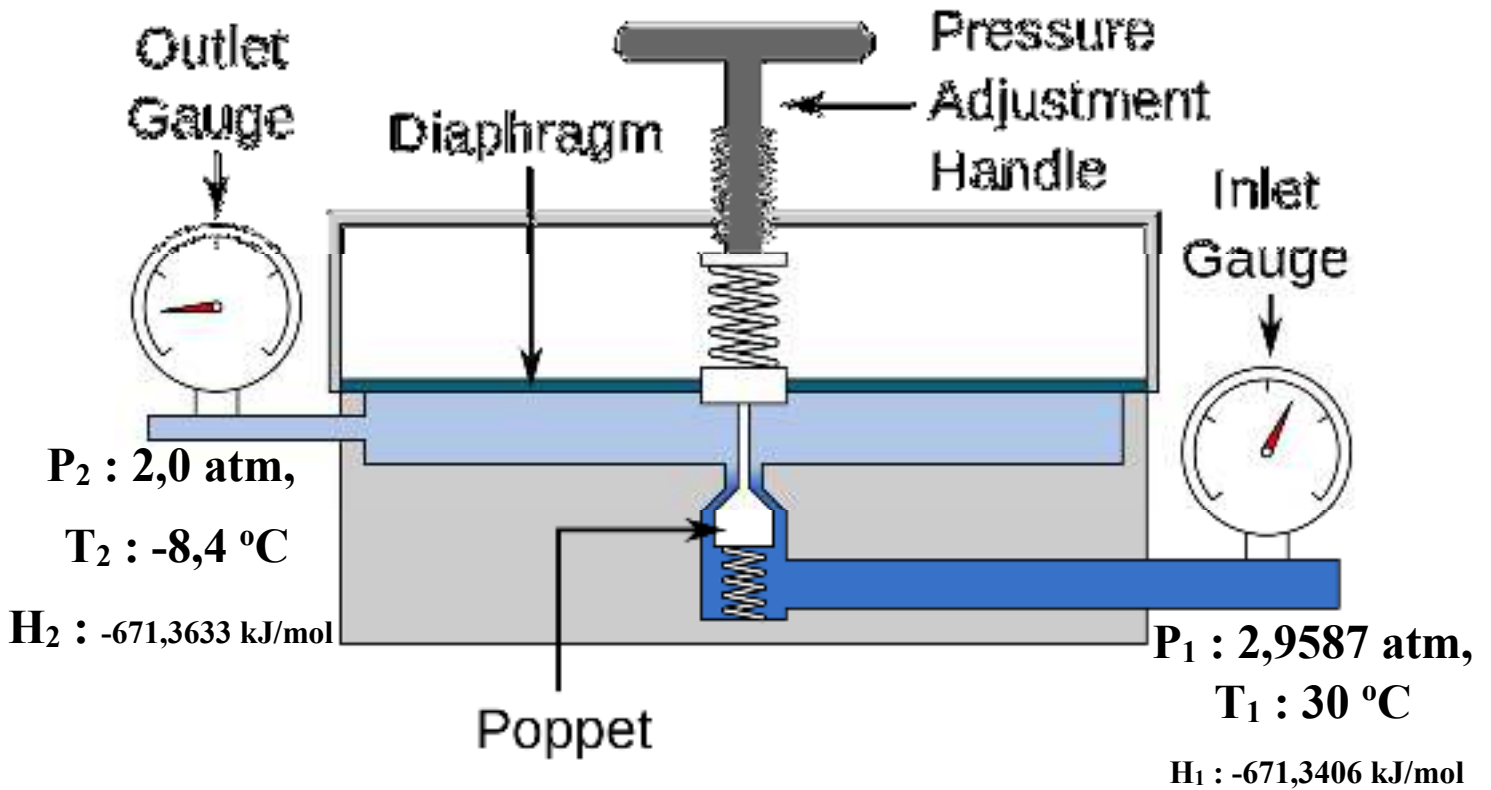
$$= 3,7879 \frac{\text{ton}}{\text{jam}}$$

PRESSURE REDUCER VALVE

(PRV-01)

Tugas : Menurunkan tekanan dari 2,9979 bar (2,9587 atm) sampai 2,0265 bar (2 atm).

Jenis : *Pressure Reducer Valve*.



Data bahan yang diekspansi :

Komponen	Mr	kg/jam	kmol.jam	y
C ₄ H ₁₀	58	3041,68	52,44	0,99
C ₅ H ₁₂	72	38,14	0,53	0,01
Total		3079,82	52,97	1,00

Suhu masuk = 303 K = 30 °C

Tekanan masuk = 2,9979 bar = 2,9587 atm

T_{reff} = 298 K = 25 °C

Data suhu didih, suhu kritis, tekanan kritis dan faktor asentrik

Komponen	Tb	Tc	Pc	ω
C ₄ H ₁₀	272,65	425,18	37,97	0,199
C ₅ H ₁₂	309,22	469,65	33,69	0,249

Sumber: Carl .L Yaws,1999, “*Chemical Properties Handbook*”, Mc. Graw Hill, New York, Hal 30-55

Kapasitas Panas Fase Gas

Mengikuti persamaan :

$$C_{pg} = c_{pgA} + c_{pgB} T + c_{pgC} T^2 + c_{pgD} T^3 + c_{pgE} T^4$$

$$C_{pg} = \text{Kapasitas panas fase gas [kJ/kmol.K]}$$

$$c_{pgA}, c_{pgB}, c_{pgC}, c_{pgD}, \text{ dan } c_{pgE} = \text{Konstanta}$$

$$R_g = 8,314 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$T = \text{Suhu Operasi [K]}$$

Komponen	c _{pga}	c _{pgb}	c _{pgc}	c _{pgd}	c _{pge}
C ₄ H ₁₀	20,056	2,82E-01	-1,31E-05	-9,46E-08	3,41E-11
C ₅ H ₁₂	26,671	3,23E-01	4,28E-05	-1,66E-07	5,60E-11

Langkah Perhitungan :

1. Persamaan-persamaan yang digunakan
2. Menentukan suhu keluar *expansion valve*

1. Persamaan – persamaan yang digunakan

Hukum I Termodinamika

$$\Delta H + \Delta EK + \Delta EP = Q - W_s$$

$$\Delta EK = \text{Perubahan energi kinetik [kJ/jam]}$$

$$\Delta EP = \text{Perubahan energi potensial [kJ/jam]}$$

$$\Delta H = \text{Perubahan enthalpi [kJ/jam]}$$

$$W_s = \text{Kerja poros [kJ/jam]}$$

Pada kasus *pressure reducer* proses berlangsung secara adiabatik-isokhorik, sehingga $\Delta EK = 0$, $\Delta EP = 0$, $Q = 0$, dan $W_s = 0$, maka $\Delta H = 0$.

$$\Delta H = \int_{P_1}^{P_2} \left(\frac{\partial H}{\partial P} \right)_{T_1} dP + \int_{T_1}^{T_2} C_p^o dT + \int_{P_2}^{P_1} \left(\frac{\partial H}{\partial P} \right)_{T_2} dP$$

$$\Delta H = (H^o - H_{P_1})_{T_1} + \int_{T_1}^{T_2} C_p^o dT - (H^o - H_{P_2})_{T_2}$$

$$\left(\frac{dH}{dP} \right)_T dP = \text{Perubahan entalpi terhadap tekanan pada suhu tetap}$$

Dihitung dengan persamaan virial ke-2 :

$$\frac{H^R}{RT_c} = P_r \left[B^0 - T_r \frac{dB^0}{dT_r} + \omega \left(B^1 - T_r \frac{dB^1}{dT_r} \right) \right]$$

$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{T_r^{1,6}} \quad (3.65)$	$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_r^{4,2}} \quad (3.66)$
$\frac{dB^0}{dT_r} = \frac{0,675}{T_r^{2,6}} \quad (6.89)$	$\frac{dB^1}{dT_r} = \frac{0,722}{T_r^{5,2}} \quad (6.90)$

$$T_1 = 303 \text{ K} = 30^\circ\text{C}$$

Komponen	y	C _{pg}	y · c _{pg}	y t _b	y t _c	y p _c	y w
C ₄ H ₁₀	0,99	-1,14935978	-1,137866	269,92	420,9282	37,5903	0,19701
C ₅ H ₁₂	0,01	-0,48463798	-0,004846	3,0922	4,6965	0,3369	0,00249
Total	1		-1,142713	273,02	425,6247	37,9272	0,1995

$$T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{303 \text{ K}}{425,6247 \text{ K}} = 0,711895$$

$$P_r = \frac{P}{P_c} = \frac{2,9979 \text{ bar}}{37,9272 \text{ bar}} = 0,080147$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{0,711895^{1,6}} = -0,643854$$

$$\frac{dB^0}{dTr} = \frac{0,675}{0,71189^{2,6}} = 1,633137$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{0,71189^{4,2}} = -0,577774$$

$$\frac{dB^1}{dTr} = \frac{0,722}{0,71189477^{5,2}} = 4,226443$$

$$\frac{H^R}{RT_c} = P_r \left[B^0 - T_r \frac{dB^0}{dT_r} + \omega \left(B^1 - T_r \frac{dB^1}{dT_r} \right) \right]$$

$$\begin{aligned} \frac{H^R}{R \cdot T_c} &= 0,08015x \{ [-0,6439 - (0,71189x1,63314)] + [0,1995x(-0,5778 - 0,71189x4.226443)] \} \\ &= -0,2021302 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_R &= \frac{H^R}{Rg \cdot T_c} \times Rg \times T_c \\ &= -0,2021302 \times 8,314 \text{ kJ/kmol.K} \times 425,6247 \text{ K} \\ &= -715,2666 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

2. Menentukan Suhu Keluar *Expansion Valve*

$$T_2 = 264,55905 \text{ K} = -8,4 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} C_p dT &= -1,1427126 \text{ kJ/kmol.K} \times (264,55905 \text{ K} - 303 \text{ K}) \\ &= 43,9259794 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{264,55905 \text{ K}}{425,6247 \text{ K}} = 0,62158$$

$$P_r = \frac{P}{P_c} = \frac{2,0265 \text{ bar}}{37,9272 \text{ bar}} = 0,05343$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{0,62158^{1,6}} = -0,82006$$

$$\frac{dB^0}{dTr} = \frac{0,675}{0,62158^{2,6}} = 2,323866$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{0,62158^{4,2}} = -1,1281855$$

$$\frac{dB^1}{dTr} = \frac{0,722}{0,62158^{5,2}} = 8,557595$$

$$\frac{H^R}{RT_c} = P_r \left[B^0 - T_r \frac{dB^0}{dT_r} + \omega \left(B^1 - T_r \frac{dB^1}{dT_r} \right) \right]$$

$$\begin{aligned} \frac{H^R}{R \cdot T_c} &= 0,05343x\{-0,8201 - (0,62158x2,32387)\} + [0,1995x(-1,1282 - 0,62158x8,557595)] \\ &= -0,1897233 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_2 &= \frac{H^R}{R_g \cdot T_c} \times R_g \times T_c \\ &= -0,1897233 \times 8,314 \text{ kJ/kmol.K} \times 425,6247 \text{ K} \\ &= -671,363312 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_1 = H_R + C_p dT &= -715,2666 \text{ kJ/kmol} + 43,92597939 \text{ kJ/kmol} &= -671,3406202 \text{ kJ/kmol} \\ H_2 &= -671,3633117 \text{ kJ/kmol} &= -671,3633117 \text{ kJ/kmol} \\ \hline \text{Beda} &= &0,0 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$



Ringkasan Perhitungan PRV-01

T_1 masuk	: 30 °C
P_1 masuk	: 2,9587 atm
T_r masuk	: 0,711895
P_r masuk	: 0,080147
B^0 masuk	: -0,643854
B^1 masuk	: -0,577774
H_1 masuk	: -715,2666 kJ/kmol
$C_p dT$: 43,9259794 kJ/kmol
T_2 keluar	: -8,4 °C
P_2 keluar	: 2,0 atm
T_r keluar	: 0,62158
P_r keluar	: 0,05343
B^0	: -0,82006
B^1	: -1,1281855
H_2 keluar	: -671,363312 kJ/kmol

Utilitas

Utilitas merupakan unit pendukung keberlangsungan proses produksi. Oleh karena itu selain bahan baku dan bahan pembantu diperlukan kebutuhan infrastruktur terutama utilitas. Unit ini memegang peranan penting dalam produksi karena adanya unit ini maka proses produksi dapat bekerja. Unit utilitas pada pabrik Maleat Anhidrat dari n-Butana dan Udara terdiri dari :

- 1 Air Pendingin dan Sanitasi
- 2 Udara Tekan
- 3 Listrik
- 4 Bahan Bakar

Kebutuhan air terdiri dari :

1. Air sebagai media pendingin

Kondensor 01 (CD-01)	9860,989	kg /jam
Flaker 01 (FL-01)	8354,153	kg /jam
Cooler 01 (CL-01)	10997,532	kg /jam
Jumlah	29212,674	kg /jam

Air *make up* dari *cooling tower* terdiri dari :

1 <i>Evaporated lost</i>	=	459,34 kg/jam
2 <i>Drift lost</i>	=	5,84 kg/jam
3 <i>Blow down</i>	=	108,99 kg/jam
Jumlah	=	574,17 kg/jam

2. Sanitasi

a. Karyawan

Jatah untuk kantor berkisar antara 50-100 liter/hari/orang (sularso dan tahara, halaman 33)

Dirancang jatah air : 75 liter /orang .hari

Total karyawan shift = 142 orang/hari

Total karyawan non shift = 48 orang/hari

Total karyawan = 142 orang/hari + 48 orang/hari

= 190 orang/hari

Air untuk cadangan = 7 orang/hari

Air untuk kantor dirancang untuk memenuhi 197 orang. Maka air untuk karyawan sebanyak :

$$\begin{aligned} \text{Air Karyawan} &= 197 \text{ orang} \times 75 \frac{\text{Liter}}{\text{orang hari}} \times \frac{1 \text{ kg}}{\text{Liter}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 615,63 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Air untuk poliklinik

Pengunjung poliklinik diperkirakan 10 orang/hari (sularso dan tahara, halaman 33)

Dirancang :

Kebutuhan air = 20 liter/orang/hari

Waktu operasi = 8 jam/hari

$$\begin{aligned} \text{Maka kebutuhan air total} &= 10 \text{ orang} \times \frac{20 \text{ Liter}}{\text{Orang.hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{8 \text{ jam}} \\ &= 25 \text{ Liter/jam} \\ &= 25 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c. Air untuk kantin

Berkisar 20 liter/ orang.hari

Dirancang :

Kapasitas = 150 orang

Kebutuhan air = 20 liter /hari

Total Kebutuhan = 150 orang

$$\times \frac{20 \text{ liter}}{\text{orang.hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{8 \text{ jam}} \times \frac{1 \text{ kg}}{\text{liter}}$$

= 375 kg/jam

d. Air untuk masjid

Berkisar antara 10 s/d 20 liter/ orang.hari

(sularso dan tahara, halaman 33)

Asumsi pengunjung masjid perhari = 150 orang

Setiap orang memerlukan = 20 liter /hari

Kebutuhan air untuk masjid = 150 orang x

$$\frac{20 \text{ liter}}{\text{orang.hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{12 \text{ jam}} \times \frac{1 \text{ kg}}{\text{liter}}$$

= 250 kg/jam

e. Pusdiklat

Pengunjung pusdiklat diperkirakan 50 orang

(sularso dan tahara, halaman 33)

Dirancang :

Kebutuhan air = 20 liter/orang/hari

Waktu operasi = 8 jam/hari

Maka kebutuhan air total = 50 orang

$$\times \frac{20 \text{ Liter}}{\text{Orang.hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{8 \text{ jam}}$$

= 125 Liter/jam

= 125 kg/jam

Total Kebutuhan air sanitasi :

a. Air Karyawan = 615,63 kg/jam

b. Air Poliklinik = 25,00 kg/jam

c. Air Kantin = 375,00 kg/jam

d. Air Masjid = 250,00 kg/jam

e. Air Pusdiklat = 125,00 kg/jam

Total = 1390,63 kg/jam +

3. Air hidran dan servis

a. Kebutuhan air untuk Hidrant 500.000 Liter/3 bulan sehingga diperoleh :

$$\text{Air hidrant} = \frac{500000 \text{ liter}}{3 \text{ bulan} \times 30 \frac{\text{hari}}{\text{bulan}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}}}$$

Air hidrant = 231,48 liter/jam

Air hidrant = 231,48 kg/jam

b. Kebutuhan air servis sebanyak 10% dari air sanitasi, maka :

Air sanitasi = 10% x 1390,63 kg/jam

Air sanitasi = 139,0625 kg/jam

c. Taman

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan untuk air taman} &= 2000 \text{ Liter/hari} \\ \text{Jumlah kebutuhan air} &= 2000 \frac{\text{Liter}}{\text{hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times 1 \frac{\text{kg}}{\text{liter}} \\ &= 83,33 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

d. Air untuk bengkel

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan untuk air bengkel} &= 1500 \text{ Liter/hari} \\ \text{Jumlah kebutuhan air} &= 1500 \frac{\text{Liter}}{\text{hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times 1 \frac{\text{kg}}{\text{liter}} \\ &= 62,5 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Menghitung total air make up

1 Make up air untuk menara pendingin

$$\begin{aligned} \text{a. Menara pendingin} &= 574,17 \text{ kg/jam} \\ \text{Total} &= 574,17 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2 Make up air untuk sanitasi, hidrant dan servis

$$\begin{aligned} \text{a Air sanitasi} &= 1390,63 \text{ kg/jam} \\ \text{b Air hidrant, servis, taman dan bengkel} &= 516,38 \text{ kg/jam} \\ \text{Total} &= 1907,00 \text{ kg/jam} \end{aligned} +$$

$$\begin{aligned} \text{Total air make up} &= 574,17 \text{ kg/jam} + 1907,00 \text{ Kg/jam} \\ &= 2481,17 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

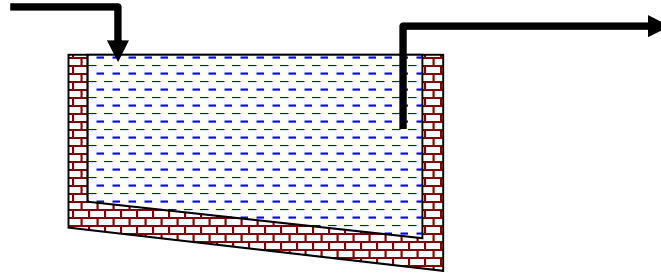
Kebutuhan total air keseluruhan :

$$\begin{aligned} 1 . \text{ Air untuk Pendingin} &= 29212,7 \text{ kg/jam} \\ 2 . \text{ Air Sanitasi} &= 1390,6 \text{ kg/jam} \\ 3. \text{ Air Hidran, Servis, Taman dan Bengkel} &= 516,38 \text{ kg/jam} \\ \hline \text{Total} &= 31119,7 \text{ kg/jam} \end{aligned} +$$

BAK PENGENDAP AWAL (BU-01)

Tugas : Mengendapkan kotoran kasar yang terbawa oleh air sungai komering (anak sungai musi).

Jenis : Bak Persegi Panjang dengan Dasar Bidang Miring



Data :

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Laju alir : 3033,62 kg/jam

Rapat massa : 995,646 kg/m³

Waktu tinggal : 24 jam

Langkah perhitungan :

1. Menghitung volume air yang ditampung

$V_1 = \text{Kecepatan volume} \times \text{Waktu tinggal}$

$$V_1 = \frac{3033,62 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{995,646 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times 24 \text{ jam} = 73 \text{ m}^3$$

2. Menghitung volume bak

Dirancang angka keamanan = 20%.

$$V_{\text{bak}} = 120\% \times 73 \text{ m}^3 = 88 \text{ m}^3$$

3. Menghitung ukuran bak

Dirancang kedalaman tangki, H = 2 m.

Rasio antara panjang dan lebar = 1.

$$\text{Panjang tangki, L} = \sqrt{\frac{88 \text{ m}^3}{1 \times 2 \text{ m}}} = 7 \text{ m}$$

$$\text{Lebar tangki, W} = 1 \times 7 \text{ m} = 7 \text{ m}$$

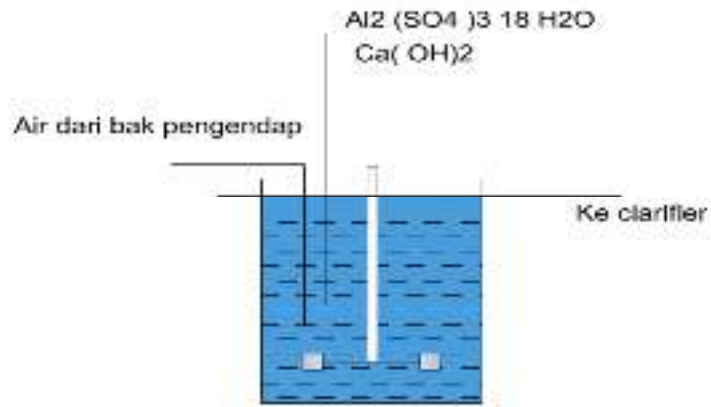
Ringkasan Hasil

Jenis alat	: Bak persegi panjang dengan dasar bidang miring.
Volume liquid, V_1	: 73 m^3
Volume bak, V_b	: 88 m^3
Kedalaman bak, H_b	: 2 m
Panjang bak, L_b	: 7 m
Lebar bak, W_b	: 7 m
Bahan konstruksi	: Beton bertulang
Jumlah	: 1 unit

BAK PENCAMPUR CEPAT (BU-02)

Tugas : Mencampurkan tawas sebagai bahan kimia penggumpal

Jenis : Bak silinder vertikal yang dilengkapi pengaduk.



Data :

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Laju alir : 2889,16 kg/jam

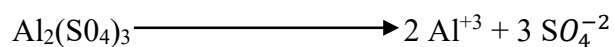
Rapat massa : 995,646 kg/m³

Waktu tinggal : 1 menit

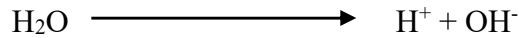
Penjelasan proses :

BPC-01 digunakan untuk memudahkan partikel-partikel yang sangat halus berukuran sekitar 1nm-100nm yang terdispersi dalam air sungai agar dapat membentuk flok-flok dalam air, sehingga dapat dipisahkan dengan proses sedimentasi (pengendapan).

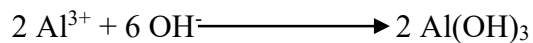
Proses flokulasi pada BPC-01 dilakukan dengan menambahkan koagulan tawas, $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ karena semakin banyak ikatan molekul hidrat maka semakin banyak ion lawan yang akan ditangkap juga tawas dianggap paling ekonomis dan mudah diperoleh. Mekanisme proses flokulasi sebagai berikut :



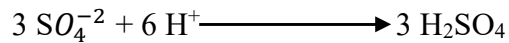
Lalu, air akan mengalami :



Selanjutnya :

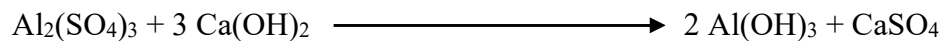
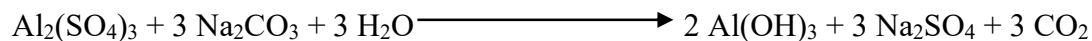
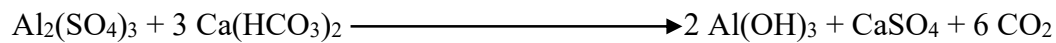


Selain itu, akan dihasilkan asam :



Aluminium hidroksida $\text{Al}(\text{OH})_3$ yang terbentuk akan mengabsorpsi, menggumpalkan, dan mengendapkan partikel-partikel yang terdispersi (pengotor) dalam air olahan. Ion Al^{3+} akan menghilangkan muatan-muatan negatif dari partikel-partikel terdispersi seperti tanah liat atau lumpur, sehingga lumpur yang berukuran kecil menjadi flok-flok yang berukuran besar. Lumpur tersebut kemudian mengendap bersama dengan tawas karena pengaruh gravitasi. Tapi tujuan BPC-01 bukan untuk mengendapkan pengotor melainkan hanya untuk mencampurkan koagulan pada air olahan untuk memudahkan pengotor-pengotor tersebut dipisahkan di klarifier dan disaring pada saringan pasir.

Dengan banyaknya dosis tawas yang ditambahkan ke dalam air olahan maka pH dalam airpun akan makin turun, karena hasil samping senyawa asam sulfat sehingga perlu dicari dosis yang efektif antara 5,8 – 7,4. Untuk menaikkan pH dapat dilakukan dengan penambahan kalsium hidroksida $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Mekanisme reaksinya sebagai berikut :



Langkah perhitungan :

1. Menghitung volume air yang ditampung

$$V_1 = \text{Kecepatan volume} \times \text{Waktu tinggal}$$

$$V_1 = \frac{2899,16 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{995,646 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \times 1 \text{ menit} = 0,0484 \text{ m}^3$$

2. Menghitung volume bak

Dirancang angka keamanan = 20%.

$$V_{\text{bak}} = 120\% \times 0,0452 \text{ m}^3 = 0,0580 \text{ m}^3$$

3. Menghitung ukuran bak

Dirancang diameter sama dengan tinggi bak, $D = H$.

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot D}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_t}{\pi}}$$

$$\text{Diameter tangki, } D_t = \sqrt[3]{\frac{4 \times 0,0580 \text{ m}^3}{3,1416}} = 0,4196 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki, } H_t = 0,4196 \text{ m}$$

4. Menentukan pengaduk

Pengaduk yang digunakan adalah pengaduk turbin.

Daya : 0,5 HP.

Ringkasan Hasil

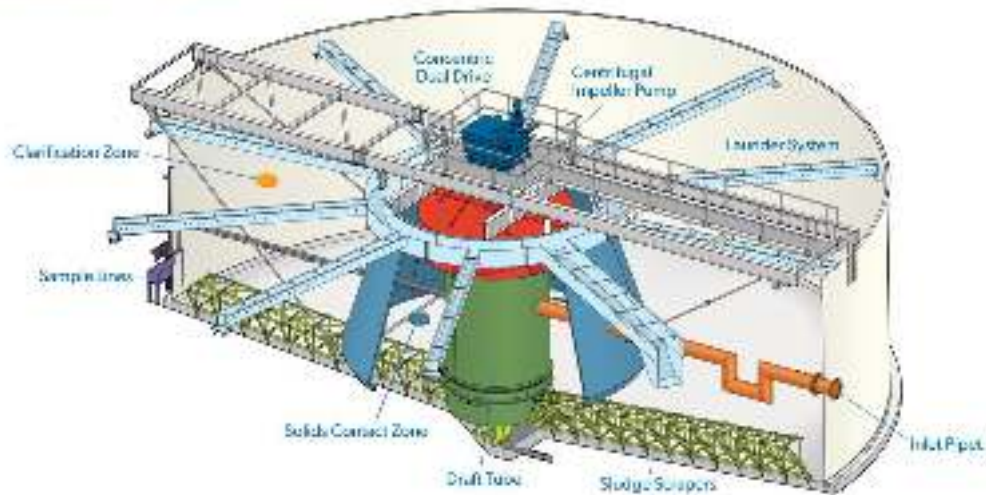
Jenis alat	: Bak silinder vertikal yang dilengkapi pengaduk.
Volume liquid, V_l	: 0,0484 m ³
Volume bak, V_b	: 0,0580 m ³
Tinggi tangki, H_t	: 0,4196 m
Diameter tangki, D_t	: 0,4196 m
Jenis pengaduk	: Pengaduk turbin
Daya pengaduk	: 0,5 HP
Bahan konstruksi	: Baja karbon A285
Jumlah	: 1 unit

KLARIFIER (BU-03)

Tugas : Menggumpalkan dan mengendapkan koloid-koloid dalam air olahan.

Jenis : *Circular Clarifiers*

Elements of a True CONTACT CLARIFIER™



Data :

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Laju alir : 2889,16 kg/jam

Rapat massa : 995,646 kg/m³

Waktu tinggal : 5 jam

Langkah perhitungan :

1. Menghitung volume air yang ditampung

$V_1 = \text{Kecepatan volume} \times \text{Waktu tinggal}$

$$V_1 = \frac{2889,16 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{995,646 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times 5 \text{ jam} = 15 \text{ m}^3$$

2. Menghitung volume bak

Dirancang angka keamanan = 20%.

$$V_{\text{bak}} = 120\% \times 15 \text{ m}^3 = 17 \text{ m}^3$$

3. Menghitung ukuran klarifier

Sketsa geometri klarifier :

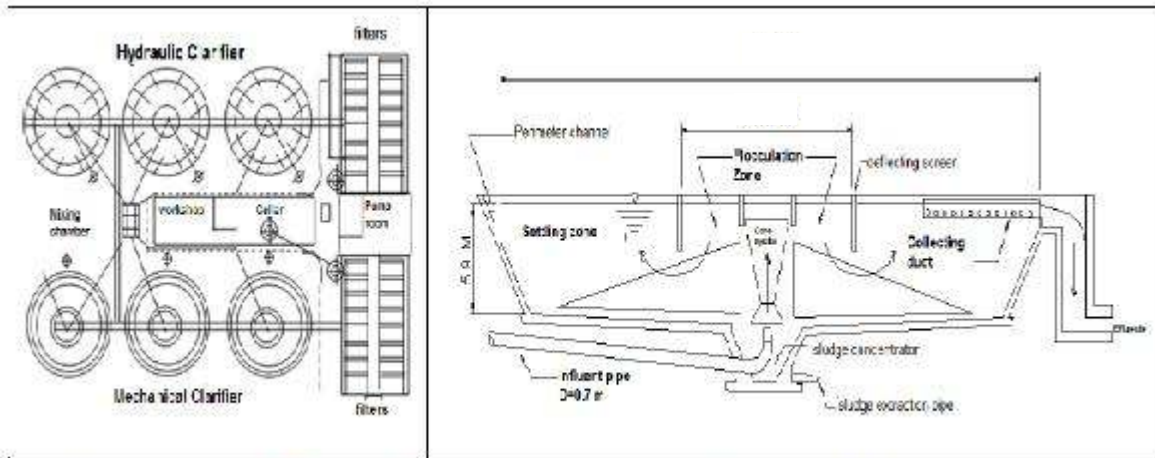


Figure 1. Diagram of the Cauca River WTP clarifier distribution plant and profile of the vertical-circulator hydraulic clarifier

Volume klarifier = volume silinder + volume kerucut

$$\frac{\pi D^2}{4 h} + \frac{1}{12} \pi D^2 \cdot hc = 17 \text{ m}^3$$

Dirancang : $h = 0,5 D$

Nilai D dihitung secara iterasi smpa diperoleh volume hitung~volume target.

Diperoleh $D = 3,24 \text{ m}$

Volume hitung= $17,43 \text{ m}^3$

Volume target = $17,41 \text{ m}^3 +$

Beda absolut = $0,02 \text{ m}^3$

Maka, $D = 3,24 \text{ m}$

$h = 1,62 \text{ m}$

$hc = 1,50 \text{ m}$

4. Penggaruk (Scraper)

Digunakan *rake* dengan kecepatan putar 0,03 rotasi per menit.

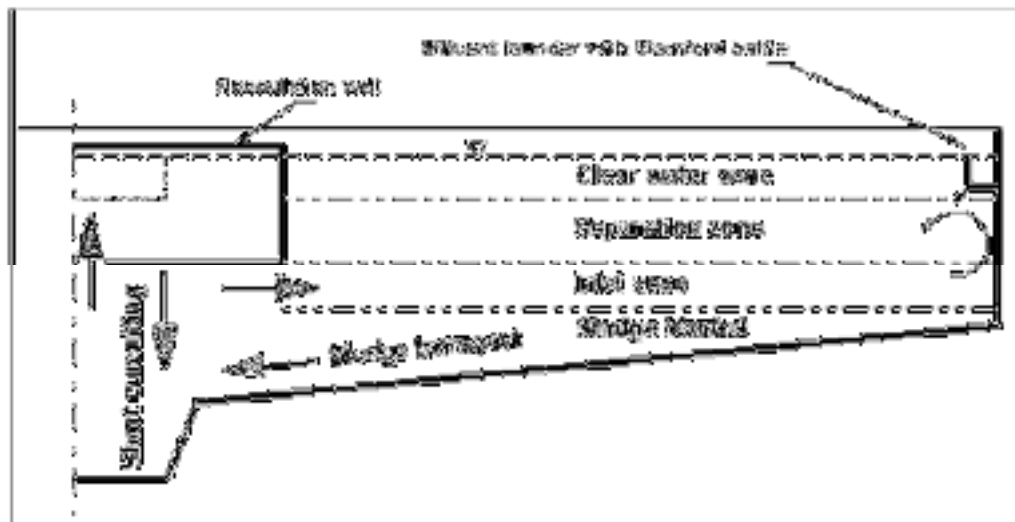
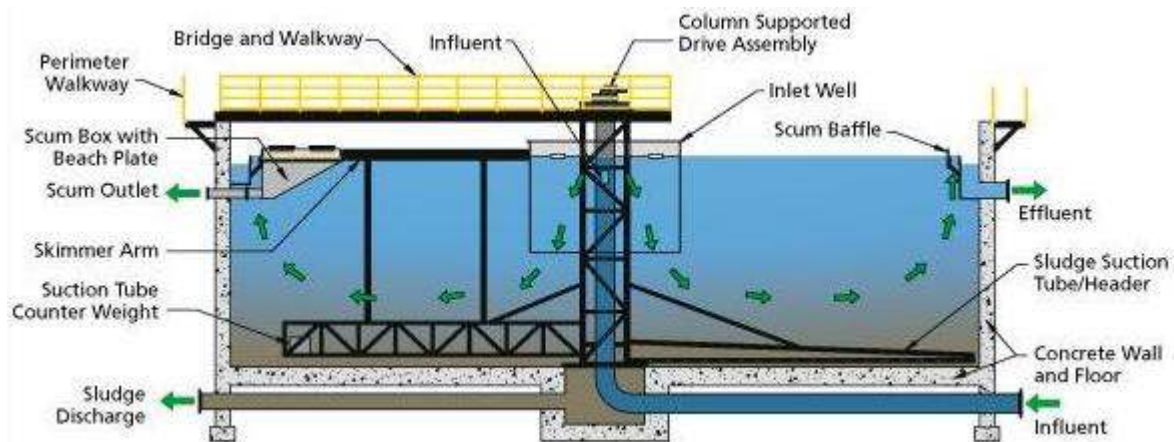
Daya penggerak : Menurut Perry, R.H., *Chemical Engineers*, untuk diameter 6 m diperlukan daya = 15 HP.

Maka, untuk diameter = 3,24 m

$$\text{Daya yang diperlukan} = \frac{3,24 \text{ m}}{6 \text{ m}} \times 15 \text{ HP} = 8,09 \text{ HP}$$

Motor *standart*, dipilih motor induksi dengan daya = 10 HP.

Sketsa permasalahan klarifier :



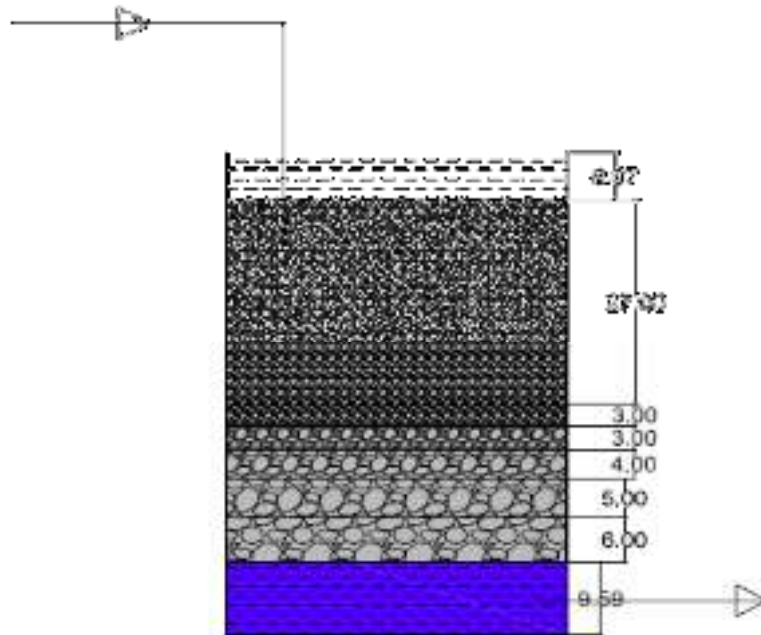
Ringkasan Hasil

Jumlah	= 1 unit.
Jenis alat	= <i>Circular Clarifiers.</i>
Volume, V_1	= 15 m ³
Volume, V_k	= 17 m ³
Diameter, D_k	= 3,24 m
Tinggi silinder	= 1,62 m
Tinggi kerucut	= 1,5 m
Bahan konstruksi	= Baja Karbon A285

SARINGAN PASIR (SF-01)

Tugas : Menyaring kotoran-kotoran yang masih terbawa airolahan dari klarifier.

Jenis : Bak persegi panjang.



Data :

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Laju alir : 2751,58 kg/jam

Rapat massa : 995,646 kg/m³

Langkah perhitungan :

1. Luas saringan pasir

Dihitung dengan flux volume air secara *gravity*.

$$\begin{aligned}\text{Flux volume} &= 2,5 \text{ gallon/menit.ft}^2 \\ &= 6,11 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{jam}\end{aligned}$$

(Powell,S.T., Water Conditioning for Industry, Hal.77)

$$\text{Luas aliran} = \frac{2751,58 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{995,646 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times \frac{1}{6,11 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2.\text{jam}}} = 0,45 \text{ m}^2$$

Dirancang : Panjang = Lebar
 $L = \sqrt{0,45 m^2} = 0,67 m$
 $P = 0,67 m$

2. Ukuran saringan pasir

Diperoleh dari : Tabel 11 Powell, S. T., "Water Condition for Industry" halaman 525.

Tebal	Ukuran
27 in	pasir 0.45 mm sampai 0.5 mm
3 in	pasir 0.8 mm sampai 1.22 mm
3 in	kerikil 0.25 in sampai 1/12 in
4 in	kerikil 0.75 in sampai 1/4 in
5 in	Kerikil 1.5 in sampai 3/4 in
6 in	Kerikil 2.5 in sampai 1 1/2 in

Total tinggi tumpukan = (27+3+3+4+5+6) in x (0,0254 m/in)
= 48 in x (0,0254 m/in)
= 1,22 m

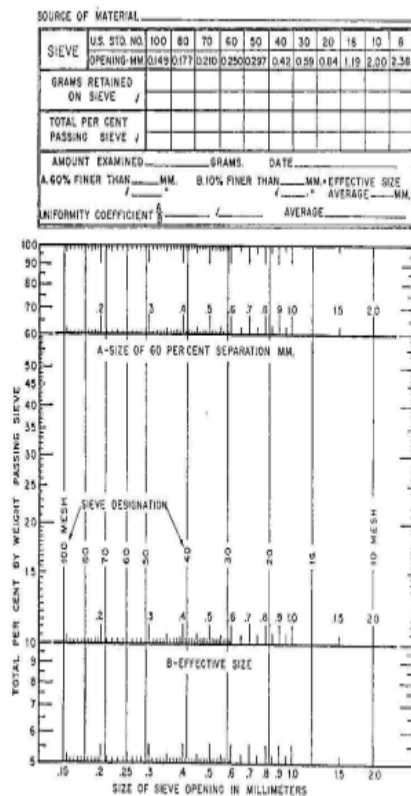


Fig. 4. Chart for mechanical analysis of filter medium.

TABLE 11. DEPTH OF LAYERS OF FILTER MEDIUM AND SIZING OF MATERIAL*

Sand and gravel:

- 27 in. of fine sand, 0.45 to 0.5 mm effective size
- 3 in. of coarse sand, 0.8 to 1.2 mm effective size
- 3 in. of 3/4- to 3/2-in. gravel
- 4 in. of 3/4- to 3/2-in. gravel
- 5 in. of 1 1/2- to 3/2-in. gravel
- 6 in. of 2 1/2- to 1 1/2-in. gravel

Anthracite and gravel:

- 30 in. of No. 1 anthracite, 0.68 to 0.72 mm effective size
- 3 in. of 3/4- to 3/2-in. gravel
- 4 in. of 3/4- to 3/2-in. gravel
- 5 in. of 1 1/2- to 3/2-in. gravel
- 6 in. of 2 1/2- to 1 1/2-in. gravel

Anthracite:

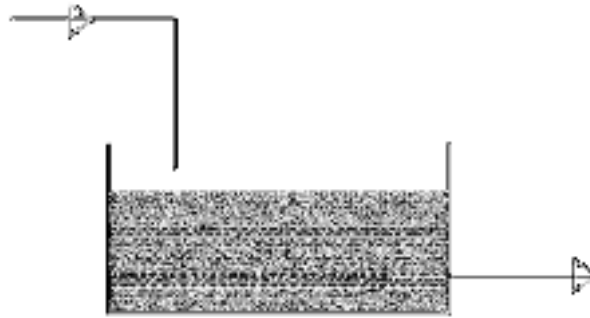
- 30 in. of No. 1 anthracite, 0.68 to 0.72 mm effective size
- 2 in. of No. 2 anthracite, 3/16 to 3/32 in.
- 3 in. of No. 3 anthracite, 3/16 to 3/32 in.
- 3 in. of No. 4 anthracite, 3/16 to 3/32 in.
- 4 in. of No. 6 anthracite, 1 1/8 to 1 1/16 in.
- 6 in. of No. 7 anthracite, 2 3/8 to 2 in.

* Nordell, Eskel: "Water Treatment for Industrial and Other Uses," p. 306, Reinhold Publishing Corporation, New York, 1951.

BAK AIR BERSIH (BU-04)

Tugas : Menampung air bersih dari pengolahan selama 12 jam.

Jenis : Bak Persegi Panjang.



Data :

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Laju alir : 2620,55 kg/jam

Rapat massa : 995,646 kg/m³

Waktu tinggal : 12 jam

Langkah perhitungan :

1. Menghitung volume air yang ditampung

$V_1 = \text{Kecepatan volume} \times \text{Waktu tinggal}$

$$V_1 = \frac{2620,55 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{995,646 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times 12 \text{ jam} = 32 \text{ m}^3$$

2. Menghitung volume bak

Dirancang angka keamanan = 20%.

$$V_{\text{bak}} = 120\% \times 32 \text{ m}^3 = 38 \text{ m}^3$$

3. Menghitung ukuran bak

Dirancang kedalaman tangki, $H = 2$ m.

Rasio antara panjang dan lebar = 1.

$$\text{Panjang tangki, } L = \sqrt{\frac{38 \text{ m}^3}{1 \times 2 \text{ m}}} = 4,35 \text{ m}$$

$$\text{Lebar tangki, } W = 1 \times 4,35 \text{ m} = 4,35 \text{ m}$$

Ringkasan Hasil

Jenis alat	: Bak persegi panjang.
Volume liquid, V_l	: 32 m^3
Volume bak, V_b	: 38 m^3
Kedalaman bak, H_b	: 2 m
Panjang bak, L_b	: 4,35 m
Lebar bak, W_b	: 4,35 m
Bahan konstruksi	: Beton bertulang
Jumlah	: 1 unit
Luas permukaan	: 59,154 m^2

Tangki Gas Klorin(TC-01)

Tugas : Tempat menampung gas Cl_2 untuk membunuh mikroorganisme patogen, menghilangkan bau dan rasa tidak enak pada air sehingga air dapat digunakan untuk keperluan sanitasi.

Jenis : Tangki silinder vertikal berisi gas Cl_2 dengan sistem injeksi otomatis untuk 1 tahun.



Data :

Suhu : $30\text{ }^{\circ}\text{C}$

Tekanan : 1 atm

Laju alir : $1390,63\text{ kg/jam}$

Rapat massa : $995,646\text{ kg/m}^3$

Waktu tinggal : 1 jam

Penjelasan proses :

Klorin dalam air akan berubah menjadi asam klorida. Zat ini kemudian di netralisasi oleh sifat basa dan air sehingga akan terurai menjadi ion hydrogen dan ion hipoklorit.

Klorin sebagai disinfektan terutama bekerja dalam bentuk asam hipoklorit (HOCl) dan sebagian kecil dalam bentuk ion hipoklorit (OCl^-). Klorin dapat bekerja dengan efektif sehingga disinfektan jika berada dalam air dengan pH sekitar 7. Jika nilai pH air lebih dari 8,5, maka 90% dari asam hipoklorit itu akan mengalami ionisasi menjadi ion hipoklorit. Dengan demikian, khasiat disinfektan yang dimiliki klorin menjadi lemah atau berkurang.

Cara kerja klorin dalam membunuh kuman yaitu penambahan klorin dalam air akan memurnikannya dengan cara merusak struktur sel organisme, sehingga kuman akan mati. Namun demikian proses tersebut hanya akan berlangsung bila klorin mengalami kontak langsung dengan organisme tersebut. Jika air mengandung lumpur, bakteri dapat bersembunyi di dalamnya dan tidak dapat dicapai oleh klorin.

Klorin membutuhkan waktu untuk membunuh semua organisme. Pada air yang bersuhu lebih tinggi atau sekitar 18°C, klorin harus berada dalam air paling tidak selama 30 menit. Jika air lebih dingin, waktu kontak harus ditingkatkan. Karena itu biasanya klorin ditambahkan ke air segera setelah air dimasukkan ke dalam tangki penyimpanan atau pipa penyalur agar zat kimia tersebut mempunyai cukup waktu untuk bereaksi dengan air sebelum mencapai konsumen.

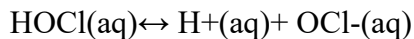
Efektivitas klorin juga dipengaruhi oleh pH (keasaman) air. Klorinasi tidak akan efektif jika pH air lebih dari 7.2 atau kurang dari 6.8.

Reaksi dengan air:



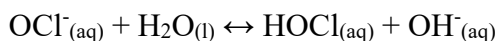
$$K_{\text{eq}} = 4 \times 10^{-4} = \frac{[\text{H}^+][\text{Cl}^-][\text{HOCl}]}{[\text{Cl}_2]}$$

HOCl adalah asam lemah:



$$K_{\text{eq}} = 2.7 \times 10^{-8} = \frac{[\text{H}^+][\text{OCl}^-]}{[\text{HOCl}]}$$

Cl₂, HOCl, dan OCl⁻ adalah “residu klorin bebas”. Karena semuanya menghasilkan klorin bebas dalam air:



Langkah perhitungan :

1. Menghitung volume air yang ditampung

$$V_1 = \text{Kecepatan volume} \times \text{Waktu tinggal}$$

$$V_1 = \frac{1390,63 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{995,646 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times 1 \text{ jam} = 1,4 \text{ m}^3$$

2. Menghitung volume silinder

Dirancang angka keamanan = 20%.

$$V_{\text{silinder}} = 120\% \times 1,4 \text{ m}^3 = 1,68 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{silinder}} = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot D}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{bak}}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times 1,68 \text{ m}^3}{\pi}} = 1,29 \text{ m}$$

Maka, dirancang dengan $D = H$:

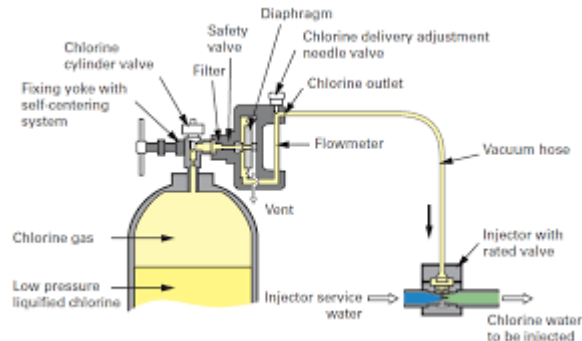
Diperoleh, $H = 1,29 \text{ m}$

3. Menghitung kebutuhan gas Cl_2

Kebutuhan Cl_2 aktif = 0,5 ppm

$$\begin{aligned} \text{Cl}_2 \text{ yang dibutuhkan} &= 0,5 \frac{\text{mg}}{\text{liter}} \times 10^{-6} \frac{\text{kg}}{\text{mg}} \times 1390,63 \frac{\text{liter}}{\text{jam}} \\ &= 0,0007 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 365 \frac{\text{hari}}{\text{tahun}} \\ &= 6,09 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

Sketsa :



Ringkasan Hasil

Jumlah = 1 unit.

Jenis alat = Tangki silinder vertikal berisi gas Cl_2 dengan sistem injeksi otomatis untuk 1 tahun.

Volume, V_1 = 1,40 m^3

Volume tangki, V_t = 1,68 m^3

Diameter, D_t = 1,29 m

Tinggi silinder = 1,29 m

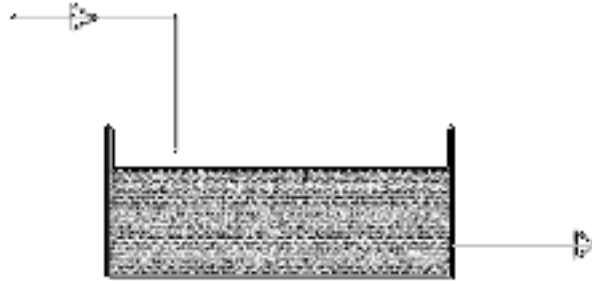
Gas Cl_2 dibutuhkan = 6,09 kg/tahun

Bahan konstruksi = Baja Karbon A285

BAK AIR SANITASI (BU-05)

Tugas : Menampung air untuk karyawan, poliklinik, kantin, masjid dan pusdiklat.

Jenis : Bak persegi panjang



Data :

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Laju alir : 1390,63 kg/jam

Rapat massa : 995,646 kg/m³

Waktu tinggal : 24 jam

Langkah perhitungan :

1. Menghitung volume air yang ditampung

$V_1 = \text{Kecepatan volume} \times \text{Waktu tinggal}$

$$V_1 = \frac{1390,63 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{995,646 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times 24 \text{ jam} = 34 \text{ m}^3$$

2. Menghitung volume bak

Dirancang angka keamanan = 20%.

$$V_{\text{bak}} = 120\% \times 34 \text{ m}^3 = 40 \text{ m}^3$$

3. Menghitung ukuran bak

Dirancang kedalaman tangki, $H = 2$ m.

Rasio antara panjang dan lebar = 1.

$$\text{Lebar tangki, } W = \sqrt{\frac{40 \text{ m}^3}{1 \times 2 \text{ m}}} = 4,48 \text{ m}$$

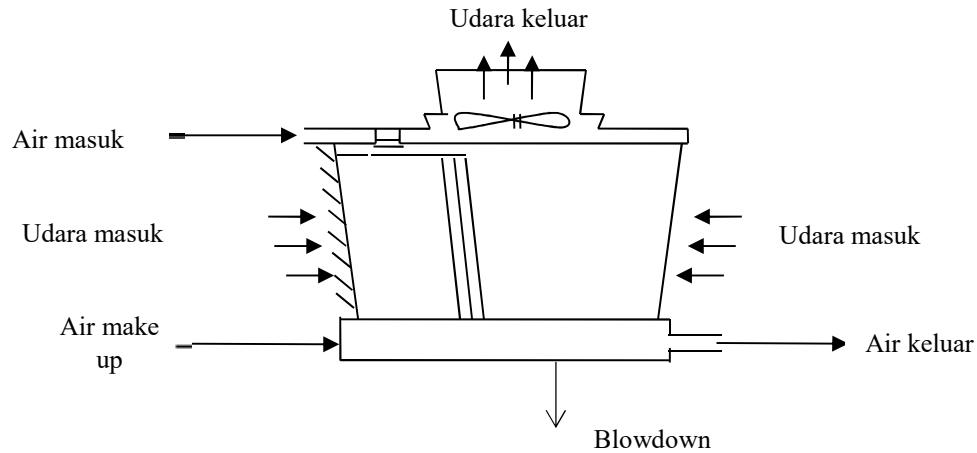
$$\text{Panjang tangki, } L = 1 \times 4,48 \text{ m} = 4,48 \text{ m}$$

Ringkasan Hasil

Jenis alat	: Bak persegi panjang.
Volume liquid, V_1	: 34 m^3
Volume bak, V_b	: 40 m^3
Kedalaman bak, H_b	: 2 m
Panjang bak, L_b	: 4,48 m
Lebar bak, W_b	: 4,48 m
Bahan konstruksi	: Beton bertulang
Jumlah	: 1 unit
Luas permukaan	: 61,589 m^2

COOLING TOWER

(CT-01)



Tugas : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan di alat-alat proses untuk disirkulasi kembali.

Jenis : *Induced Draft Fan*

Data Operasi :

Kecepatan Air Masuk (L_1) = 29212,67 kg/jam

Suhu air masuk (T_1) = 40 °C

Tekanan = 1 atm

Suhu air keluar (T_2) = 30 °C

Kapasitas panas air (CP_a) = 4,19 kJ/kg.K

Densitas air (ρ_{air}) = 1018,41 kg/m³

Data udara lingkungan :

Suhu udara lingkungan, $T_{g_{in}}$ = 30 °C

Kelembapan relatif, R_h = 60 % (BMKG Prabumulih, 13 s/d 14-Mei-2019)

Kapasitas panas udara = 1,006 kJ/kg.K

Kapasitas panas uap air = 4,191 kJ/kg.K

Entalpi penguapan, h_{vap} = 2,360 kJ/kg.K

(Treybal, R.E. 1981. "Mass Transfer Operations", Ed.III, Mc-Graw Hill)

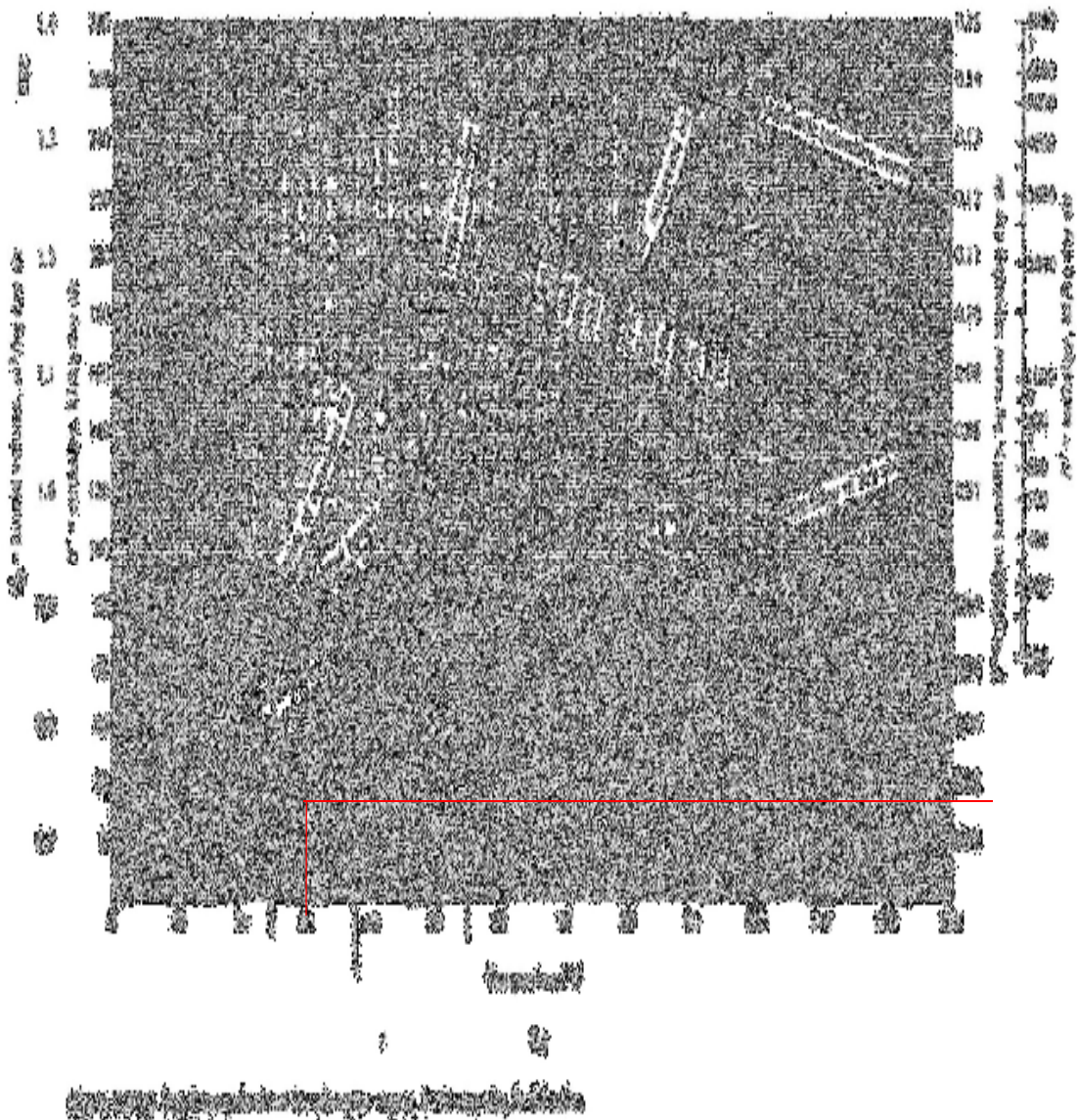
Langkah Perhitungan :

- 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*

(Treybal, R.E. 1981. "Mass Transfer Operations", Ed.III, Mc-Graw Hill, 1981)



Untuk suhu = 30 °C

Rh = 60 %

Diperoleh, $Y_1 = 0,017$ kg uap air / kg udara kering

2. Menentukan kebutuhan udara

Diperoleh dengan cara membuat neraca massa dan neraca panas :

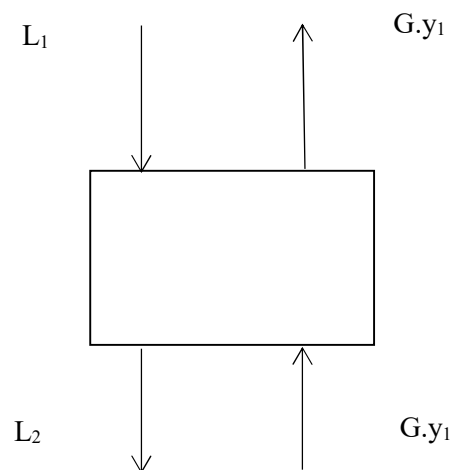
Dirancang :

Suhu udara maksimum (Keluar) = 38 °C

Relative Humidity, Rh = 90 %

Rasio massa uap air/massa udara(Y_2) = 0,0405 kg uap air / kg udara kering

Neraca Massa :



$$L_1 + G.y_1 - L_2 - G.y_2 = 0$$

$$G.(y_2 - y_1) + L_2 = L_1$$

Neraca Panas :

$$Q.G_1 + Q.L_1 - Q.G_2 + Q.L_2 = 0$$

Data dari tabel 7-1, Treyball R.E., "Mass Transfer Operation", 3th Edition, Hal 234.

CP H₂O = 1,870 kJ/kg.K

CP Udara = 1,008 kJ/kg.K

λ = 2502,3 kJ/kg

CP H₂O(l) = 4,191 kJ/kg.K

a. Panas yang dibawa udara masuk (Q.G₁)

$$T_{\text{reff}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{G_1} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{G_2} = 40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$y_1 = 1 \text{ kg air/ kg udara kering}$$

$$\lambda = 2502,3 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} G \cdot C_{P\text{udara}} \cdot (T_{G_1} - T_{\text{reff}}) &= G \times 1,008 \times 5 \\ &= 5,04 \text{ G} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G \cdot C_{P \text{H}_2\text{Ogas}} \cdot (T_{G_2} - T_{\text{reff}}) &= G \times 1,870 \times 15 \\ &= 28,05 \text{ G} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G \cdot \lambda \cdot y_1 &= G \times 2502,3 \times 0,017 \\ &= 42,5391 \text{ G} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \cdot G_1 &= 5,04 \text{ G} + 28,05 \text{ G} + 42,5391 \text{ G} \\ &= 75,6291 \text{ G} \end{aligned}$$

b. Panas yang dibawa udara keluar (Q.G₂)

$$T_{\text{reff}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{G_2} = 38 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Y_2 = 0,0405 \text{ kg air / kg udara}$$

$$\lambda = 2502,3 \text{ kJ / kg}$$

$$\begin{aligned} G \cdot (C_{P\text{udara}} + C_{P \text{H}_2\text{Ogas}}) \cdot (T_{G_2} - T_{\text{reff}}) &= G \times 2,878 \times 13 \\ &= 37,414 \text{ G} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G \cdot \lambda \cdot Y_2 &= G \times 2502,3 \times 0,0405 \\ &= 101,3432 \text{ G} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \cdot G_2 &= 37,414 \text{ G} + 101,3432 \text{ G} \\ &= 138,7572 \text{ G} \end{aligned}$$

c. Panas yang dibawa oleh air masuk (Q.L₁)

$$T_{L_1} = 40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{reff}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$L_1 = 29212,67 \text{ kg / jam}$$

$$\begin{aligned} Q.L_1 &= L_1 \cdot C_{p \text{ H}_2\text{O liquid}} \cdot (T_{L_1} - T_{\text{reff}}) \\ &= 29212,67 \times 4,191 \times 15 \\ &= 1836454,7510 \text{ kJ / kg} \end{aligned}$$

d. Panas yang dibawa oleh air keluar (Q.L₂)

$$T_{L_2} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{reff}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} Q.L_2 &= L_2 \cdot C_{p \text{ H}_2\text{O liquid}} \cdot (T_{L_2} - T_{\text{reff}}) \\ &= L_2 \times 4,191 \times 5 \\ &= 20,96 L_2 \end{aligned}$$

e. Neraca panas di *cooling tower*

$$(Q_2 - Q_1) \cdot G + Q_{\text{out}} \cdot L_2 = Q_{\text{lin}}$$

$$138,757 - 75,629 G + 20,96 L_2 = 1311270,92$$

$$63,1281 G + 20,96 L_2 = 1836454,75 \dots \dots \dots (1)$$

$$G \cdot (Y_2 - Y_1) + L_2 = L_1$$

$$G \cdot 0,0235 = 29212,674 - L_2$$

$$0,0235 G + L_2 = 29212,674 \dots \dots \dots (2)$$

$$63,1281 \quad G + 20,96 \quad L_2 = 1836454,75 \quad \times 1$$

$$0,0235 \quad G + \quad L_2 = 29212,67 \quad \times 20,96$$

63,1281	G + 20,96	L ₂ = 1836454,75
0,4924	G + 20,96	L ₂ = 612151,58
62,6356	G	= 1224303,17

G = 19546,4404 kg / jam

L₂ = 28753,3326 kg / jam

Air yang menguap = (L₁-L₂)
= (29212,67 – 28753,33)
= 459,341 kg/jam

Jumlah air yang disirkulasi = L₁ = 29212,67 kg/jam

2. Kebutuhan air *make up*

a. *Evaporated Loss*

We = massa air menguap
= 459,341 kg/jam

b. *Drift Loss*

Untuk *mechanical induce draft cooling tower* diambil :

Drift loss = 0,02 %
Wd = 0,02 % x Wc
= 0,02 % x 29212,67 kg/jam
= 5,843 kg/jam

c. Kebutuhan air *blowdown*

Cycles of Concentration (COC) berkisar 1 sampai 5 :

Diambil COC sebesar = 5

Wb = $\frac{We - (Cycles - 1) \cdot Wd}{Cycles - 1}$ (Perry's, persamaan 12 – 14C)

$$= \frac{459,34 \frac{kg}{jam} - (5-1) \times 5,8425 \text{ kg/jam}}{5-1}$$

$$= 108,993 \text{ kg / jam}$$

d. Kebutuhan air *make up*

$$W_m = W_e + W_d + W_c$$

$$= (459,34 + 5,843 + 108,99) \text{ kg/jam}$$

$$= 574,177 \text{ kg/jam}$$

3. Ukuran menara pendingin

a. Luas penampang

Dihitung berdasarkan flux volume air (Perry, 8th edition 12-19)

$$\text{Flux volume} = 1,25 \text{ gallon/menit.ft}^2 = 3,0556 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{jam}$$

$$\text{Kecepatan volume air dalam menara pendingin} = 29212,67 \text{ kg/jam}$$

$$= 28,68 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 126,30 \text{ gpm}$$

$$\text{Luas penampang} = \frac{28,685 \text{ m}^3/\text{jam}}{3,0556 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2.\text{jam}}}$$

$$= 9,3875 \text{ m}^2 = 101 \text{ ft}^2$$

Dirancang panjang (P) = Lebar (L)

$$L = (9,39 \text{ m}^2)^{1/2}$$

$$= 3,06 \text{ m}$$

$$P = 3,06 \text{ m}$$

Dari Perry ed.7 hal12-16, diperoleh tinggi *cooling tower* adalah berkisar 7,6-9,1 m.

$$\text{Dipilih tinggi} = 8 \text{ m}$$

4. Daya Penggerak *Fan*

Dirancang standar performa menara :

$$\text{Dari fig 12-15 Perry's diperoleh} = 0,441 \text{ Hp / m}^2$$

$$\text{Power} = 101 \text{ ft}^2 \times 0,441 \text{ Hp / ft}^2$$

$$= 44,6 \text{ HP}$$

Dipilih motor standar = 50 Hp

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{5}{4}$, 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.

Menghitung nilai W fluida menggunakan persamaan dari buku Sinnott halaman 251.

The total energy required can be calculated from the energy equation:

$$g\Delta z + \Delta P/\rho - \Delta P_f/\rho - W = 0$$

Dengan: W = kerja dari fluida, J/kg

Δz = perbedaan tinggi (z1-z2), m

ΔP = perbedaan tekanan (P1-P2), N/m²

ΔP_f = pressure drop karena friksi, N/m²

ρ = densitas, kg/m³

g = percepatan gravitasi, m/s²

$$W = 9,8 \frac{m}{s^2} \times (2 - 8)m + \frac{(101,325 - 101,325) \frac{N}{m^2}}{995,646 \frac{kg}{m^3}} - \frac{4,29 \cdot 10^{-3} \frac{N}{m^2}}{995,646 \frac{kg}{m^3}}$$

$$W = -58,80 \text{ J/kg}$$

Karena nilai W *negative*, maka dibutuhkan pompa.

Menghitung nilai W fluida menggunakan persamaan dari buku Sinnott halaman 251.

The total energy required can be calculated from the energy equation:

$$g\Delta z + \Delta P/\rho - \Delta P_f/\rho - W = 0$$

Dengan: W = kerja dari fluida, J/kg

Δz = perbedaan tinggi ($z_1 - z_2$), m

ΔP = perbedaan tekanan ($P_1 - P_2$), N/m^2

ΔP_f = pressure drop karena friksi, N/m^2

ρ = densitas, kg/m^3

g = percepatan gravitasi, m/s^2

$$W = 9,8 \frac{m}{s^2} \times (2 - 7)m + \frac{(101,325 - 101,325) \frac{N}{m^2}}{995,646 \frac{kg}{m^3}} - \frac{4,29 \cdot 10^{-3} \frac{N}{m^2}}{995,646 \frac{kg}{m^3}}$$

$$W = -49 \text{ J/kg}$$

Karena nilai W *negative*, maka dibutuhkan pompa.

Menghitung nilai W fluida menggunakan persamaan dari buku Sinnott halaman 251.

The total energy required can be calculated from the energy equation:

$$g\Delta z + \Delta P/\rho - \Delta P_f/\rho - W = 0$$

Dengan: W = kerja dari fluida, J/kg

Δz = perbedaan tinggi ($z_1 - z_2$), m

ΔP = perbedaan tekanan ($P_1 - P_2$), N/m^2

ΔP_f = pressure drop karena friksi, N/m^2

ρ = densitas, kg/m^3

g = percepatan gravitasi, m/s^2

$$W = 9,8 \frac{m}{s^2} \times (2 - 2)m + \frac{(101,325 - 101,325) \frac{N}{m^2}}{995,646 \frac{kg}{m^3}} - \frac{4,29 \cdot 10^{-3} \frac{N}{m^2}}{995,646 \frac{kg}{m^3}}$$

$$W = -4,31 \times 10^{-6} \text{ J/kg}$$

Karena nilai W *negative*, maka dibutuhkan pompa.

Menghitung nilai W fluida menggunakan persamaan dari buku Sinnott halaman 251.

The total energy required can be calculated from the energy equation:

$$g\Delta z + \Delta P/\rho - \Delta P_f/\rho - W = 0$$

Dengan: W = kerja dari fluida, J/kg

Δz = perbedaan tinggi ($z_1 - z_2$), m

ΔP = perbedaan tekanan ($P_1 - P_2$), N/m^2

ΔP_f = pressure drop karena friksi, N/m^2

ρ = densitas, kg/m^3

g = percepatan gravitasi, m/s^2

$$W = 9,8 \frac{m}{s^2} \times (1 - 2)m + \frac{(101,325 - 101,325) \frac{N}{m^2}}{995,646 \frac{kg}{m^3}} - \frac{4,29 \cdot 10^{-3} \frac{N}{m^2}}{995,646 \frac{kg}{m^3}}$$

$$W = -9,8 \text{ J/kg}$$

Karena nilai W *negative*, maka dibutuhkan pompa.

Menghitung nilai W fluida menggunakan persamaan dari buku Sinnott halaman 251.

The total energy required can be calculated from the energy equation:

$$g\Delta z + \Delta P/\rho - \Delta P_f/\rho - W = 0$$

Dengan: W = kerja dari fluida, J/kg

Δz = perbedaan tinggi (z1-z2), m

ΔP = perbedaan tekanan (P1-P2), N/m²

ΔP_f = pressure drop karena friksi, N/m²

ρ = densitas, kg/m³

g = percepatan gravitasi, m/s²

$$W = 9,8 \frac{m}{s^2} \times (1,5 - 0,5)m + \frac{(101,325 - 101,325) \frac{N}{m^2}}{995,646 \frac{kg}{m^3}} - \frac{4,29 \cdot 10^{-3} \frac{N}{m^2}}{995,646 \frac{kg}{m^3}}$$

$$W = -9,8 \text{ J/kg}$$

Karena nilai W *negative*, maka dibutuhkan pompa.

Menghitung nilai W fluida menggunakan persamaan dari buku Sinnott halaman 251.

The total energy required can be calculated from the energy equation:

$$g\Delta z + \Delta P/\rho - \Delta P_f/\rho - W = 0$$

Dengan: W = kerja dari fluida, J/kg

Δz = perbedaan tinggi ($z_1 - z_2$), m

ΔP = perbedaan tekanan ($P_1 - P_2$), N/m^2

ΔP_f = pressure drop karena friksi, N/m^2

ρ = densitas, kg/m^3

g = percepatan gravitasi, m/s^2

$$W = 9,8 \frac{m}{s^2} \times (-10 - 2)m + \frac{(101,325 - 101,325) \frac{N}{m^2}}{995,646 \frac{kg}{m^3}} - \frac{4,29 \cdot 10^{-3} \frac{N}{m^2}}{995,646 \frac{kg}{m^3}}$$

$$W = -117,6 \text{ J/kg}$$

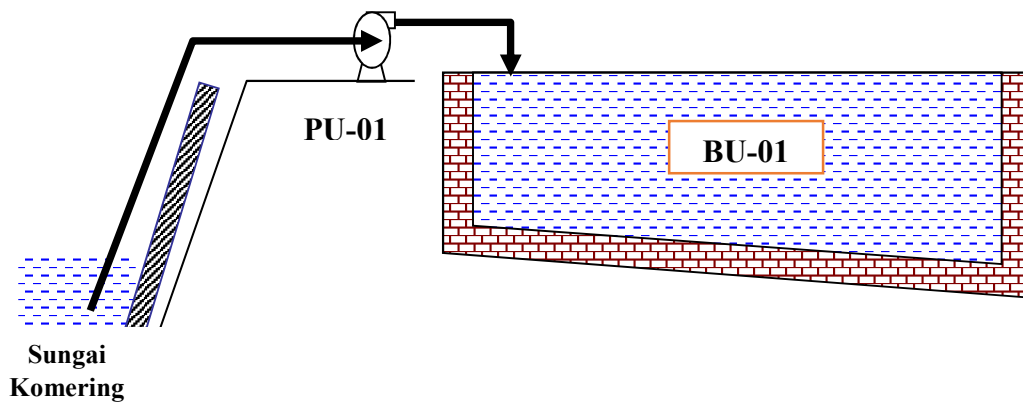
Karena nilai W *negative*, maka dibutuhkan pompa.

POMPA UTILITAS 01 (PU-01)

Tugas : Memompa air dari sungai komering sebanyak 3033,62 kg/jam menuju BU-01.

Jenis : Pompa sentrifugal.

Sketsa permasalahan :



Kondisi operasi :

$T = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan $P = 1\text{ atm}$.

Panjang pipa lurus = 20 m

Elevasi, $z_1 = -10\text{ m}$ (posisi *suction head*)

Elevasi, $z_2 = 2\text{ m}$

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. Menhitung *Brake Horse Power* (BHP)
8. Menentukan motor standar

Bahan yang dipompa :

$$\text{Kecepatan massa} = 3033,62 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas cairan} = 995,646 \text{ kg/m}^3 = 62,156 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas cairan} = 0,8177 \text{ cP} = 8,0 \times 10^{-4} \text{ kg/m.detik}$$

$$\text{Gravitas (g)} = 9,8 \text{ m/detik}^2$$

1. Menentukan titik pemompaan

Titik 1, *Suction* :

- Tinggi *suction head* = -10 m
- Tekanan, P_1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* :

- Tinggi *discharge head* = 2 m
- Tekanan, P_2 = 1 atm

2. Menentukan kapasitas pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju volumetrik (Q}_1\text{)} &= \frac{F \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right)}{\rho l \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)} \\ &= \frac{3033,62 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1 \text{ jam}}{995,646 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3600 \text{ detik}} \\ &= 7,91 \times 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{detik}} \\ &= 2,85 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \\ &= \frac{7,91 \times 10^{-4} \text{ m}^3}{\text{detik}} \times 35,31 \text{ ft}^3 \\ &= \frac{1 \text{ m}^3 \times 1}{2,79 \cdot 10^{-2} \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}} = 1,68 \frac{\text{ft}^3}{\text{menit}} \\ &= 12,53 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

3. Menghitung ukuran pipa optimum

Digunakan pipa *commercial steel* dengan diameter optimum :

Diketahui, $D_{i\text{opt}}$: Diameter pipa optimum (m)

Q_1 : Kecepatan volume fluida (m^3/detik)

ρ_l : Densitas fluida (kg/m^3)

$$\begin{aligned} D_{i\text{opt}} &= 0,4 \times Q_1^{0,45} \times \rho_l^{0,13} \\ &= 0,4 \times (7,91 \cdot 10^{-4})^{0,45} \times 995,646^{0,13} \\ &= 0,039 \text{ m} = 1,55 \text{ in} \end{aligned}$$

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†	3.828	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 in
 Schedule number, Sch = 40
 Outside diameter, OD = 2,38 in
 Inside diameter, ID = 2,07 in = 0,053 m
 Flow area per pipe, = 3,35 in² = 0,0022 m²

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{7,91 \cdot 10^{-4} \frac{m^3}{detik}}{2,16 \cdot 10^{-3} m^2} = 2,195 \text{ m/detik}$$

Data, pada suhu = 30 °C

$$\begin{aligned} \mu_1 &= 0,454 \text{ cP} \\ &= 0,0005 \text{ kg/m.detik} \\ &= 0,0003 \text{ lb/ft.detik} \end{aligned}$$

$$Re = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} = \frac{995,646 \frac{kg}{m^3} \times 2,195 \frac{m}{detik} \times 0,053 \text{ m}}{0,0005 \frac{kg}{m.detik}} = 252842,48$$

Bahan konstruksi :

Dipilih : *Commercial Steel*, (White, F.M., *Fluid Mechanics*, Hal.371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Kekasaran pipa = 0,0002 ft = 4,6.e-05 m

Kekasaran relatif :

$$\frac{e}{ID} = \frac{4,6 \cdot e - 05 m}{0,053 m} = 0,0009$$

Faktor friksi Darcy :

Diperoleh dari diagram Moody, (White, F.M., *Fluid Mechanics*, Hal.370)

Dimana, $\frac{e}{ID} = 0,0009$

$$Re = 252842,48$$

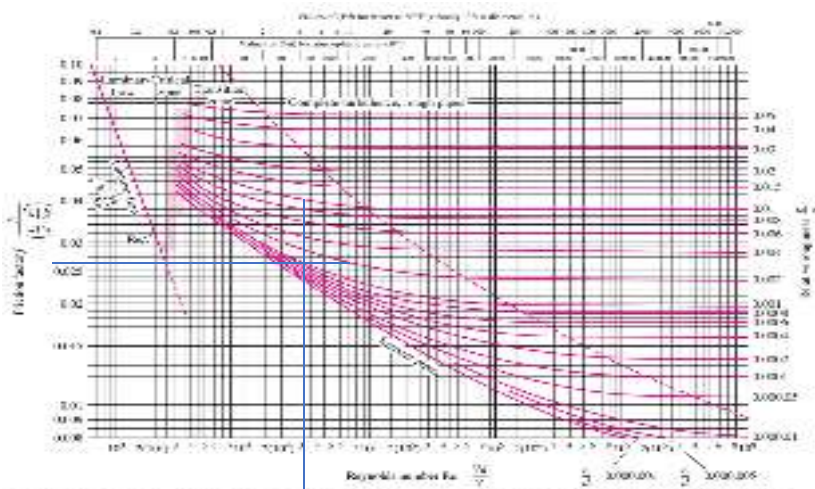


Fig. 6.14 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Fig. 6.13, except for the inclusion of the ASME...

Diperoleh, $f = 0,026$

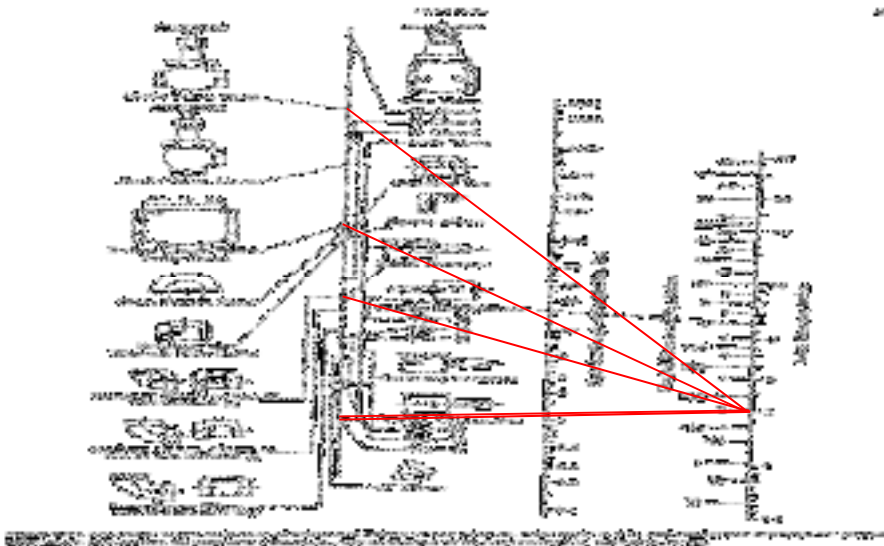
Memilih panjang ekuivalen (Le) dan panjang pipa (L)

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd edition, Hal.87, didapat :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣLe	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	1.2	1	1.2	0.4
<i>Sudden constriction</i>	1.1	1	1.1	0.3
<i>Check valve</i>	15	1	15	4.6
<i>Globe valve, open</i>	60	1	60	18.3
<i>Standart elbow</i>	5	2	10	3.0
Total				27

$$\Sigma Le + L = 46,61 \text{ m}$$

$$= 152,9 \text{ ft}$$



4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli sebagai berikut :

$$\frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2.g} - Hf + H_{man} = \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2.g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. *Pressure Head*

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho}$$

$$= \frac{(1-1)atm}{995,646 \frac{kg}{m^3}} \times \frac{10332,3 \frac{kg}{m^2}}{1 atm} = 0$$

b. *Velocity Head*

$$H_v = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2.g}$$

$$= \frac{(2,195 \frac{m}{s})^2 - (0 \frac{m}{s})^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}} = 0,2458 \text{ m}$$

c. *Static Head*

$$H_s = z_2 - z_1$$

$$= 2 - (-10) = 12 \text{ m}$$

d. *Friction Head*

$$H_f = \frac{f \times (L + \sum Le) \times v^2}{2.g.ID}$$

$$= \frac{0,026 \times (46,61) \times 2,195^2}{2.9.8.0,053} = 5,6739 \text{ m}$$

Total Head Pompa, $H = H_p + H_v + H_s + H_f$

$$= 17,92 \text{ m}$$

5. Menghitung kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{N \times Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Coulson \& Richardson, vol.6, hal.200})$$

Dengan hubungan :

N_s = Kecepatan spesifik (antara 0,1 sampai 1 rad)

N = Kecepatan putar (rpm)

Q = Kapasitas pompa (gpm)

H = *Head* pompa (ft)

Dipilih berdasarkan tabel 14.2, Ludwig, E.E. ed. III, vol.3, hal.624.

Kecepatan putar dipilih : 5000 rpm

Faktor slip : 5 %

Rpm = 5000 rpm x 0,95 = 4750 rpm = 497,3 rad

Maka,

$$N_s = \frac{N \times \sqrt{\frac{Q}{suct}}}{g \times \frac{Hman}{stage^{0,75}}}$$

$$N_s = \frac{497,33 \times \left(\frac{8 \cdot e^{-04}}{1}\right)^{0,5}}{9,8 \times \frac{17,92}{1^{0,75}}} = 1,593 \text{ rad}$$

6. Menghitung *net positive suction head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers.5-10 Ludwig hal.326 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times \left(\frac{2,31}{spgr}\right) - H_{sl}$$

$$P_a = \text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = \text{Tekanan uap murni} = 3 \cdot e^{-02} \text{ atm} = 0,0353 \text{ bar}$$

$$S = \text{Suction Head} = 10 \text{ m}$$

$$Spgr = \text{Spesific gravity} = 0,9956$$

$$f = \text{Friction factor} = 0,026$$

$$L+Le = \text{Panjang pipa total} = 46,6 \text{ m}$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairan} = 2,195 \text{ m}$$

$$g = 9,8 \text{ m/detik}^2$$

$$ID = 0,053 \text{ m}$$

$$h_{sl} = \text{Friction loss}$$

$$h_{sl} = \frac{f \times (L + Le) \times v^2}{2 \times G \times ID}$$

$$h_{sl} = \frac{0,026 \times 46,61 \times 2,195^2}{2 \times 9,8 \times 0,053} = 5,674 \text{ m} = 567,39 \text{ cm}$$

$$NPSH_a = 10 + (1,013 - 0,035) \times \frac{2,31}{0,9956} - 5,674 = 6,6 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$) dihitung dengan persamaan 3-43, Sularso page.46.

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$N : \text{Kecepatan putar (rpm)} = 4750 \text{ rpm}$$

$$Q : \text{Kapasitas pompa (m}^3/\text{menit)} = 0,045 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$NPSH_R = \left(\frac{4750}{1200}\right)^{4/5} \times 0,045^{2/3} = 0,39 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia ($NPSH_a$) > NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$), maka pompa layak digunakan.

7. Menghitung brake horse power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E}$$

BHP = Daya penggerak poros (HP)

Q = Kapasitas pompa (ft³/detik)

H = Head pompa (ft)

ρ = densitas (lb/ft³)

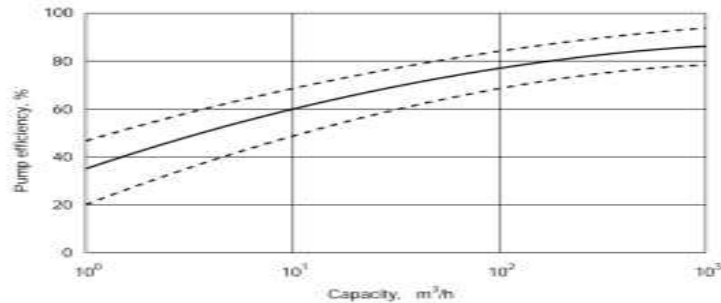


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps.

$$BHP = \frac{2,79 \cdot 10^{-02} \frac{ft^3}{detik} \times 59,135 ft \times 62,156 \frac{lb}{ft^3}}{0,38} = 270,084 \frac{lb \cdot ft}{detik} = 0,49 HP$$

8. Menentukan motor standar

Efisiensi motor :

Diperoleh dari fig.14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhaus ed.IV hal.521

Dengan nilai BHP = 0,49 HP

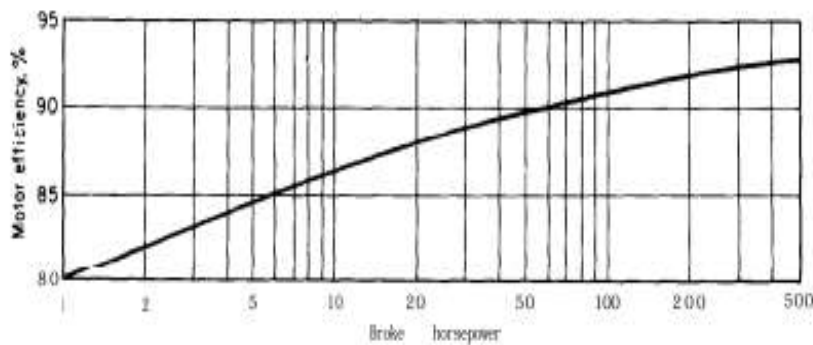


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi = 80%

$$Daya = \frac{BHP}{E} = \frac{0,49 HP}{0,8} = 0,61 HP$$

Motor standar yang dipilih adalah motor induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., hal.628 :

*Horsepower Ratings.*³⁷ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{8}$, $\frac{3}{4}$, 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 HP

Ringkasan Hasil

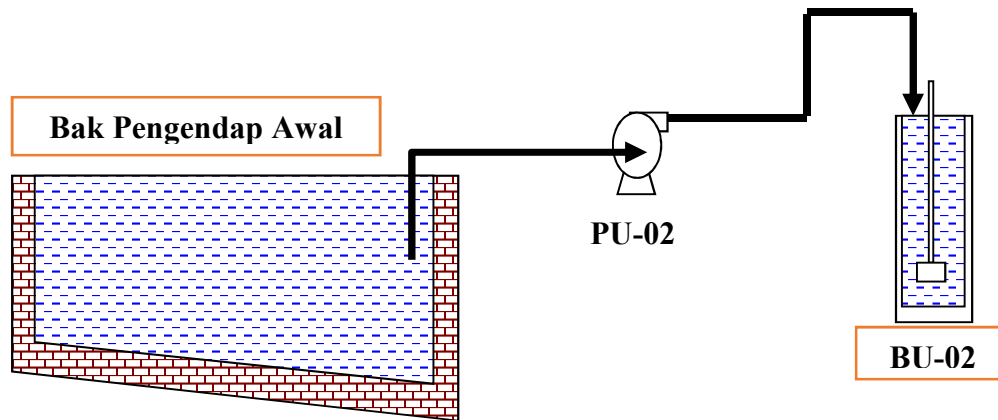
Kapasitas pompa, $Q = 12,53$ gall/menit
Normal Pipe Size, $N_{ps} = 2$ in
Schedule number, $Sch = 40$
Outside diameter, $OD = 2,38$ in
Inside diameter, $ID = 2,07$ in = 0,053 m
Flow area per pipe, $= 3,35$ in² = 0,0022 m²
Kecepatan linier, $v = 2,195$ m/detik
Kekasaran relatif = 0,0009
Reynold number = 252842,48
 $H_{man} = 17,92$ m
Kecepatan spesifik, $N_s = 1,593$ rad
 $NPSH_a = 6,6$ m
 $NPSH_R = 0,39$ m
BHP = 0,49 HP
Daya = 0,61 HP
Motor induksi terpilih = 1 HP

POMPA UTILITAS 02 (PU-02)

Tugas : Memompa air dari bak pengendap awal sebanyak 2889,16 kg/jam menuju BU-02.

Jenis : Pompa sentrifugal.

Sketsa permasalahan :



Kondisi operasi :

$T = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan $P = 1\text{ atm}$.

Panjang pipa lurus = 14 m

Elevasi, $z_1 = -1,5\text{ m}$ (posisi *suction head*)

Elevasi, $z_2 = 0,5\text{ m}$

Langkah perhitungan :

1. Menentukan titik pemompaan
2. Menentukan kapasitas pompa
3. Menghitung ukuran pipa optimum
4. Menghitung *Head* pompa
5. Menghitung kecepatan spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head* (NPSH)
7. Menhitung *Brake Horse Power* (BHP)
8. Menentukan motor standar

Bahan yang dipompa :

$$\text{Kecepatan massa} = 2889,16 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas cairan} = 995,646 \text{ kg/m}^3 = 62,156 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas cairan} = 0,8177 \text{ cP} = 8,0 \times 10^{-4} \text{ kg/m.detik}$$

$$\text{Gravitas (g)} = 9,8 \text{ m/detik}^2$$

1. Menentukan titik pemompaan

Titik 1, *Suction* :

- Tinggi *suction head* = -1,5 m
- Tekanan, P_1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* :

- Tinggi *discharge head* = 0,5 m
- Tekanan, P_2 = 1 atm

2. Menentukan kapasitas pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju volumetrik (Q}_1\text{)} &= \frac{F \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right)}{\rho l \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)} \\ &= \frac{2889,16 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1 \text{ jam}}{995,646 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3600 \text{ detik}} \\ &= 7,53 \times 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{detik}} \\ &= 2,71 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \\ &= \frac{7,53 \times 10^{-4} \text{ m}^3}{\text{detik}} \times 35,31 \text{ ft}^3 \\ &= \frac{1 \text{ m}^3 \times 1}{2,66 \cdot 10^{-2} \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}} = 1,60 \frac{\text{ft}^3}{\text{menit}} \\ &= 11,94 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

3. Menghitung ukuran pipa optimum

Digunakan pipa *commercial steel* dengan diameter optimum :

Diketahui, $D_{i\text{opt}}$: Diameter pipa optimum (m)

Q_1 : Kecepatan volume fluida (m^3/detik)

ρ_l : Densitas fluida (kg/m^3)

$$\begin{aligned} D_{i\text{opt}} &= 0,4 \times Q_1^{0,45} \times \rho_l^{0,13} \\ &= 0,4 \times (7,53 \cdot 10^{-4})^{0,45} \times 995,646^{0,13} \\ &= 0,039 \text{ m} = 1,52 \text{ in} \end{aligned}$$

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†	3.828	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 in
 Schedule number, Sch = 40
 Outside diameter, OD = 2,38 in
 Inside diameter, ID = 2,07 in = 0,053 m
 Flow area per pipe, = 3,35 in² = 0,0022 m²

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{7,53 \cdot 10^{-4} \frac{m^3}{detik}}{2,16 \cdot 10^{-3} m^2} = 2,0905 \text{ m/detik}$$

Data, pada suhu = 30 °C

$$\begin{aligned} \mu_1 &= 0,454 \text{ cP} \\ &= 0,0005 \text{ kg/m.detik} \\ &= 0,0003 \text{ lb/ft.detik} \end{aligned}$$

$$Re = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu l} = \frac{995,646 \frac{kg}{m^3} \times 2,09 \frac{m}{detik} \times 0,053 \text{ m}}{0,00045 \frac{kg}{m.detik}} = 240802,33$$

Bahan konstruksi :

Dipilih : *Commercial Steel*, (White, F.M., *Fluid Mechanics*, Hal.371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Kekasaran pipa = 0,0002 ft = 4,6.e-05 m

Kekasaran relatif :

$$\frac{e}{ID} = \frac{4,6 \cdot e - 05 m}{0,053 m} = 0,0009$$

Faktor friksi Darcy :

Diperoleh dari diagram Moody, (White, F.M., *Fluid Mechanics*, Hal.370)

Dimana, $\frac{e}{ID} = 0,0009$

$$Re = 240802,33$$

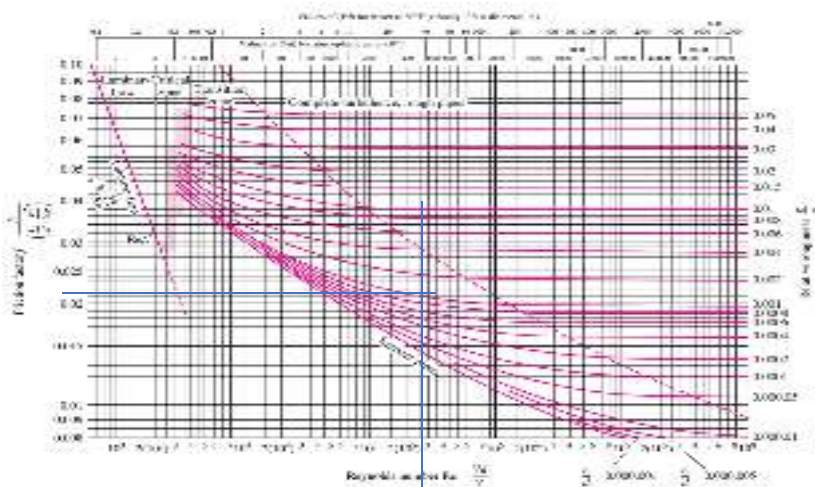


Fig. 6.14 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Fig. 6.13a, but includes the Colebrook-White Eq. 6.59 for the transition of the ASME.

Diperoleh, $f = 0,021$

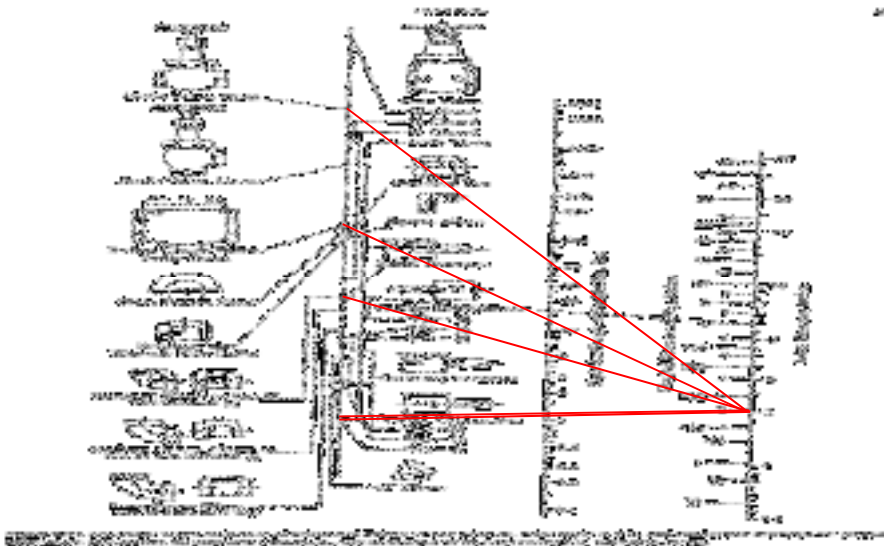
Memilih panjang ekivalen (Le) dan panjang pipa (L)

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd edition, Hal.87, didapat :

Panjang Ekivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣLe	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	1	1	1	0.3
<i>Sudden constriction</i>	1	1	1	0.3
<i>Check valve</i>	15	1	15	4.6
<i>Globe valve, open</i>	60	1	60	18.3
<i>Standart elbow</i>	5	2	10	3.0
Total				27

$$\Sigma Le + L = 40,52 \text{ m}$$

$$= 132,9 \text{ ft}$$



4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli sebagai berikut :

$$\frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2.g} - Hf + H_{man} = \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2.g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. *Pressure Head*

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho}$$

$$= \frac{(1-1)atm}{995,646 \frac{kg}{m^3}} \times \frac{10332,3 \frac{kg}{m^2}}{1 atm} = 0$$

b. *Velocity Head*

$$H_v = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2.g}$$

$$= \frac{(2,091 \frac{m}{s})^2 - (0 \frac{m}{s})^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}} = 0,223 \text{ m}$$

c. *Static Head*

$$H_s = z_2 - z_1$$

$$= 1 - (-1,5) = 2 \text{ m}$$

d. *Friction Head*

$$H_f = \frac{f \times (L + \sum Le) \times v^2}{2.g.ID}$$

$$= \frac{0,021 \times (40,52) \times 2,091^2}{2 \times 9,8 \times 0,053} = 0,3613 \text{ m}$$

Total Head Pompa, $H = H_p + H_v + H_s + H_f$

$$= 2,58 \text{ m}$$

5. Menghitung kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{N \times Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Coulson \& Richardson, vol.6, hal.200})$$

Dengan hubungan :

N_s = Kecepatan spesifik (antara 0,1 sampai 1 rad)

N = Kecepatan putar (rpm)

Q = Kapasitas pompa (gpm)

H = *Head* pompa (ft)

Dipilih berdasarkan tabel 14.2, Ludwig, E.E. ed. III, vol.3, hal.624.

Kecepatan putar dipilih : 5000 rpm

Faktor slip : 5 %

Rpm = 5000 rpm x 0,95 = 4750 rpm = 497,3 rad

Maka,

$$N_s = \frac{N \times \sqrt{\frac{Q}{suct}}}{g \times \frac{Hman}{stage^{0,75}}}$$

$$N_s = \frac{497,33 \times \left(\frac{8 \cdot e^{-04}}{1}\right)^{0,5}}{9,8 \times \frac{2,58}{1^{0,75}}} = 10,78 \text{ rad}$$

6. Menghitung *net positive suction head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers.5-10 Ludwig hal.326 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times \left(\frac{2,31}{spgr}\right) - H_{sl}$$

$$P_a = \text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = \text{Tekanan uap murni} = 3 \cdot e^{-02} \text{ atm} = 0,0353 \text{ bar}$$

$$S = \text{Suction Head} = 1,5 \text{ m}$$

$$Spgr = \text{Spesific gravity} = 0,9956$$

$$f = \text{Friction factor} = 0,021$$

$$L+Le = \text{Panjang pipa total} = 40,52 \text{ m}$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairan} = 2,090 \text{ m}$$

$$g = 9,8 \text{ m/detik}^2$$

$$ID = 0,053 \text{ m}$$

$$h_{sl} = \text{Friction loss}$$

$$h_{sl} = \frac{f \times (L + Le) \times v^2}{2 \times G \times ID}$$

$$h_{sl} = \frac{0,0211 \times 40,52 \times 2,09^2}{2 \times 9,8 \times 0,053} = 0,361 \text{ m} = 36,135 \text{ cm}$$

$$NPSH_a = 1,5 + (1,013 - 0,035) \times \frac{2,31}{0,9956} - 0,361 = 3,41 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$) dihitung dengan persamaan 3-43, Sularso page.46.

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$N : \text{Kecepatan putar (rpm)} = 4750 \text{ rpm}$$

$$Q : \text{Kapasitas pompa (m}^3/\text{menit)} = 0,045 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$NPSH_R = \left(\frac{4750}{1200}\right)^{4/5} \times 0,045^{2/3} = 0,38 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia ($NPSH_a$) > NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$), maka pompa layak digunakan.

7. Menghitung brake horse power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E}$$

BHP = Daya penggerak poros (HP)

Q = Kapasitas pompa (ft³/detik)

H = Head pompa (ft)

ρ = densitas (lb/ft³)

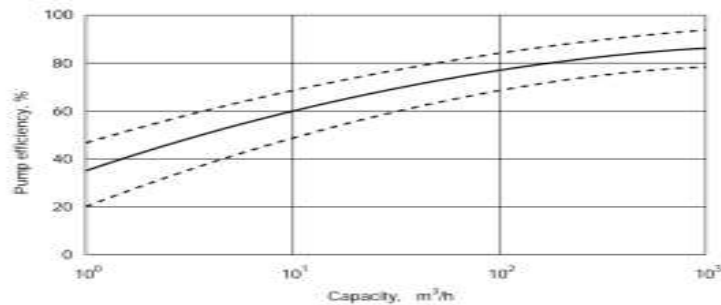


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps.

$$BHP = \frac{2,66 \cdot 10^{-02} \frac{ft^3}{detik} \times 8,528 ft \times 62,156 \frac{lb}{ft^3}}{0,38} = 37,096 \frac{lb \cdot ft}{detik} = 0,07 HP$$

8. Menentukan motor standar

Efisiensi motor :

Diperoleh dari fig.14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhaus ed.IV hal.521

Dengan nilai BHP = 0,07 HP

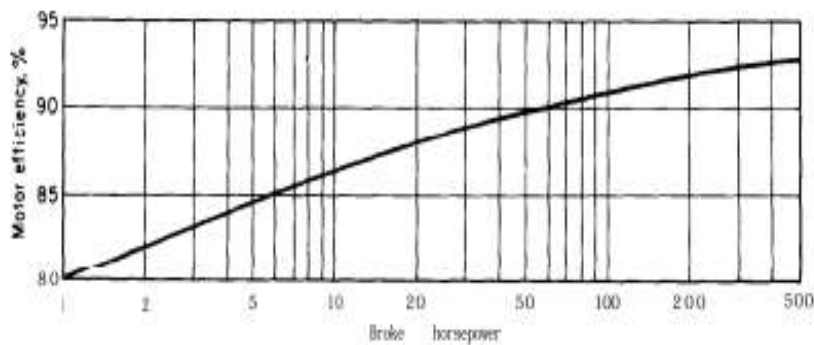


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi = 80%

$$Daya = \frac{BHP}{E} = \frac{0,07 HP}{0,8} = 0,084 HP$$

Motor standar yang dipilih adalah motor induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., hal.628 :

*Horsepower Ratings.*³⁷ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{8}$, $\frac{3}{4}$, 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 Hasil

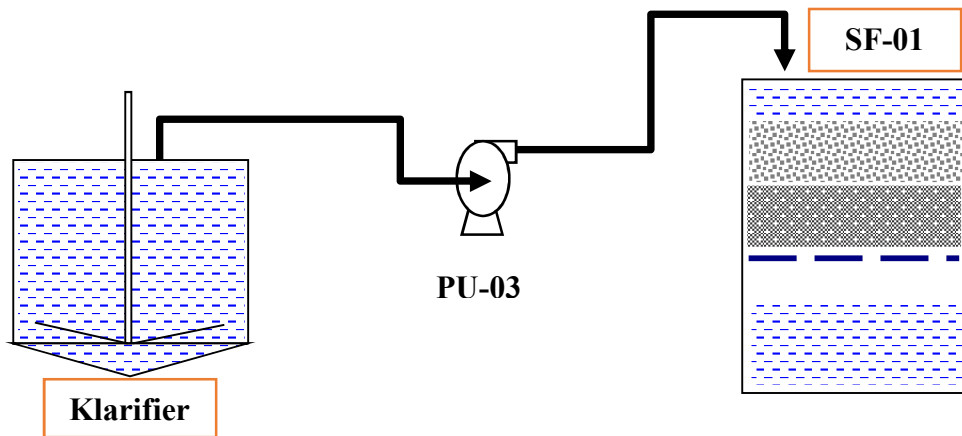
Kapasitas pompa, $Q = 11,94$ gall/menit
Normal Pipe Size, $N_{ps} = 2$ in
Schedule number, $Sch = 40$
Outside diameter, $OD = 2,38$ in
Inside diameter, $ID = 2,07$ in = 0,053 m
Flow area per pipe, $= 3,35$ in² = 0,0022 m²
Kecepatan linier, $v = 2,0905$ m/detik
Kekasaran relatif = 0,0009
Reynold number = 240802,33
 $H_{man} = 2,58$ m
Kecepatan spesifik, $N_s = 10,78$ rad
 $NPSH_a = 3,41$ m
 $NPSH_R = 0,38$ m
BHP = 0,07 HP
Daya = 0,084HP
Motor induksi terpilih = 0,5 HP
Bahan konstruksi = *Commercial Steel*

POMPA UTILITAS 03 (PU-03)

Tugas : Memompa air dari klarifier sebanyak 2751,58 kg/jam menuju SF-01.

Jenis : Pompa sentrifugal.

Sketsa permasalahan :



Kondisi operasi :

$T = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan $P = 1\text{ atm}$.

Panjang pipa lurus = 10 m

Elevasi, z_1 = 1 m (posisi *suction head*)

Elevasi, z_2 = 2 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. Menhitung *Brake Horse Power* (BHP)
8. Menentukan motor standar

Bahan yang dipompa :

$$\text{Kecepatan massa} = 2751,28 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas cairan} = 995,646 \text{ kg/m}^3 = 62,156 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas cairan} = 0,8177 \text{ cP} = 8,0 \times 10^{-4} \text{ kg/m.detik}$$

$$\text{Gravitas (g)} = 9,8 \text{ m/detik}^2$$

1. Menentukan titik pemompaan

Titik 1, *Suction* :

- Tinggi *suction head* = 1 m
- Tekanan, P_1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* :

- Tinggi *discharge head* = 2 m
- Tekanan, P_2 = 1 atm

2. Menentukan kapasitas pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju volumetrik (Q}_1\text{)} &= \frac{F \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right)}{\rho l \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)} \\ &= \frac{2751,28 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1 \text{ jam}}{995,646 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3600 \text{ detik}} \\ &= 7,17 \times 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{detik}} \\ &= 2,58 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \\ &= \frac{7,17 \times 10^{-4} \text{ m}^3}{\text{detik}} \times 35,31 \text{ ft}^3 \\ &= \frac{1 \text{ m}^3 \times 1}{2,53 \cdot 10^{-2} \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}} = 1,52 \frac{\text{ft}^3}{\text{menit}} \\ &= 11,37 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

3. Menghitung ukuran pipa optimum

Digunakan pipa *commercial steel* dengan diameter optimum :

Diketahui, $D_{i\text{opt}}$: Diameter pipa optimum (m)

Q_1 : Kecepatan volume fluida (m^3/detik)

ρ_l : Densitas fluida (kg/m^3)

$$\begin{aligned} D_{i\text{opt}} &= 0,4 \times Q_1^{0,45} \times \rho_l^{0,13} \\ &= 0,4 \times (7,17 \cdot 10^{-4})^{0,45} \times 995,646^{0,13} \\ &= 0,038 \text{ m} = 1,49 \text{ in} \end{aligned}$$

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†	3.828	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 in
 Schedule number, Sch = 40
 Outside diameter, OD = 2,38 in
 Inside diameter, ID = 2,07 in = 0,053 m
 Flow area per pipe, = 3,35 in² = 0,0022 m²

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{7,17 \cdot 10^{-4} \frac{m^3}{detik}}{2,16 \cdot 10^{-3} m^2} = 1,991 \text{ m/detik}$$

Data, pada suhu = 30 °C

$$\begin{aligned} \mu_1 &= 0,454 \text{ cP} \\ &= 0,0005 \text{ kg/m.detik} \\ &= 0,0003 \text{ lb/ft.detik} \end{aligned}$$

$$Re = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu l} = \frac{995,646 \frac{kg}{m^3} \times 1,99 \frac{m}{detik} \times 0,053 \text{ m}}{0,00045 \frac{kg}{m.detik}} = 229335,57$$

Bahan konstruksi :

Dipilih : *Commercial Steel*, (White, F.M., *Fluid Mechanics*, Hal.371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Kekasaran pipa = 0,0002 ft = 4,6.e-05 m

Kekasaran relatif :

$$\frac{e}{ID} = \frac{4,6 \cdot e - 05 m}{0,053 m} = 0,0009$$

Faktor friksi Darcy :

Diperoleh dari diagram Moody, (White, F.M., *Fluid Mechanics*, Hal.370)

Dimana, $\frac{e}{ID} = 0,0009$

$$Re = 229335,57$$

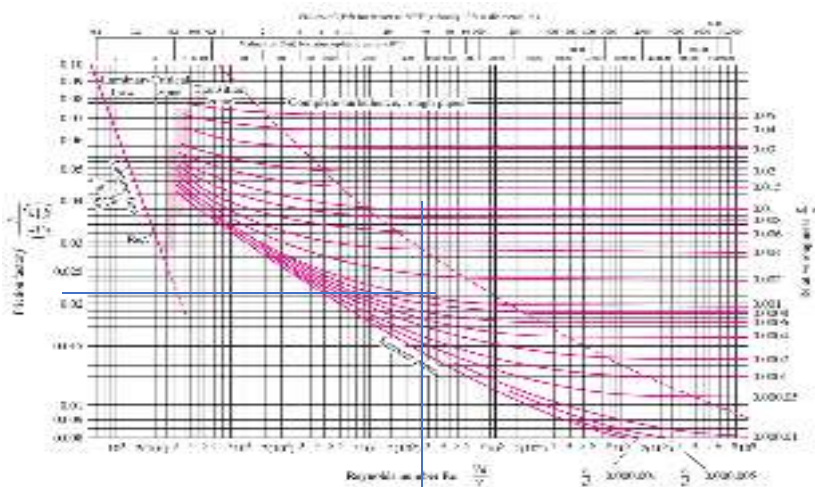


Fig. 6.14 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Fig. 6.13a, but includes the Colebrook-White equation for the transition of the ASME.

Diperoleh, $f = 0,021$

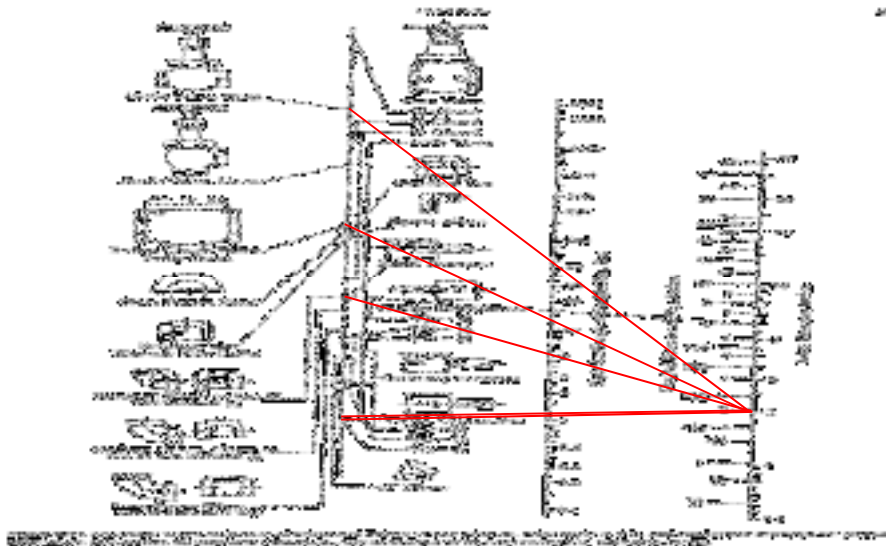
Memilih panjang ekuivalen (Le) dan panjang pipa (L)

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd edition, Hal.87, didapat :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣLe	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	1	1	1	0.3
<i>Sudden constriction</i>	1	1	1	0.3
<i>Check valve</i>	15	1	15	4.6
<i>Globe valve, open</i>	60	1	60	18.3
<i>Standart elbow</i>	5	2	10	3.0
Total				27

$$\Sigma Le + L = 36,52 \text{ m}$$

$$= 119,8 \text{ ft}$$



4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli sebagai berikut :

$$\frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2.g} - Hf + H_{man} = \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2.g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. *Pressure Head*

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho}$$

$$= \frac{(1-1)atm}{995,646 \frac{kg}{m^3}} \times \frac{10332,3 \frac{kg}{m^2}}{1 atm} = 0$$

b. *Velocity Head*

$$H_v = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g}$$

$$= \frac{(1,991 \frac{m}{s})^2 - (0 \frac{m}{s})^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}} = 0,202 \text{ m}$$

c. *Static Head*

$$H_s = z_2 - z_1$$

$$= 2 - 1 = 1 \text{ m}$$

d. *Friction Head*

$$H_f = \frac{f \times (L + \sum Le) \times v^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$= \frac{0,021 \times (36,52) \times 1,991^2}{2 \times 9,8 \times 0,053} = 0,2954 \text{ m}$$

Total Head Pompa, $H = H_p + H_v + H_s + H_f$

$$= 1,50 \text{ m}$$

5. Menghitung kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{N \times Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Coulson \& Richardson, vol.6, hal.200})$$

Dengan hubungan :

N_s = Kecepatan spesifik (antara 0,1 sampai 1 rad)

N = Kecepatan putar (rpm)

Q = Kapasitas pompa (gpm)

H = *Head* pompa (ft)

Dipilih berdasarkan tabel 14.2, Ludwig, E.E. ed. III, vol.3, hal.624.

Kecepatan putar dipilih : 5000 rpm

Faktor slip : 5 %

Rpm = 5000 rpm x 0,95 = 4750 rpm = 497,3 rad

Maka,

$$N_s = \frac{N \times \sqrt{\frac{Q}{suct}}}{g \times \frac{Hman}{stage^{0,75}}}$$

$$N_s = \frac{497,33 \times \left(\frac{7 \cdot e^{-04}}{1,5}\right)^{0,5}}{9,8 \times \frac{1}{1,075}} = 18,15 \text{ rad}$$

6. Menghitung *net positive suction head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers.5-10 Ludwig hal.326 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times \left(\frac{2,31}{spgr}\right) - H_{sl}$$

$$P_a = \text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = \text{Tekanan uap murni} = 3 \cdot e^{-02} \text{ atm} = 0,0353 \text{ bar}$$

$$S = \text{Suction Head} = 1 \text{ m}$$

$$Spgr = \text{Spesific gravity} = 0,9956$$

$$f = \text{Friction factor} = 0,021$$

$$L+L_e = \text{Panjang pipa total} = 36,52 \text{ m}$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairan} = 1,991 \text{ m}$$

$$g = 9,8 \text{ m/detik}^2$$

$$ID = 0,053 \text{ m}$$

$$h_{sl} = \text{Friction loss}$$

$$h_{sl} = \frac{f \times (L + L_e) \times v^2}{2 \times G \times ID}$$

$$h_{sl} = \frac{0,021 \times 36,52 \times 1,99^2}{2 \times 9,8 \times 0,053} = 0,295 \text{ m} = 29,54 \text{ cm}$$

$$NPSH_a = 1 + (1,013 - 0,035) \times \frac{2,31}{0,9956} - 0,295 = 2,97 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$) dihitung dengan persamaan 3-43, Sularso page.46.

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$N : \text{Kecepatan putar (rpm)} = 4750 \text{ rpm}$$

$$Q : \text{Kapasitas pompa (m}^3/\text{menit)} = 0,045 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$NPSH_R = \left(\frac{4750}{1200}\right)^{4/5} \times 0,045^{2/3} = 0,37 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia ($NPSH_a$) > NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$), maka pompa layak digunakan.

7. Menghitung *brake horse power* (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E}$$

BHP = Daya penggerak poros (HP)

Q = Kapasitas pompa (ft³/detik)

H = *Head* pompa (ft)

ρ = densitas (lb/ft³)

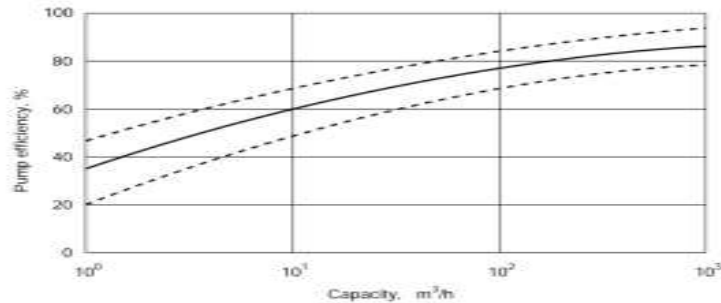


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps.

$$BHP = \frac{2,53 \cdot e-02 \frac{ft^3}{detik} \times 4,942 ft \times 62,156 \frac{lb}{ft^3}}{0,38} = 20,4735 \frac{lb \cdot ft}{detik} = 0,04 HP$$

8. Menentukan motor standar

Efisiensi motor :

Diperoleh dari fig.14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhaus ed.IV hal.521

Dengan nilai BHP = 0,04 HP

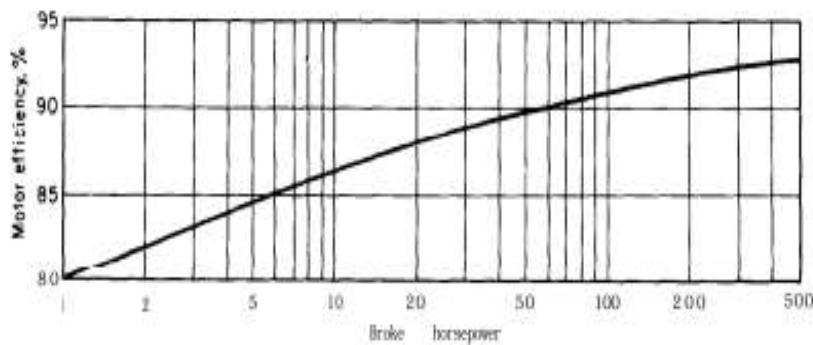


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi = 80%

$$Daya = \frac{BHP}{E} = \frac{0,04 HP}{0,8} = 0,047 HP$$

Motor standar yang dipilih adalah motor induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., hal.628 :

*Horsepower Ratings.*³⁷ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{8}$, $\frac{3}{4}$, 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 Hasil

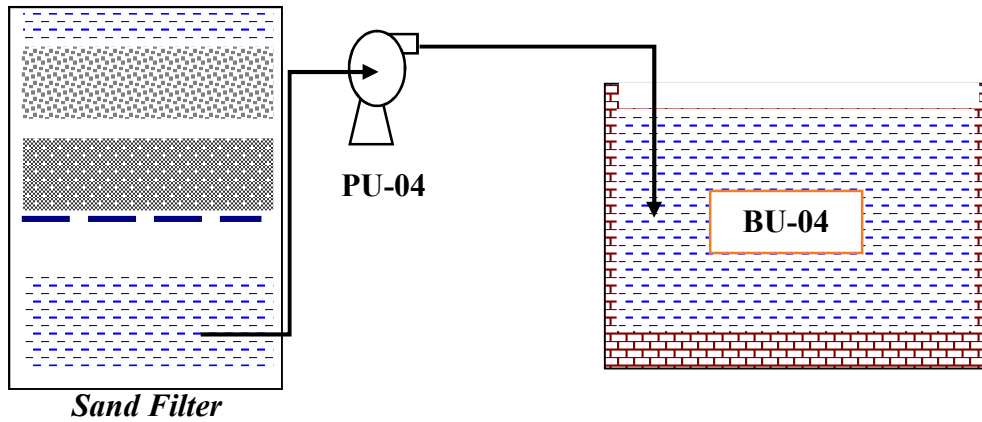
Kapasitas pompa, $Q = 11,37$ gall/menit
Normal Pipe Size, $N_{ps} = 2$ in
Schedule number, $Sch = 40$
Outside diameter, $OD = 2,38$ in
Inside diameter, $ID = 2,07$ in = 0,053 m
Flow area per pipe, $= 3,35$ in² = 0,0022 m²
Kecepatan linier, $v = 1,991$ m/detik
Kekasaran relatif = 0,0009
Reynold number = 229335,57
 $H_{man} = 1,5$ m
Kecepatan spesifik, $N_s = 18,15$ rad
 $NPSH_a = 2,97$ m
 $NPSH_R = 0,37$ m
BHP = 0,04 HP
Daya = 0,047HP
Motor induksi terpilih = 0,5 HP
Bahan konstruksi = *Commercial Steel*

POMPA UTILITAS 04 (PU-04)

Tugas : Memompa air dari *sand filter* sebanyak 2620,55 kg/jam menuju BU-04.

Jenis : Pompa sentrifugal.

Sketsa permasalahan :



Kondisi operasi :

$T = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan $P = 1\text{ atm}$.

Panjang pipa lurus = 10 m

Elevasi, $z_1 = 2\text{ m}$ (posisi *suction head*)

Elevasi, $z_2 = 2\text{ m}$

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. Menhitung *Brake Horse Power* (BHP)
8. Menentukan motor standar

Bahan yang dipompa :

$$\text{Kecepatan massa} = 2620,55 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas cairan} = 995,646 \text{ kg/m}^3 = 62,156 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas cairan} = 0,8177 \text{ cP} = 8,0 \times 10^{-4} \text{ kg/m.detik}$$

$$\text{Gravitas (g)} = 9,8 \text{ m/detik}^2$$

1. Menentukan titik pemompaan

Titik 1, *Suction* :

- Tinggi *suction head* = 2 m
- Tekanan, P_1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* :

- Tinggi *discharge head* = 2 m
- Tekanan, P_2 = 1 atm

2. Menentukan kapasitas pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju volumetrik (Q}_1\text{)} &= \frac{F \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right)}{\rho l \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)} \\ &= \frac{2620,55 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1 \text{ jam}}{995,646 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3600 \text{ detik}} \\ &= 6,83 \times 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{detik}} \\ &= 2,46 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \\ &= \frac{6,83 \times 10^{-4} \text{ m}^3}{\text{detik}} \times 35,31 \text{ ft}^3 \\ &= \frac{1 \text{ m}^3 \times 1}{2,41 \cdot 10^{-2} \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}} = 1,45 \frac{\text{ft}^3}{\text{menit}} \\ &= 10,83 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

3. Menghitung ukuran pipa optimum

Digunakan pipa *commercial steel* dengan diameter optimum :

Diketahui, $D_{i\text{opt}}$: Diameter pipa optimum (m)

Q_1 : Kecepatan volume fluida (m^3/detik)

ρ_l : Densitas fluida (kg/m^3)

$$\begin{aligned} D_{i\text{opt}} &= 0,4 \times Q_1^{0,45} \times \rho_l^{0,13} \\ &= 0,4 \times (6,83 \cdot 10^{-4})^{0,45} \times 995,646^{0,13} \\ &= 0,037 \text{ m} = 1,45 \text{ in} \end{aligned}$$

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†	3.828	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 in
 Schedule number, Sch = 40
 Outside diameter, OD = 2,38 in
 Inside diameter, ID = 2,07 in = 0,053 m
 Flow area per pipe, = 3,35 in² = 0,0022 m²

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{6,83 \cdot 10^{-4} \frac{m^3}{detik}}{2,16 \cdot 10^{-3} m^2} = 1,896 \text{ m/detik}$$

Data, pada suhu = 30 °C

$$\begin{aligned} \mu_1 &= 0,454 \text{ cP} \\ &= 0,0005 \text{ kg/m.detik} \\ &= 0,0003 \text{ lb/ft.detik} \end{aligned}$$

$$Re = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu l} = \frac{995,646 \frac{kg}{m^3} \times 1,896 \frac{m}{detik} \times 0,053 \text{ m}}{0,00045 \frac{kg}{m.detik}} = 218414,82$$

Bahan konstruksi :

Dipilih : *Commercial Steel*, (White, F.M., *Fluid Mechanics*, Hal.371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Kekasaran pipa = 0,0002 ft = 4,6.e-05 m

Kekasaran relatif :

$$\frac{e}{ID} = \frac{4,6 \cdot e - 05 m}{0,053 m} = 0,0009$$

Faktor friksi Darcy :

Diperoleh dari diagram Moody, (White, F.M., *Fluid Mechanics*, Hal.370)

Dimana, $\frac{e}{ID} = 0,0009$

$$Re = 218414,82$$

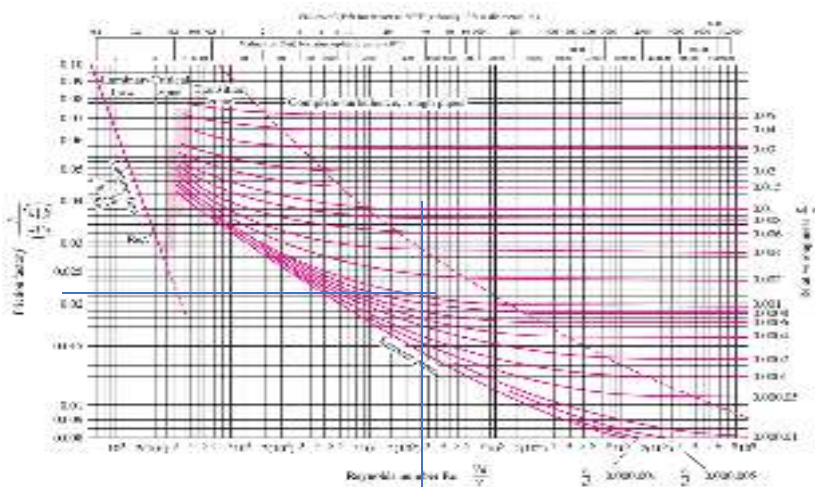


Fig. 6.14 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Fig. 6.13a except for the inclusion of the ASME...

Diperoleh, $f = 0,021$

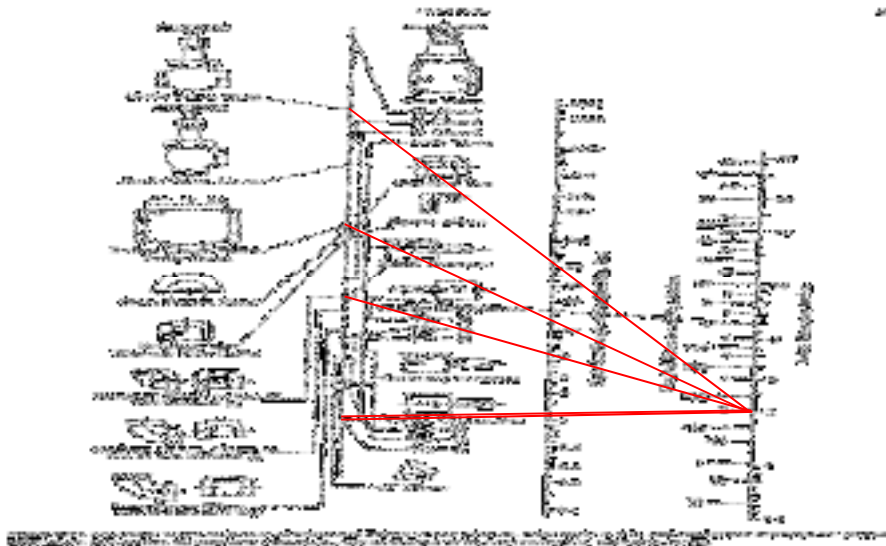
Memilih panjang ekuivalen (Le) dan panjang pipa (L)

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd edition, Hal.87, didapat :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣLe	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	1	1	1	0.3
<i>Sudden constriction</i>	1	1	1	0.3
<i>Check valve</i>	15	1	15	4.6
<i>Globe valve, open</i>	60	1	60	18.3
<i>Standart elbow</i>	5	2	10	3.0
Total				27

$$\Sigma Le + L = 36,52 \text{ m}$$

$$= 119,8 \text{ ft}$$



4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli sebagai berikut :

$$\frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2.g} - Hf + H_{man} = \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2.g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. *Pressure Head*

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho}$$

$$= \frac{(1-1)atm}{995,646 \frac{kg}{m^3}} \times \frac{10332,3 \frac{kg}{m^2}}{1 atm} = 0$$

b. *Velocity Head*

$$H_v = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2.g}$$

$$= \frac{(1,896 \frac{m}{s})^2 - (0 \frac{m}{s})^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}} = 0,183 \text{ m}$$

c. *Static Head*

$$H_s = z_2 - z_1$$

$$= 2 - 2 = 0 \text{ m}$$

d. *Friction Head*

$$H_f = \frac{f \times (L + \sum Le) \times v^2}{2.g.ID}$$

$$= \frac{0,021 \times (36,52) \times 1,896^2}{2 \times 9,8 \times 0,053} = 0,2679 \text{ m}$$

Total Head Pompa, $H = H_p + H_v + H_s + H_f$

$$= 0,45 \text{ m}$$

5. Menghitung kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{N \times Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Coulson \& Richardson, vol.6, hal.200})$$

Dengan hubungan :

N_s = Kecepatan spesifik (antara 0,1 sampai 1 rad)

N = Kecepatan putar (rpm)

Q = Kapasitas pompa (gpm)

H = *Head* pompa (ft)

Dipilih berdasarkan tabel 14.2, Ludwig, E.E. ed. III, vol.3, hal.624.

Kecepatan putar dipilih : 5000 rpm

Faktor slip : 5 %

Rpm = 5000 rpm x 0,95 = 4750 rpm = 497,3 rad

Maka,

$$N_s = \frac{N \times \sqrt{\frac{Q}{suct}}}{g \times \frac{Hman}{stage^{0,75}}}$$

$$N_s = \frac{497,33 \times \left(\frac{7 \cdot e^{-04}}{1}\right)^{0,5}}{9,8 \times \frac{0,45}{1^{0,75}}} = 58,77 \text{ rad}$$

6. Menghitung *net positive suction head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers.5-10 Ludwig hal.326 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times \left(\frac{2,31}{spgr}\right) - H_{sl}$$

$$P_a = \text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = \text{Tekanan uap murni} = 3 \cdot e^{-02} \text{ atm} = 0,0353 \text{ bar}$$

$$S = \text{Suction Head} = 2 \text{ m}$$

$$Spgr = \text{Spesific gravity} = 0,9956$$

$$f = \text{Friction factor} = 0,021$$

$$L+Le = \text{Panjang pipa total} = 36,52 \text{ m}$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairan} = 1,896 \text{ m}$$

$$g = 9,8 \text{ m/detik}^2$$

$$ID = 0,053 \text{ m}$$

$$h_{sl} = \text{Friction loss}$$

$$h_{sl} = \frac{f \times (L + Le) \times v^2}{2 \times G \times ID}$$

$$h_{sl} = \frac{0,021 \times 36,52 \times 1,896^2}{2 \times 9,8 \times 0,053} = 0,268 \text{ m} = 26,8 \text{ cm}$$

$$NPSH_a = 2 + (1,013 - 0,035) \times \frac{2,31}{0,9956} - 0,268 = 4,0 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$) dihitung dengan persamaan 3-43, Sularso page.46.

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$N : \text{Kecepatan putar (rpm)} = 4750 \text{ rpm}$$

$$Q : \text{Kapasitas pompa (m}^3/\text{menit)} = 0,045 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$NPSH_R = \left(\frac{4750}{1200}\right)^{4/5} \times 0,041^{2/3} = 0,36 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia ($NPSH_a$) > NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$), maka pompa layak digunakan.

7. Menghitung brake horse power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E}$$

BHP = Daya penggerak poros (HP)

Q = Kapasitas pompa (ft³/detik)

H = Head pompa (ft)

ρ = densitas (lb/ft³)

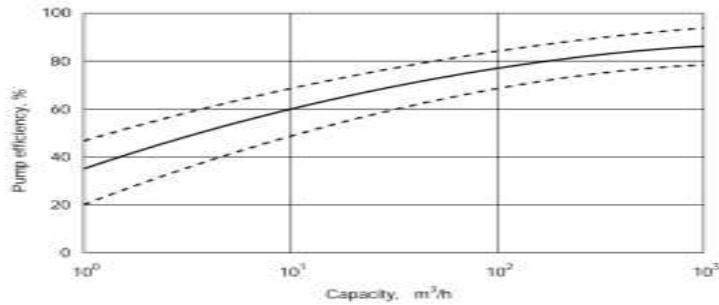


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps.

$$BHP = \frac{2,41 \cdot 10^{-02} \frac{ft^3}{detik} \times 1,49 ft \times 62,156 \frac{lb}{ft^3}}{0,38} = 5,877 \frac{lb \cdot ft}{detik} = 0,011 HP$$

8. Menentukan motor standar

Efisiensi motor :

Diperoleh dari fig.14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhaus ed.IV hal.521

Dengan nilai BHP = 0,011 HP

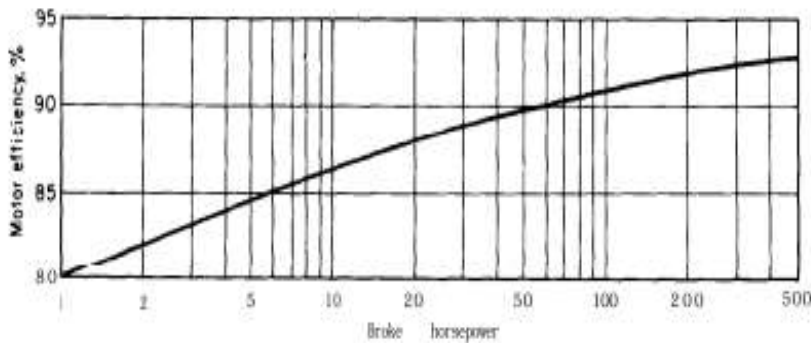


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi = 80%

$$Daya = \frac{BHP}{E} = \frac{0,04 HP}{0,8} = 0,013 HP$$

Motor standar yang dipilih adalah motor induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., hal.628 :

*Horsepower Ratings.*³⁷ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{8}$, $\frac{3}{4}$, 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 Hasil

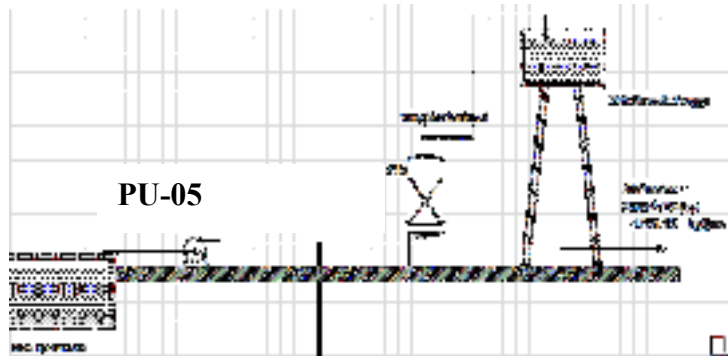
Kapasitas pompa, $Q = 10,83$ gall/menit
Normal Pipe Size, $Nps = 2$ in
Schedule number, $Sch = 40$
Outside diameter, $OD = 2,38$ in
Inside diameter, $ID = 2,07$ in = 0,053 m
Flow area per pipe, $= 3,35$ in² = 0,0022 m²
Kecepatan linier, $v = 1,896$ m/detik
Kekasaran relatif = 0,0009
Reynold number = 218414,82
 $H_{man} = 0,45$ m
Kecepatan spesifik, $N_s = 58,77$ rad
 $NPSH_a = 4,0$ m
 $NPSH_R = 0,36$ m
BHP = 0,011HP
Daya = 0,013HP
Motor induksi terpilih = 0,5 HP
Bahan konstruksi = *Commercial Steel*

POMPA UTILITAS 05 (PU-05)

Tugas : Memompa air dari bak air bersih sebanyak 2495,76 kg/jam menuju BU-05, CT-01, air hidran, air servis, air taman dan air bengkel.

Jenis : Pompa sentrifugal.

Sketsa permasalahan :



Kondisi operasi :

$T = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan $P = 1\text{ atm}$.

Panjang pipa lurus = 7 m

Elevasi, $z_1 = 2\text{ m}$ (posisi *suction head*)

Elevasi, $z_2 = 7\text{ m}$

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

Bahan yang dipompa :

$$\text{Kecepatan massa} = 2495,76 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas cairan} = 995,646 \text{ kg/m}^3 = 62,156 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas cairan} = 0,8177 \text{ cP} = 8,0 \times 10^{-4} \text{ kg/m.detik}$$

$$\text{Gravitas (g)} = 9,8 \text{ m/detik}^2$$

1. Menentukan titik pemompaan

Titik 1, *Suction* :

- Tinggi *suction head* = 2 m
- Tekanan, P_1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* :

- Tinggi *discharge head* = 7 m
- Tekanan, P_2 = 1 atm

2. Menentukan kapasitas pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju volumetrik (Q}_1\text{)} &= \frac{F \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right)}{\rho l \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)} \\ &= \frac{2495,76 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1 \text{ jam}}{995,646 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3600 \text{ detik}} \\ &= 6,50 \times 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{detik}} \\ &= 2,34 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \\ &= \frac{6,50 \times 10^{-4} \text{ m}^3}{\text{detik}} \times 35,31 \text{ ft}^3 \\ &= \frac{1 \text{ m}^3 \times 1}{2,30 \cdot 10^{-2} \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}} = 1,38 \frac{\text{ft}^3}{\text{menit}} \\ &= 10,31 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

3. Menghitung ukuran pipa optimum

Digunakan pipa *commercial steel* dengan diameter optimum :

Diketahui, $D_{i\text{opt}}$: Diameter pipa optimum (m)

Q_1 : Kecepatan volume fluida (m^3/detik)

ρ_l : Densitas fluida (kg/m^3)

$$\begin{aligned} D_{i\text{opt}} &= 0,4 \times Q_1^{0,45} \times \rho_l^{0,13} \\ &= 0,4 \times (6,50 \cdot 10^{-4})^{0,45} \times 995,646^{0,13} \\ &= 0,036 \text{ m} = 1,42 \text{ in} \end{aligned}$$

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†	3.828	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 in
 Schedule number, Sch = 40
 Outside diameter, OD = 2,38 in
 Inside diameter, ID = 2,07 in = 0,053 m
 Flow area per pipe, = 3,35 in² = 0,0022 m²

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{6,50 \cdot e^{-04} \frac{m^3}{detik}}{2,16 \cdot e^{-03} m^2} = 1,806 \text{ m/detik}$$

Data, pada suhu = 30 °C

$$\begin{aligned} \mu_1 &= 0,454 \text{ cP} \\ &= 0,0005 \text{ kg/m.detik} \\ &= 0,0003 \text{ lb/ft.detik} \end{aligned}$$

$$Re = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu l} = \frac{995,646 \frac{kg}{m^3} \times 1,806 \frac{m}{detik} \times 0,053 \text{ m}}{0,00045 \frac{kg}{m.detik}} = 208014,12$$

Bahan konstruksi :

Dipilih : *Commercial Steel*, (White, F.M., *Fluid Mechanics*, Hal.371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Kekasaran pipa = 0,0002 ft = 4,6.e-05 m

Kekasaran relatif :

$$\frac{e}{ID} = \frac{4,6 \cdot e - 05 m}{0,053 m} = 0,0009$$

Faktor friksi Darcy :

Diperoleh dari diagram Moody, (White, F.M., *Fluid Mechanics*, Hal.370)

Dimana, $\frac{e}{ID} = 0,0009$

$$Re = 208014,12$$

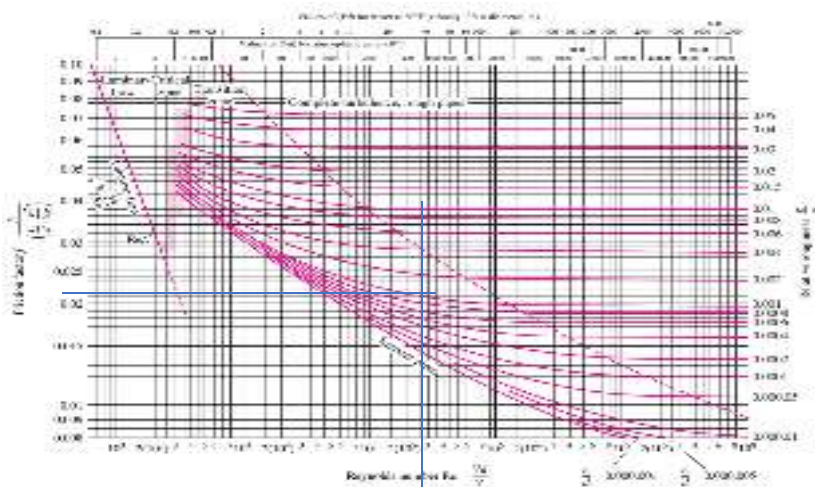


Fig. 6.14 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Fig. 6.13, except for the inclusion of the ASME...

Diperoleh, $f = 0,021$

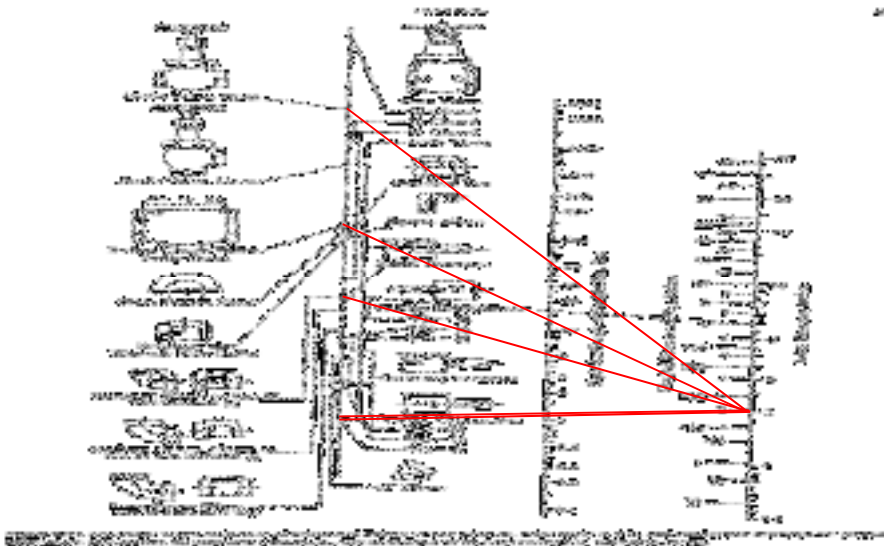
Memilih panjang ekivalen (Le) dan panjang pipa (L)

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd edition, Hal.87, didapat :

Panjang Ekivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣLe	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	1	1	1	0.3
<i>Sudden constriction</i>	1	1	1	0.3
<i>Check valve</i>	15	1	15	4.6
<i>Globe valve, open</i>	60	1	60	18.3
<i>Standart elbow</i>	5	2	10	3.0
Total				27

$$\Sigma Le + L = 26,50 \text{ m}$$

$$= 110,0 \text{ ft}$$



4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli sebagai berikut :

$$\frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2.g} - Hf + H_{man} = \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2.g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. *Pressure Head*

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho}$$

$$= \frac{(1-1)atm}{995,646 \frac{kg}{m^3}} \times \frac{10332,3 \frac{kg}{m^2}}{1 atm} = 0$$

b. *Velocity Head*

$$H_v = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2.g}$$

$$= \frac{(1,806 \frac{m}{s})^2 - (0 \frac{m}{s})^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}} = 0,166 \text{ m}$$

c. *Static Head*

$$H_s = z_2 - z_1$$

$$= 7 - 2 = 5 \text{ m}$$

d. *Friction Head*

$$H_f = \frac{f \times (L + \sum Le) \times v^2}{2.g.ID}$$

$$= \frac{0,021 \times (33,52) \times 1,806^2}{2 \times 9,8 \times 0,053} = 0,2231 \text{ m}$$

Total Head Pompa, $H = H_p + H_v + H_s + H_f$

$$= 5,39 \text{ m}$$

5. Menghitung kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{N \times Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Coulson \& Richardson, vol.6, hal.200})$$

Dengan hubungan :

N_s = Kecepatan spesifik (antara 0,1 sampai 1 rad)

N = Kecepatan putar (rpm)

Q = Kapasitas pompa (gpm)

H = *Head* pompa (ft)

Dipilih berdasarkan tabel 14.2, Ludwig, E.E. ed. III, vol.3, hal.624.

Kecepatan putar dipilih : 5000 rpm

Faktor slip : 5 %

Rpm = 5000 rpm x 0,95 = 4750 rpm = 497,3 rad

Maka,

$$N_s = \frac{N \times \sqrt{\frac{Q}{suct}}}{g \times \frac{Hman}{stage^{0,75}}}$$

$$N_s = \frac{497,33 \times \left(\frac{7 \cdot e^{-04}}{1}\right)^{0,5}}{9,8 \times \frac{5,389}{1^{0,75}}} = 4,8031 \text{ rad}$$

6. Menghitung *net positive suction head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers.5-10 Ludwig hal.326 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times \left(\frac{2,31}{spgr}\right) - H_{sl}$$

$$P_a = \text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = \text{Tekanan uap murni} = 3 \cdot e^{-02} \text{ atm} = 0,0353 \text{ bar}$$

$$S = \text{Suction Head} = 2 \text{ m}$$

$$Spgr = \text{Spesific gravity} = 0,9956$$

$$f = \text{Friction factor} = 0,021$$

$$L+L_e = \text{Panjang pipa total} = 33,52 \text{ m}$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairan} = 1,806 \text{ m}$$

$$g = 9,8 \text{ m/detik}^2$$

$$ID = 0,053 \text{ m}$$

$$h_{sl} = \text{Friction loss}$$

$$h_{sl} = \frac{f \times (L + L_e) \times v^2}{2 \times G \times ID}$$

$$h_{sl} = \frac{0,021 \times 33,52 \times 1,806^2}{2 \times 9,8 \times 0,053} = 0,223 \text{ m} = 22,3 \text{ cm}$$

$$NPSH_a = 2 + (1,013 - 0,035) \times \frac{2,31}{0,9956} - 0,223 = 4,05 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$) dihitung dengan persamaan 3-43, Sularso page.46.

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$N : \text{Kecepatan putar (rpm)} = 4750 \text{ rpm}$$

$$Q : \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/menit)} = 0,045 \text{ m}^3\text{/menit}$$

$$NPSH_R = \left(\frac{4750}{1200}\right)^{4/5} \times 0,039^2 = 0,35 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia ($NPSH_a$) > NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$), maka pompa layak digunakan.

7. Menghitung brake horse power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E}$$

BHP = Daya penggerak poros (HP)

Q = Kapasitas pompa (ft³/detik)

H = Head pompa (ft)

ρ = densitas (lb/ft³)

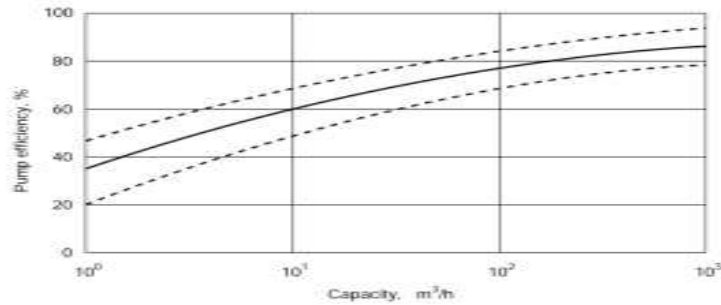


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps.

$$BHP = \frac{2,30 \cdot e-02 \frac{ft^3}{detik} \times 17,785 ft \times 62,156 \frac{lb}{ft^3}}{0,38} = 66,8271 \frac{lb \cdot ft}{detik} = 0,122 HP$$

8. Menentukan motor standar

Efisiensi motor :

Diperoleh dari fig.14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhaus ed.IV hal.521

Dengan nilai BHP = 0,122 HP

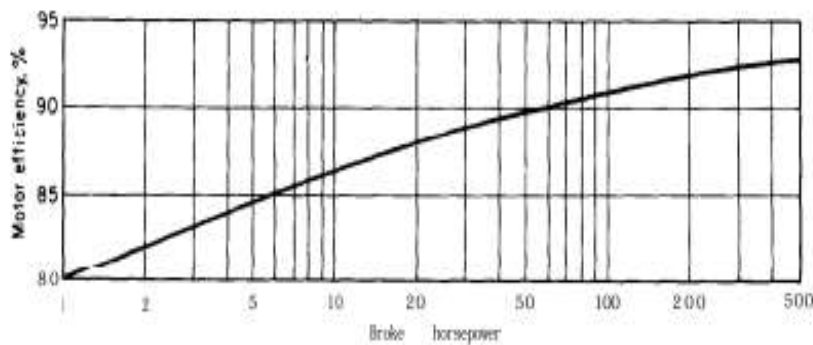


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi = 80%

$$Daya = \frac{BHP}{E} = \frac{0,122 HP}{0,8} = 0,152 HP$$

Motor standar yang dipilih adalah motor induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., hal.628 :

*Horsepower Ratings.*³⁷ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{8}$, $\frac{3}{4}$, 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 Hasil

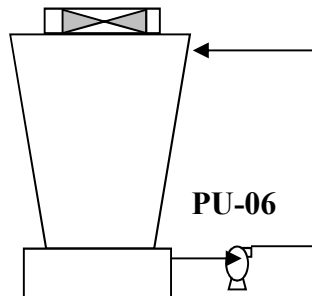
Kapasitas pompa, $Q = 10,31$ gall/menit
Normal Pipe Size, $Nps = 2$ in
Schedule number, $Sch = 40$
Outside diameter, $OD = 2,38$ in
Inside diameter, $ID = 2,07$ in = 0,053 m
Flow area per pipe, $= 3,35$ in² = 0,0022 m²
Kecepatan linier, $v = 1,806$ m/detik
Kekasaran relatif = 0,0009
Reynold number = 208014,12
 $H_{man} = 5,39$ m
Kecepatan spesifik, $N_s = 4,8031$ rad
 $NPSH_a = 4,05$ m
 $NPSH_R = 0,35$ m
BHP = 0,122HP
Daya = 0,152HP
Motor induksi terpilih = 0,5 HP
Bahan konstruksi = *Commercial Steel*

POMPA UTILITAS 06 (PU-06)

Tugas : Memompa air dari bak basin *cooling tower* sebanyak 29212,67 kg/jam melewati alat proses CD-01, CL-01 dan FL-01 sebagai media pendingin dan kembali ke bagian atas CT-01.

Jenis : Pompa sentrifugal.

Sketsa permasalahan :



Kondisi operasi :

$T = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan $P = 1\text{ atm}$.

Panjang pipa lurus = 15 m

Elevasi, $z_1 = 2\text{ m}$ (posisi *suction head*)

Elevasi, $z_2 = 8\text{ m}$

Langkah perhitungan :

1. Menentukan titik pemompaan
2. Menentukan kapasitas pompa
3. Menghitung ukuran pipa optimum
4. Menghitung *Head* pompa
5. Menghitung kecepatan spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head* (NPSH)
7. Menhitung *Brake Horse Power* (BHP)
8. Menentukan motor standar

Bahan yang dipompa :

Kecepatan massa = 29212,67 kg/jam

Densitas cairan = 995,646 kg/m³ = 62,156 lb/ft³

Viskositas cairan = 0,8177cP = 8,0 x 10⁻⁴ kg/m.detik

Gravitas (g) = 9,8 m/detik²

1. Menentukan titik pemompaan

Titik 1, *Suction* :

- Tinggi *suction head* = 2 m
- Tekanan, P₁ = 1 atm

Titik 2, *Discharge* :

- Tinggi *discharge head* = 8 m
- Tekanan, P₂ = 1 atm

2. Menentukan kapasitas pompa

$$\begin{aligned}
 \text{Laju volumetrik (Q}_1\text{)} &= \frac{F \left(\frac{kg}{jam} \right)}{\rho l \left(\frac{kg}{m^3} \right)} \\
 &= \frac{29212,67 \frac{kg}{jam} \times 1 jam}{995,646 \frac{kg}{m^3} \times 3600 detik} \\
 &= 5,82 \times 10^{-3} \frac{m^3}{detik} \\
 &= 20,95 \frac{m^3}{jam} \\
 &= \frac{5,82 \times 10^{-3} m^3}{detik} \times 35,31 ft^3 \\
 &= \frac{1 m^3 \times 1}{2,06 \cdot 10^{-1} \frac{ft^3}{detik}} = 12,33 \frac{ft^3}{menit} \\
 &= 92,24 \text{ gall/menit}
 \end{aligned}$$

3. Menghitung ukuran pipa optimum

Digunakan pipa *commercial steel* dengan diameter optimum :

- Diketahui, Di_{opt} : Diameter pipa optimum (m)
 Q₁ : Kecepatan volume fluida (m³/detik)
 ρ_l : Densitas fluida (kg/m³)

$$\begin{aligned}
 Di_{opt} &= 0,4 \times Q_1^{0,45} \times \rho_l^{0,13} \\
 &= 0,4 \times (5,82 \cdot e-03)^{0,45} \times 995,646^{0,13} \\
 &= 0,097 m = 3,81 in
 \end{aligned}$$

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

Normal Pipe Size, Nps = 4 in

Schedule number, Sch = 40

Outside diameter, OD = 4,50 in

Inside diameter, ID = 4,03 in = 0,1023 m

Flow area per pipe, = 12,7 in² = 0,0082 m²

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{5,82 \cdot e^{-03} \frac{m^3}{detik}}{8,19 \cdot e^{-03} m^2} = 4.261 \text{ m/detik}$$

Data, pada suhu = 30 °C

$$\begin{aligned} \mu_l &= 0,454 \text{ cP} \\ &= 0,0005 \text{ kg/m.detik} \\ &= 0,0003 \text{ lb/ft.detik} \end{aligned}$$

$$Re = \frac{\rho l \times v \times ID}{\mu l} = \frac{995,646 \frac{kg}{m^3} \times 4,261 \frac{m}{detik} \times 0,1023 \text{ m}}{0,00045 \frac{kg}{m.detik}} = 956101,7$$

Bahan konstruksi :

Dipilih : *Commercial Steel*, (White, F.M., *Fluid Mechanics*, Hal.371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Kekasaran pipa = 0,0002 ft = 4,6.e-05 m

Kekasaran relatif :

$$\frac{e}{ID} = \frac{4,6 \cdot e - 05 m}{0,1023 m} = 0,0004$$

Faktor friksi Darcy :

Diperoleh dari diagram Moody, (White, F.M., *Fluid Mechanics*, Hal.370)

Dimana, $\frac{e}{ID} = 0,0004$

$$Re = 956101,73$$

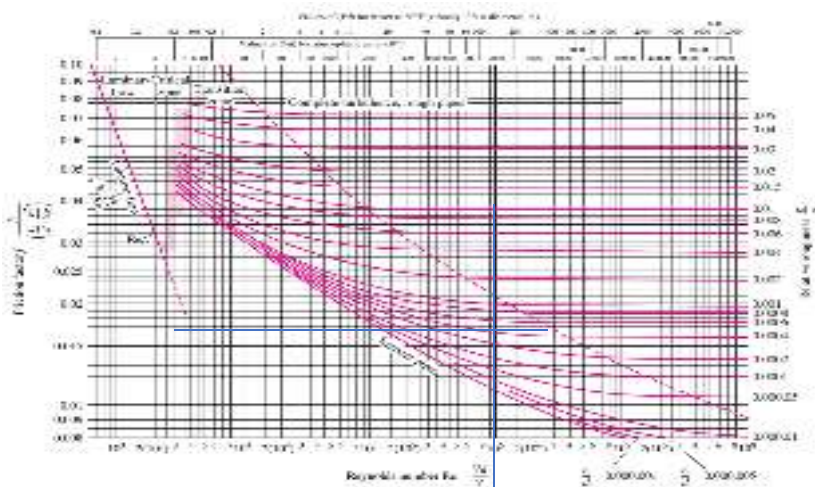


Fig. 6.14 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Fig. 6.13, except for the inclusion of the laminar flow region.

Diperoleh, $f = 0,016$

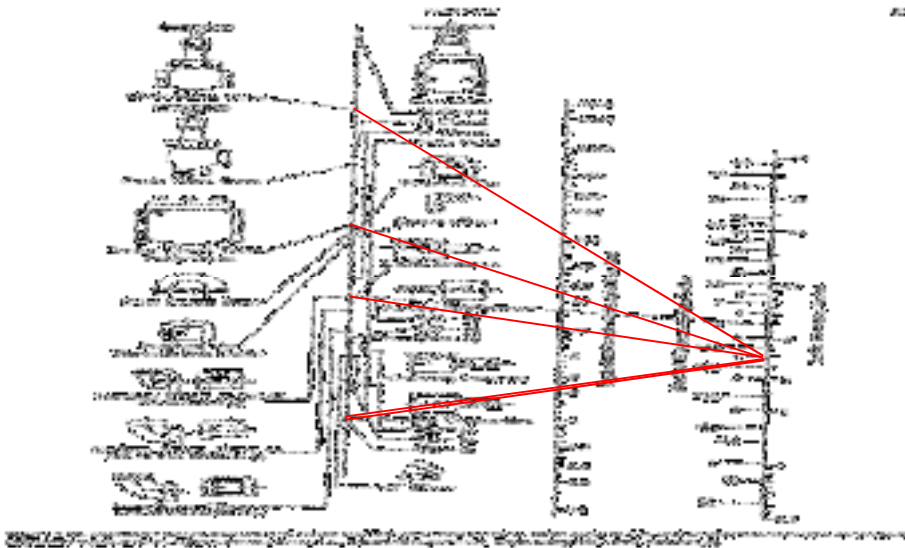
Memilih panjang ekuivalen (Le) dan panjang pipa (L)

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd edition, Hal.87, didapat :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	ΣLe	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	2,1	1	2,1	0,6
<i>Sudden constriction</i>	2	1	2	0,6
<i>Check valve</i>	28	1	28	8,5
<i>Globe valve, open</i>	120	1	120	36,6
<i>Standart elbow</i>	10	2	20	6,1
Total				52

$$\Sigma Le + L = 67,46 \text{ m}$$

$$= 221,3 \text{ ft}$$



4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli sebagai berikut :

$$\frac{P_1}{\rho} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2.g} - Hf + H_{man} = \frac{P_2}{\rho} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2.g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. *Pressure Head*

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho}$$

$$= \frac{(1-1)atm}{995,646 \frac{kg}{m^3}} \times \frac{10332,3 \frac{kg}{m^2}}{1 atm} = 0$$

b. *Velocity Head*

$$H_v = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2.g}$$

$$= \frac{(4,261 \frac{m}{s})^2 - (0 \frac{m}{s})^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}} = 0,927 \text{ m}$$

c. *Static Head*

$$H_s = z_2 - z_1$$

$$= 8 - 2 = 6 \text{ m}$$

d. *Friction Head*

$$H_f = \frac{f \times (L + \sum Le) \times v^2}{2.g.ID}$$

$$= \frac{0,016 \times (67,46) \times 4,261^2}{2 \times 9,8 \times 0,1023} = 0,9779 \text{ m}$$

Total Head Pompa, $H = H_p + H_v + H_s + H_f$

$$= 7,9 \text{ m}$$

5. Menghitung kecepatan spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{N \times Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Coulson \& Richardson, vol.6, hal.200})$$

Dengan hubungan :

N_s = Kecepatan spesifik (antara 0,1 sampai 1 rad)

N = Kecepatan putar (rpm)

Q = Kapasitas pompa (gpm)

H = *Head* pompa (ft)

Dipilih berdasarkan tabel 14.2, Ludwig, E.E. ed. III, vol.3, hal.624.

Kecepatan putar dipilih : 5000 rpm

Faktor slip : 5 %

Rpm = 5000 rpm x 0,95 = 4750 rpm = 497,3 rad

Maka,

$$N_s = \frac{N \times \sqrt{\frac{Q}{suct}}}{g \times \frac{H_{man}}{stage^{0,75}}}$$

$$N_s = \frac{497,33 \times \left(\frac{6 \cdot e^{-03}}{1}\right)^{0,5}}{9,8 \times \frac{7,904}{1^{0,75}}} = 9,7952 \text{ rad}$$

6. Menghitung *net positive suction head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers.5-10 Ludwig hal.326 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times \left(\frac{2,31}{spgr}\right) - H_{sl}$$

$$P_a = \text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = \text{Tekanan uap murni} = 3 \cdot e^{-02} \text{ atm} = 0,0353 \text{ bar}$$

$$S = \text{Suction Head} = 2 \text{ m}$$

$$Spgr = \text{Spesific gravity} = 0,9956$$

$$f = \text{Friction factor} = 0,016$$

$$L+Le = \text{Panjang pipa total} = 67,5 \text{ m}$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairan} = 4,261 \text{ m}$$

$$g = 9,8 \text{ m/detik}^2$$

$$ID = 0,1023 \text{ m}$$

$$h_{sl} = \text{Friction loss}$$

$$h_{sl} = \frac{f \times (L + Le) \times v^2}{2 \times G \times ID}$$

$$h_{sl} = \frac{0,016 \times 67,46 \times 4,261^2}{2 \times 9,8 \times 0,1023} = 0,978 \text{ m} = 97,8 \text{ cm}$$

$$NPSH_a = 2 + (1,013 - 0,035) \times \frac{2,31}{0,9956} - 0,978 = 3,29 \text{ m}$$

NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$) dihitung dengan persamaan 3-43, Sularso page.46.

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$N : \text{Kecepatan putar (rpm)} = 4750 \text{ rpm}$$

$$Q : \text{Kapasitas pompa (m}^3/\text{menit)} = 0,045 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$NPSH_R = \left(\frac{4750}{1200}\right)^{4/5} \times 0,3492^{2/3} = 1,49 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia ($NPSH_a$) > NPSH yang diperlukan ($NPSH_R$), maka pompa layak digunakan.

7. Menghitung *brake horse power* (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{E}$$

BHP = Daya penggerak poros (HP)

Q = Kapasitas pompa (ft³/detik)

H = *Head* pompa (ft)

ρ = densitas (lb/ft³)

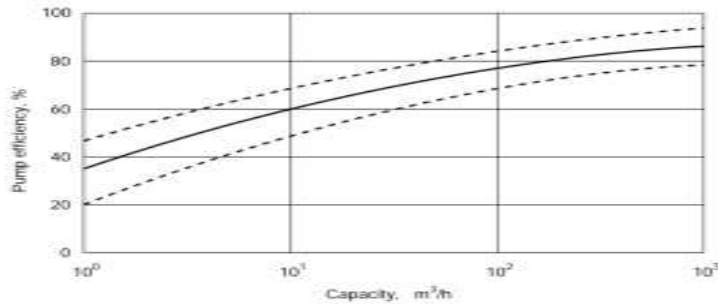


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps.

$$BHP = \frac{2,06 \cdot e-01 \frac{ft^3}{detik} \times 26,085 ft \times 62,156 \frac{lb}{ft^3}}{0,38} = 876,831 \frac{lb \cdot ft}{detik} = 1,594 HP$$

8. Menentukan motor standar

Efisiensi motor :

Diperoleh dari fig.14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhaus ed.IV hal.521

Dengan nilai BHP = 1,594 HP

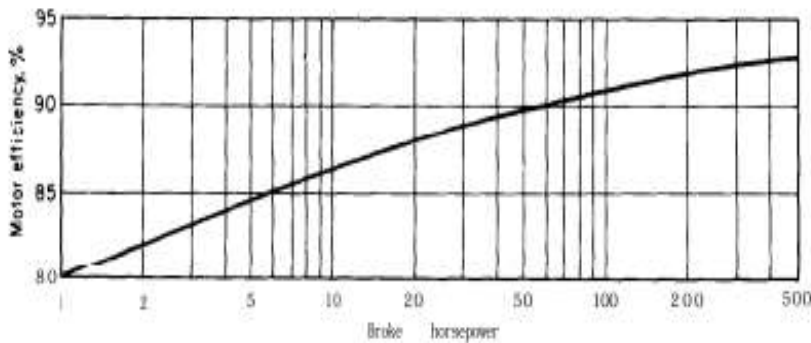


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi = 80%

$$Daya = \frac{BHP}{E} = \frac{1,594 HP}{0,8} = 1,993 HP$$

Motor standar yang dipilih adalah motor induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., hal.628 :

*Horsepower Ratings.*³⁷ 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 : 2 HP

Ringkasan Hasil

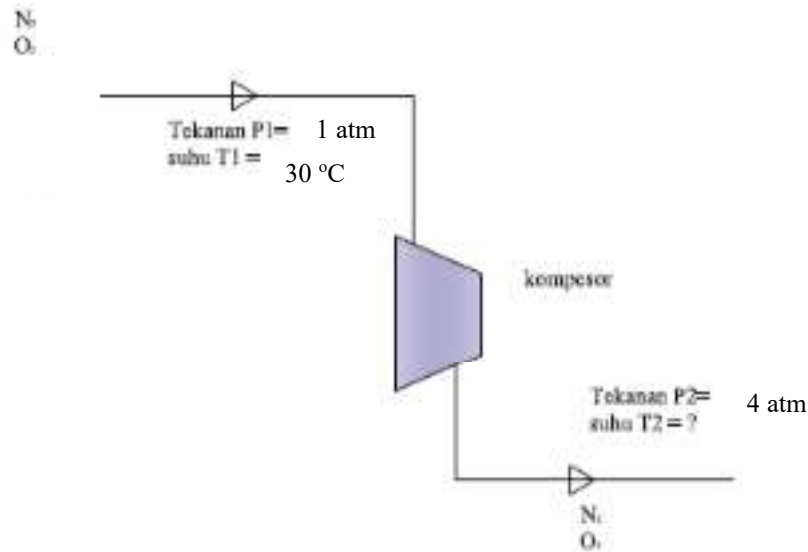
Kapasitas pompa, $Q = 92,24$ gall/menit
Normal Pipe Size, $Nps = 4$ in
Schedule number, $Sch = 40$
Outside diameter, $OD = 4,50$ in
Inside diameter, $ID = 4,03$ in
Flow area per pipe, $= 12,7$ in²
Kecepatan linier, $v = 4,261$ m/detik
Kekasaran relatif $= 0,0009$
Reynold number $= 956101,73$
 $H_{man} = 7,9$ m
Kecepatan spesifik, $N_s = 9,7952$ rad
 $NPSH_a = 3,29$ m
 $NPSH_R = 1,49$ m
 $BHP = 1,594$ HP
Daya $= 1,993$ HP
Motor induksi terpilih $= 2$ HP
Bahan konstruksi $= Commercial Steel$

KOMPRESOR UTILITAS

(K-01)

Tugas : Menekan udara dari tekanan 1 atm sampai 4 atm

Jenis alat : Kompresor Sentrifugal



Data :

$$\gamma \text{ (cpg/cpg-Rg)} = 1,4$$

$$\text{Jumlah alat kontrol} = 12$$

$$\text{Konstanta gas ideal, } R_g = 8,314 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\text{Suhu masuk kompresor, } T_1 = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan masuk kompresor, } P_1 = 1 \text{ atm} = 1,01325 \text{ bar}$$

$$\text{Tekanan keluar kompresor, } P_2 = 4 \text{ atm} = 4,053 \text{ bar}$$

$$\text{Kebutuhan udara} = (\text{alatkontrol} \times 5) \times 130\% = 78 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Kebutuhan udara tekan diprediksi} = 45,91 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

Komposisi bahan yang ditekan :

Komponen	yi	kmol /jam	Mr	kg/jam
N2	0.79000	1791.12570	28	50151.520
O2	0.21000	476.12200	32	15235.904
Total	1.00000	2267.24770		65387.424

Kapasitas Fase Gas

$$C_p = c_{pgA} + c_{pgB} T + c_{pgC} T^2 + c_{pgD} T^3$$

Dengan hubungan :

C_p : Kapasitas Panas [kJ/kmol.K]

A,B,C,D : Konstanta

T : Suhu Operasi [303 K]

Data konstanta A, B, C, D, E diperoleh dari diperoleh dari Reid, R.C., "The Properties of Liquids and Gases', *Appendiks A*

Komponen	c _{pga}	c _{pgb}	c _{pgc}	c _{pgd}
N2	3.12E+01	-1.36E-02	2.68E-05	-1.17E-08
O2	2.81E+01	-3.68E-06	1.75E-05	-1.07E-08

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Kapasitas Kompresor
2. Menentukan Jumlah *Stage*
3. Menentukan Daya Penggerak
4. Menentukan Motor *Standart*
5. Menentukan Suhu Keluar Kompresor

1. Menentukan Kapasitas Kompresor

Kapasitas kompresor dinyatakan dalam kmol / jam (kecepatan mol bahan yang ditekan dievaluasi pada : Suhu $T_{\text{reff}} = 303 \text{ K} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan = 1,01325 bar = 1 atm.

$$\text{Kapasitas } (F_v) = \frac{78 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 1,01325 \text{ bar}}{0,08314 \frac{\text{bar.m}^3}{\text{kmol.K}} \times 298 \text{ K}}$$

$$(F_v) = 3,14 \text{ kmol / jam}$$

2. Menentukan Jumlah Stage

Rasio kompresi / stage berkisar antara 2 sampai 7 (Ludwig, E.E., Applied Process Design for Chemical and Petro-chemical plants, ed III, volume 3, (2001)).

Dirancang rasio kompresi = 4

Stage Ke-1 :

Tekanan masuk, P_1 = 1,01325 bar = 1 atm

Tekanan keluar, P' = 4 x 1,01325 bar = 4,053 bar = 4 atm

Maka, jumlah *stage* yang dipakai = 1.

3. Menentukan Daya Penggerak

Dihitung dengan persamaan :

$$\text{Power} = \frac{n R g T_1 n_{\text{stage}} \text{ rasio}^{\left(\frac{Y-1}{Y}-1\right)}}{(Y - 1)}$$

Kapasitas panas pada suhu $T = 303 \text{ K} = 30^\circ\text{C}$

Komponen	y_i	cpg [kJ/kmolK]	y_i cpg
N2	0.79000	29.17377	23.04728
O2	0.21000	29.41675	6.17752
Total	1.00000		29.22480

Maka, $cpg_{\text{av}} = 29,22480 \text{ kJ/kmol.K}$

$$Y = \frac{cpg_{\text{av}}}{(cpg_{\text{av}} - Rg)} = 1,3976$$

$$\text{Power} = \frac{3,14 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}} \times 303 \text{ K} \times 1 \times 4^{\frac{0,3976}{1,3976}-1}}{0,3976}$$

$$\text{Power} = 13427,8 \text{ kJ/jam} \times \frac{\text{jam}}{3600 \text{ detik}} \times \frac{\text{kW.detik}}{1 \text{ kJ}} \times \frac{1,341 \text{ hp}}{1 \text{ kW}}$$

$$\text{Power} = 5,0018 \text{ hp}$$

Motor *standart* yang dipakai = 7,5 HP

4. Menentukan Suhu Keluar Kompresor

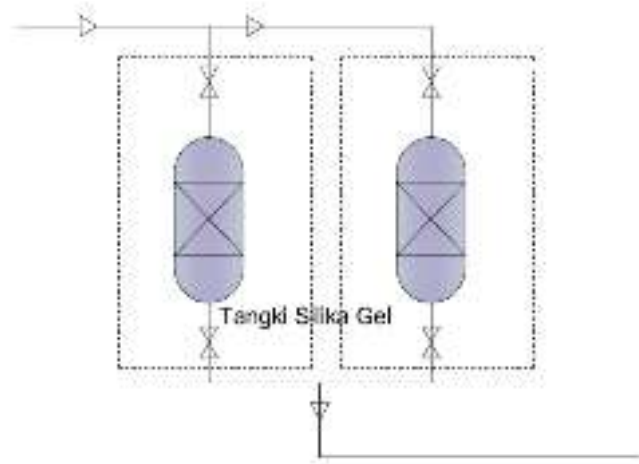
$$T_2 = T_1 \cdot \text{Rasio}^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}$$

$$T_2 = 303 \text{ K} \times 4^{(1,4-1)/1,4} = 449,495 \text{ K} = 176,495 \text{ }^\circ\text{C}$$

TANGKI SILIKA (TS-01)

Tugas : Menghilangkan uap air yang masih terkandung di dalam udara.

Jenis : Tangki silinder tegak.



Data :

Kadar uap air didalam udara = 0,018 kg/kg udara kering (*humidity chart*)

BM udara = 28,8 kg/kmol

Kemampuan penyerapan = 0,02 gr/ gr silika (*treyball, Hal.636*)

Langkah perhitungan :

1. Massa uap air yang diserap

Dirancang waktu kerja : 7 hari.

$$\text{Massa uap air} = 3,14 \text{ kmol/jam} \times 28,8 \text{ kg/kmol} \times 0,018 \text{ kg/kg udara kering} \\ = 1,63 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa uap air yang harus diserap} = 1,63 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 7 \text{ hari} \\ = 273,1 \text{ kg}$$

2. Massa silika

$$\text{Massa} = \frac{273 \text{ kg}}{0,02 \frac{\text{kg uap air}}{\text{kg silika}}} = 13655 \text{ kg silika}$$

3. Ukuran tangki

Rapat massa silika gel = 1200 kg/m^3

$$\text{Volume tangki silika} = \frac{13655 \text{ kg}}{1200 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 11,38 \text{ m}^3$$

Dirancang angka keamanan = 20 %

$$V_{\text{tangki}} = 120 \% \times 11,38 \text{ m}^3$$

$$= 13,65 \text{ m}^3$$

$$= 86,42 \text{ barrel}$$

$$= 3629,78 \text{ gallon}$$

Dirancang rasio = 1, $H = D$.

$$\frac{\pi D^2}{4} H = V_t$$

atau

$$\frac{\pi D^2}{4} D = V_t$$

Maka,

$$D = \sqrt{\left(\frac{4V_t}{2\pi}\right)}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 13,65 \text{ m}^3}{\pi}} = 2,59 \text{ m dan } H = 2,59 \text{ m}$$

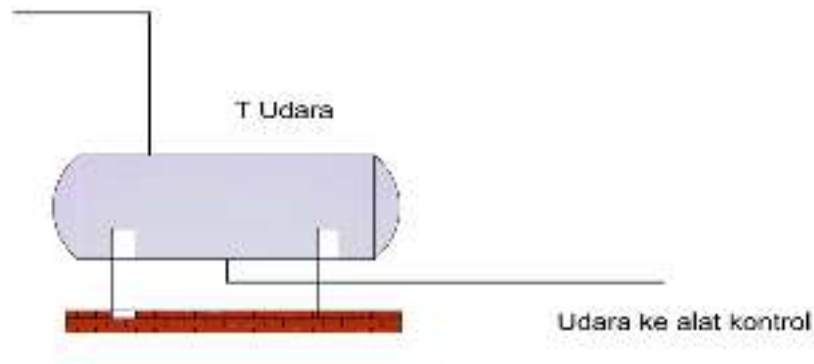
Bahan konstruksi = Baja karbon

Jumlah unit = 2

TANGKI UDARA TEKAN (TU-01)

Tugas : Menampung udara tekan selama 2 jam.

Jenis : Tangki silinder horizontal



Data :

Kecepatan mol udara = 3,14 kmol / jam

Tekanan = 4 atm

Langkah perhitungan :

1. Volume tangki

Waktu tinggal = 120 menit.

Mol udara yang disimpan = 3,14 kmol/jam x 2 jam = 6,27 kmol

$$\text{Volume tangki, } V_t = \frac{6,27 \text{ kmol} \times 0,08314 \frac{\text{m}^3 \cdot \text{atm}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \times 303,15 \text{ K}}{4 \text{ atm}}$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 39,52 \text{ m}^3 = 10439,2 \text{ gallon} = 1395,52 \text{ ft}^3$$

2. Ukuran alat

© 2004, American Society of Mechanical Engineers

Table 1A — Dimensions and capacities of horizontal underground and above-ground storage tanks with dished and flanged ends

Nominal capacity		Shell inside diameter D	Tangent length (see Figure 1) A	Overall length L	External end depth H	Approximate volume of two ends		Thickness (see clause 3.6)			Approximate all-in (above nominal capacity) %	
								End plate and compartment plate (min.) ^a t _e		Shell plate (min.)		
								Underground tanks	Above-ground tanks	Underground tanks		Above-ground tanks
m ³	litres	mm	mm	mm	mm	m ³	litres	mm	mm	mm	%	
5.0	5 000	1 500	2 750	3 118	184	0.368	368	6.0	6.0	6.0	+5	
7.5	7 500	1 500	4 250	4 618	184	0.368	368	6.0	6.0	6.0	+5	
10	10 000	2 000	3 100	3 560	230	0.804	804	6.0	6.0	6.0	+5	
15	15 000	2 000	4 750	5 210	230	0.804	804	6.0	6.0	6.0	+5	
20	20 000	2 000	6 500	6 960	230	0.804	804	6.0	6.0	6.0	+5	
20	20 000	2 500	4 000	4 540	270	1.486	1 486	6.0	6.0	8.0	+4	
25	25 000	2 500	5 000	5 540	270	1.486	1 486	6.0	6.0	8.0	+4	
25	25 000	2 750	4 000	4 638	319	2.050	2 050	6.0	6.0	8.0	+4	
30	30 000	2 750	4 900	5 538	319	2.050	2 050	6.0	6.0	8.0	+4	
35	35 000	2 750	5 750	6 388	319	2.050	2 050	6.0	6.0	8.0	+4	
40	40 000	2 750	6 600	7 238	319	2.050	2 050	6.0	6.0	8.0	+3	
45	45 000	2 750	7 500	8 138	319	2.050	2 050	6.0	6.0	8.0	+3	
50	50 000	2 750	8 300	8 938	319	2.050	2 050	6.0	6.0	8.0	+3	
55	55 000	2 750	9 200	9 838	319	2.050	2 050	6.0	6.0	8.0	+3	
60	60 000	2 750	10 000	10 638	319	2.050	2 050	6.0	6.0	8.0	+3	
70	70 000	2 750	11 750	12 388	319	2.050	2 050	6.0	6.0	8.0	+3	
80	80 000	2 750	13 500	14 138	319	2.050	2 050	6.0	6.0	8.0	+3	
90	90 000	2 750	15 250	15 888	319	2.050	2 050	6.0	6.0	8.0	+3	

^a The finished thickness at the knuckle radius shall not be reduced by more than 5 % of the specified minimum plate thickness.

Berdasarkan tabel 1A. Puan , N., *Spesification for Carbon Steel Welded Horizontal Cylindrical Storage Tanks.*, (2003) *British Standard*, dipilih :

Kapasitas Nominal : 40.000 liter
 Inside Shell Diameter (IDs) : 2,75 m
 Overall Length (L) : 7,238m
 Bahan konstruksi : Baja Karbon

KEBUTUHAN LISTRIK PABRIK MALEAT ANHIDRAT

A. Kebutuhan listrik untuk proses

Listrik didalam pabrik maleat anhidrat digunakan untuk penggerak motor dan instrumen.

Daftar kebutuhan listrik untuk penggerak motor :

No.	Alat	Hp	Watt	kW
1	Pompa (P-01)	3	2237,14	2,2371
2	Pompa (P-02)	2	1491,42	1,4914
3	Pompa (P-03)	0,5	372,856	0,3729
4	Pompa (P-04)	0,5	372,856	0,3729
5	Pompa (PU-01)	1	745,712	0,7457
6	Pompa (PU-02)	0,5	372,856	0,3729
7	Pompa (PU-03)	0,5	372,856	0,3729
8	Pompa (PU-04)	0,5	372,856	0,3729
12	Pompa (PU-05)	0,5	372,856	0,3729
13	Pompa (PU-06)	3	2237,14	2,2371
14	Kompresor S1 (K-01)	2500	1864280	1864,2804
16	Kompresor (KU-01)	7,5	5592,84	5,5928
17	Flokulator (BU-02)	0,5	372,856	0,3729
18	Klarifier (BU-03)	10	7457,12	7,4571
19	Fan (CT-01)	40	29828,5	29,8285
Total				1916,4802

Maka, daya total untuk kebutuhan proses adalah 1916,4802 kW. Listrik dipenuhi dengan dipakai generator.

B. Kebutuhan listrik untuk perkantoran

Dirancang :

Perkantoran terdiri dari 2 lantai, dimana setiap lantai terdiri dari 10 ruangan. Setiap ruangan terdiri dari 1 AC (masing-masing AC menggunakan listrik sebesar 350 watt) dan 5 lampu (masing-masing lampu sebesar 50 watt).

Maka,

Keperluan AC untuk perkantoran = 2 lantai x 10 ruangan x 1 AC x 350 watt
= 7000 watt = 7 kW

Keperluan lampu untuk perkantoran = 2 lantai x 10 ruangan x 5 lampu x 50 watt
= 5000 watt = 5 kW

Keperluan komputer sebagai berikut :

Pemakai Komputer	Jumlah
Direktur Utama	1
Sekretaris Direktur Utama	1
Direktur Produksi dan Teknik	1
Staff Direktur Produksi dan Teknik	1
Direktur Umum dan Administrasi	1
Staff Direktur Umum dan Administrasi	1
Kabag Produksi dan Utilitas	1
Kabag Teknik	1
Kabag R & D	1
Kabag Umum	1
Kabag Administrasi	1
Kabag Pemasaran	1
Kabag HRD	1
Kasi Produksi	1
Kasi Control Room	1
Kasi Quality Control	1
Kasi Utilitas	1
Kasi Bengkel	0
Kasi Laboratorium	1
Kasi Penelitian dan Pengembangan	1
Kasi Humas	1
Kasi Keamanan	0
Kasi Logistik dan Transportasi	1
Kasi Keuangan	1
Kasi Pembelian dan Penjualan	1
Kasi Gudang	0
Kasi Analisis Pasar	1
Kasi Perencanaan	1
Kasi Personalia	1
Kasi K3	1
Kasi Pelatihan Tenaga Kerja	1
Staff Kasi Produksi	1
Staff Kasi Control Room	1
Staff Quality Control	1
Staff Kasi Utilitas	1
Staff Kasi Bengkel	0
Staff Kasi Laboratorium	0

Staff Kasi Penelitian dan Pengembangan	1
Staff Kasi Humas	0
Staff Kasi Keamanan	0
Staff Kasi Logistik dan Transportasi	1
Staff Kasi Keuangan	2
Staff Kasi Pembelian dan Penjualan	2
Staff Kasi Analisis Pasar	2
Staff Kasi Gudang	0
Staff Kasi Perencanaan	1
Staff Kasi Personalia	1
Staff Kasi K3	0
Staff Kasi Pelatihan Tenaga Kerja	1
Jumlah Komputer yang dibutuhkan	43

$$\begin{aligned} \text{Keperluan komputer untuk perkantoran} &= 43 \text{ karyawan} \times 1 \text{ komputer} \times 250 \text{ watt} \\ &= 10750 \text{ watt} = 10,75 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga, total kebutuhan listrik untuk perkantoran} &= \text{AC} + \text{Lampu} + \text{Komputer} \\ &= 7000 \text{ watt} + 5000 \text{ watt} + 10750 \text{ watt} \\ &= 22750 \text{ watt} = 22,75 \text{ kW} \end{aligned}$$

C. Kebutuhan listrik untuk penerangan taman dan parkir

Dirancang :

Penerangan taman dan parkir ketika malam dibutuhkan 500 lampu. Dimana setiap lampu berukuran 80 watt.

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan penerangan taman dan parkir} &= 500 \text{ lampu} \times 80 \text{ watt} \\ &= 40000 \text{ watt} = 40 \text{ kW} \end{aligned}$$

D. Total kebutuhan listrik untuk pabrik maleat anhidrat

$$\begin{aligned} \text{Total} &= (\text{Kebutuhan listrik proses}) + (\text{Listrik perkantoran}) + (\text{Listrik penerangan}) \\ &= 1916480,2 \text{ watt} + 22750 \text{ watt} + 40000 \text{ watt} \\ &= 1979230,2 \text{ watt} = 1979,23 \text{ kW} \end{aligned}$$

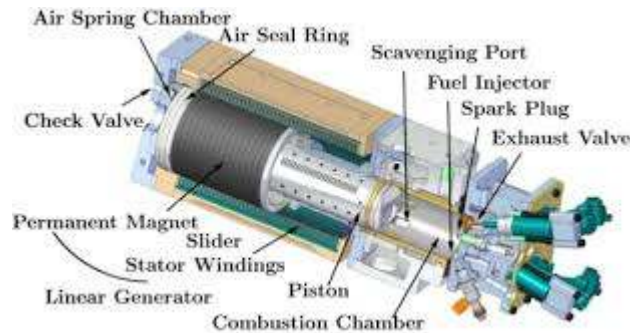
$$\text{Dibulatkan menjadi} = 2000 \text{ kW} = 2000 \text{ kJ/detik}$$

Listrik dipenuhi oleh PLN sebesar 2000 kW dan apabila ada pemadaman listrik dari PLN maka akan digunakan generator listrik sebesar 2000 kW sebagai cadangan listrik.

GENERATOR (GU-01)

Fungsi : Membangkitkan listrik sebagai cadangan listrik

Jenis : Generator bahan bakar *diesel oil*



Data:

Daya dibutuhkan = 1979,23 kW = 2474,04 kVA

Kapasitas Genset Umum = 5, 8, 10, 15, 20, 25, 30, 50, 60, 80, 100, 150, 200, 250, 300, 500, 650, 750, 800, 1000, 1250, 1500, 1700, 2000 dan 2500 kVA

Jenis bahan bakar = *diesel oil*

Densitas = 840 kg/m³

Gross calorific value = 41.080 kJ/liter

Net calorific value = 43.938 kJ/liter

Efisiensi pembakaran = 90%

Kebutuhan udara per kg *fuel* = 14,8 kg/kg *fuel*

(PT. Rajawali Indo Utama)

Maka kebutuhan *diesel oil* dapat ditentukan sebagai berikut:

Asumsi listrik dipadamkan setiap 12 jam per 2 bulan, maka kebutuhan daya (P) adalah

$P = 2000 \text{ kJ/detik} \times 3600 \text{ detik/jam} \times 12 \text{ jam} / 2 \text{ bulan} \times 12 \text{ bulan/tahun}$

$= 518.400.000 \text{ kJ/tahun}$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Fuel diesel} &= \frac{P}{\text{Net calorific value}} \\ &= \frac{518.400.000 \text{ kJ/tahun}}{43.938 \text{ kJ/liter}} \end{aligned}$$

$= 13109,381 \text{ liter/tahun}$

$= 13,109381 \text{ m}^3/\text{tahun}$

Spesifikasi genset atau generator set PERKINS

gennset Model	50Hz Cos = 0.8					Engine Model	Fuel Consumption g/kW.h	Cylinders	Engine Data	
	400/230V 3 Phase 4 Line								Bore	Stroke
	Standby Power		Prime Power							
	KVA	KW	KVA	KW	A					
HLPER10	10	8	9	7	13	403D-11	2.9	3L	77	81
HLPER14	14	11	13	10	18	403D-15G	8.8	34L	84	90
HLPER22	22	18	20	16	29	403D-22G	5.4	4L	84	100
HLPER30	30	24	28	22	40	1103A-33G	7.1	3L	105	127
HLPER50	50	40	45	36	65	1103A-33TG1	10.7	3L	105	127
HLPER65	65	52	60	48	87	1103A-33TG2	13.9	4L	105	127
HLPER72	72	58	65	52	94	1104A-44TG1	14.8	4L	105	127
HLPER88	88	70	80	64	115	1104A-44TG2	18.7	4L	105	127
HLPER110	110	88	100	80	144	1104C-44TAG2	22.6	4L	105	127
HLPER138	138	110	125	100	180	1006TAG	28	6L	100	127
HLPER165	165	132	150	120	216	1006TAG2	41	6L	100	127

HLPER165	165	132	150	120	216	1006TAG2	41	6L	100	127
HLPER200	200	160	181	145	262	1106C-E66TAG4	43	6L	105	127
HLPER220	220	176	200	160	289	1306C-E87TAG3	49.1	6L	116	136
HLPER250	250	200	225	180	325	1306C-E87TAG4	53	6L	116	136
HLPER275	275	220	250	200	361	2206C-E87TAG6	59.9	6L	116	136
HLPER350	350	275	313	250	451	2206C-E13TAG2	71	6L	130	157
HLPER375	375	300	350	280	505	2206C-E13TAG2	71	6L	130	157
HLPER413	413	330	375	300	541	2206C-E13TAG3	81	6L	130	157
HLPER450	450	360	400	320	577	2206C-E13TAG3	81	6L	130	157
HLPER500	500	400	450	360	649	2506C-E15TAG1	95	6L	137	171
HLPER550	550	440	500	400	722	2506C-E15TAG2	105	6L	137	171
HLPER625	625	500	563	450	812	2806C-E18TAG1A	139.8	6L	145	183

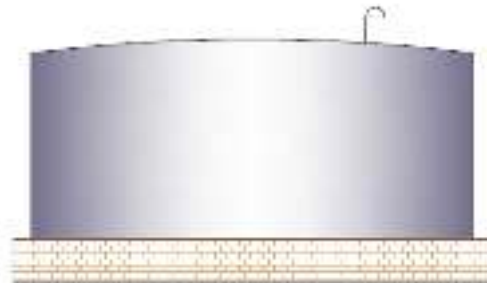
HLPER625	625	500	563	450	812	2806C- E18TAG1A	139.8	6L	145	183
HLPER660	660	528	600	480	866	2806C- E18TAG1A	139.8	6L	145	183
HLPER688	688	550	625	500	902	2806A- E18TAG2	143	6L	145	183
HLPER725	725	580	650	520	938	2806A- E18TAG2	143	6L	145	183
HLPER800	800	640	725	580	1046	4006- 23TAG2A	155	6L	160	190
HLPER825	825	660	750	600	1082	4006- 23TAG3A	165	6L	160	190
HLPER880	880	704	800	640	1155	4006-23TAG3	165	6L	160	190
HLPER1100	1100	880	1000	800	1443	4008TAG2A	221	8L	160	190
HLPER1375	1375	1100	1250	1000	1804	4012- 46TWG2A	265	12V	160	190
HLPER1500	1500	1200	1375	1100	1984	4012- 46TWG3A	258	12V	160	190
HLPER1650	1650	1320	1500	1200	2165	4012- 46TAG2A	265	12V	160	190
HLPER1850	1850	1485	1688	1350	2435	4012- 46TAG3A	330	12V	160	190
HLPER1925	1925	1540	1750	1400	2526	4016TAG	346.7	16V	160	190
HLPER2000	2000	1600	1813	1450	2616	4016TAG1A	383	16V	160	190
HLPER2200	2200	1760	2000	1600	2886	4016TAG2A	394.3	16V	160	190
HLPER2500	2500	2000	2250	1800	3247	4016-61TRG3	394.3	16V	160	190

TANGKI DIESEL UNTUK GENERATOR (TD-01)

Tugas : Menyimpan bahan bakar solar selama 30 hari.

Jenis : Tangki silinder tegak.

Sketsa :



Data :

Suhu = 30 °C

Tekanan = 1 atm

Langkah perhitungan :

1. Volume bahan yang disimpan

Dihitung dengan persamaan :

$$V_1 = \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal}$$

$$\text{Kecepatan volume, } F_v = 13,109381 \text{ m}^3/\text{tahun}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 30 \text{ hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan yang disimpan, } V_1 &= 13,109381 \text{ m}^3/\text{tahun} \times 30 \text{ hari} \times 1 \text{ tahun} / 365 \text{ hari} \\ &= 1,0775 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Volume tangki yang diperlukan

Dirancang angka keamanan = 20%

$$\begin{aligned} V_t &= 120\% \times 1,0775 \text{ m}^3 \\ &= 1,2930 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

3. Menghitung ukuran tangki

Dirancang diameter sama dengan tinggi bak, $D = H$.

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot D}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_t}{\pi}}$$

$$\text{Diameter tangki, } D_t = \sqrt[3]{\frac{4 \times 1,2930 \text{ m}^3}{3,1416}} = 1,1808 \text{ m}$$

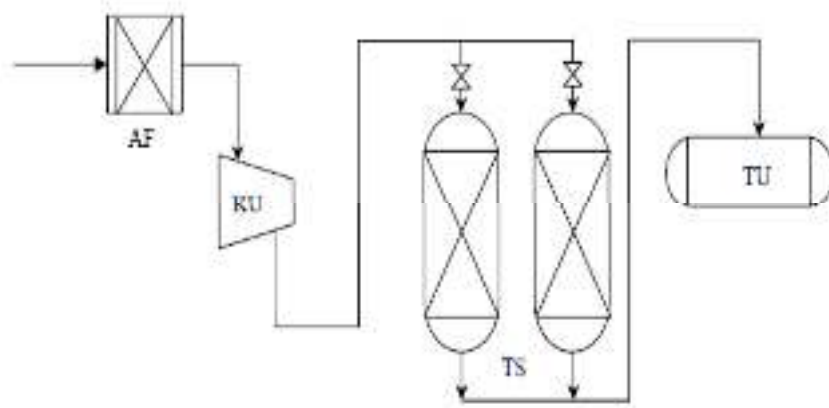
$$\text{Tinggi tangki, } H_t = 1,1808 \text{ m}$$

Ringkasan Hasil

Jenis alat	: Bak silinder vertikal
Volume liquid, V_l	: 1,0775 m ³
Volume bak, V_b	: 1,2930 m ³
Tinggi tangki, H_t	: 1,1808 m
Diameter tangki, D_t	: 1,1808 m
Bahan konstruksi	: Baja karbon A285
Jumlah	: 1 unit

UNIT UDARA TEKAN

Udara tekan diperlukan untuk penggerak instrumen-instrumen pengendali dan sebagai umpan masuk reaktor, kebutuhan udara tekan untuk instrumen pengendali sebanyak $78 \text{ m}^3/\text{jam}$.



Uraian proses :

Udara di lingkungan diambil dan dilewatkan pada saringan udara (*air filter*) untuk menyaring debu-debu yang terikut. Udara bersih dilewatkan kompresor untuk menekan udara sampai menjadi 4 atm. Udara tekan ini dilewatkan pada tangki silika untuk diserap uap air yang terbawa, sehingga menjadi udara kering. Udara kering dengan tekanan 4 atm disimpan dalam tangki udara tekan.

MANAJEMEN PERUSAHAAN

Dewan Komisaris / Pemegang Saham	1 orang
Karyawan Non Shift	
A. Direktur Utama	1 orang
1. Sekretaris Direktur Utama	1 orang
B. Direktur	
1. Direktur Produksi dan Teknik	1 orang
2. Sekretaris	1 orang
3. Staff	1 orang
4. Direktur Umum dan Keuangan	1 orang
5. Sekretaris	1 orang
6. Staff	1 orang
C. Kepala Bagian	
1. Kabag Produksi dan Utilitas	1 orang
2. Kabag Teknik	1 orang
3. Kabag R & D	1 orang
4. Kabag Umum	1 orang
5. Kabag Administrasi	1 orang
6. Kabag Pemasaran	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	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 Logistik dan Transportasi	1 orang
11. Kasi Keuangan	1 orang
12. Kasi Pembelian dan Penjualan	1 orang
13. Kasi Gudang	1 orang
14. Kasi Analisis Pasar	1 orang
15. Kasi Perencanaan	1 orang
16. Kasi Personalia	1 orang
17. Kasi K3	1 orang
18. Kasi Pelatihan Tenaga Kerja	1 orang

E. Staff

1. Staff Kasi Produksi	2 orang
2. Staff Kasi Control Room	2 orang
3. Staff Quality Control	2 orang
4. Staff Kasi Utilitas	2 orang
5. Staff Kasi Bengkel	2 orang
6. Staff Kasi Laboratorium	2 orang
7. Staff Kasi Penelitian dan Pengembangan	2 orang
8. Staff Kasi Humas	2 orang
9. Staff Kasi Keamanan	2 orang
10. Staff Kasi Logistik dan Transportasi	2 orang
11. Staff Kasi Keuangan	2 orang
12. Staff Kasi Pembelian dan Penjualan	2 orang
13. Staff Kasi Analisis Pasar	2 orang
14. Staff Kasi Gudang	2 orang
15. Staff Kasi Perencanaan	2 orang
16. Staff Kasi Personalia	2 orang
17. Staff Kasi K3	2 orang
18. Staff Kasi Pelatihan Tenaga Kerja	2 orang

F. Kesehatan dan Driver

1. Dokter	2 orang
2. Suster	4 orang
3. Driver	10 orang
Jumlah	86 orang

Karyawan Shift

No	Jabatan	Jumlah Orang per regu	Jumlah Regu	Jumlah Karyawan
1.	Keamanan	4	4	16
2.	Supervisor	2	4	8
3.	Listrik dan Instrumentasi	2	4	8
4.	Control Room	2	4	8
5.	Laboratorium	2	4	8
6.	K3	2	4	8
Jumlah				56

Buruh Shift Bagian Produksi

No	Alat Proses	Jumlah Alat	Man/Hour	Jumlah Regu	Jumlah Buruh
1	Reaktor	1	0,5	4	2
2	Absorber	1	0,5	4	2
3	Stripper	1	0,25	4	1
4	Flaker	1	0,5	4	2
5	Silo	1	0,25	4	1
6	Heater	3	0,25	4	3
7	Cooler	1	0,25	4	1
8	Akumulator	1	0,25	4	1
9	Reboiler	1	0,25	4	1
10	Condensor	1	0,25	4	1
11	Tangki	1	0,25	4	1
12	<i>Air Filter</i>	1	0,25	4	1
13	Kompresor Udara	1	0,25	4	1
14	bucket elevator	1	0,25	4	1
15	Belt Conveyor	1	0,25	4	1
16	Packaging	1	0,25	4	1
17	Pompa	4	0,25	4	4
Jumlah					25

dibulatkan agar bisa dibagi 4

28

Buruh Shift Bagian Utilitas

No	Alat Utilitas	Jumlah Alat	Man/Hour	Jumlah Regu	Jumlah Buruh
1	Bak Pengendap Awal	1	0,25	4	1
2	Bak Pencampur Cepat	1	0,25	4	1
3	Pompa	6	0,25	4	6
4	Kompresor Udara	1	0,25	4	1
5	Klarifier	1	0,25	4	1
6	Sand Filter	1	0,25	4	1
7	Bak Air Bersih	1	0,25	4	1
8	Tangki Klorinasi	1	0,25	4	1
9	Bak Air Sanitasi	1	0,25	4	1
10	<i>Cooling Tower</i>	1	0,25	4	1
11	Tangki	3	0,25	4	3
12	Generator	1	0,25	4	1
Jumlah					19

dibulatkan agar bisa dibagi 4

20

Sehingga Jumlah Karyawan :

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Karyawan} &= 86 + 56 \\
 &= 142 \text{ orang}
 \end{aligned}$$

Jumlah Buruh = 28 + 20
 = 48 orang
 Jumlah Tenaga Kerja = 190 orang

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

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dalam prarancangan pabrik Maleat Anhidrid dari N-Butana dan Udara dengan katalis Vanadium Phosphorus Oxide berkaitan dengan evaluasi kelayakan pendirian pabrik Maleat Anhidrid yang ditinjau dari aspek kelayakan potensial ekonomi. Evaluasi kelayakan ekonomi dari pabrik Maleat Anhidrid dilakukan dengan tahapan sebagai berikut:

1. Penentuan Total Harga Alat (*Purchasing Equipment Cost*)
2. Penaksiran Modal Tetap Industri (*Fixed Capital Investment*)
3. Perkiraan Penjualan
4. Penentuan Biaya Produksi (*Production Cost*)
5. Penaksiran Modal Kerja Industri (*Working Capital*) dan perhitungan *Capital Investment* (Total Modal)
6. Perhitungan *General Expense* dan Total Biaya Produksi
7. Perkiraan Pendapatan
8. Analisis Kelayakan

1. Penentuan Total Harga Alat (*Purchasing Equipment Cost*)

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio indeks harga.

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

(Aries & Newton. 1955)

Dimana: E_x = Harga alat pada tahun x

E_y = Harga alat pada tahun y

N_x = Indeks harga pada tahun x

N_y = Indeks harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan:

$$\text{Cost of Equip a} = \text{cost of equip b} \times \left(\frac{\text{Capac. equip. a}}{\text{capac. equip. b}} \right)^{0.6}$$

(Aries & Newton. 1955)

Dalam penentuan harga alat-alat utilitas pabrik Maleat Anhydrid dari N-Butana dan Udara dengan katalis Vanadium Phosphorus Oxide dilakukan berdasarkan beberapa asumsi-asumsi dasar sebagai berikut.

1. Kurs dollar pada 27 Juli 2021 . US \$ 1 = Rp 14.500
2. Penentuan harga alat bersumber dari buku dapat dilihat pada lampiran perhitungan harga alat masing-masing baik alat proses maupun untuk alat utilitas.

Untuk perhitungan alat tersebut diperlukan nilai CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*) untuk membandingkan harga alat yang didapat dari literatur pada waktu tertentu untuk harga alat saat ini.

Nilai CEPCI untuk perhitungan harga alat

- a. CEP index tahun 1955 = 100 (Aries Newton. 1955)
 - b. CEP index tahun 1990 = 357.6 (Peter. Timerhaus. 1990)
 - c. CEP index tahun 2003 = 402 (Ulrich.2003)
 - d. CEP index tahun 2014 = 579,7 (<http://www.che.com>)
 - e. CEP index tahun 2021= 673,31 (chemical engineering magazine)
3. Harga yang diperoleh dalam rupiah dibulatkan ratusan ribu terdekat
 4. Harga yang diperoleh dalam dollar US dibulatkan dalam satuan terdekat.
 5. Upah Buruh :
 - Buruh asing = \$ 12,81 /manhour
 - Buruh lokal = Rp 50.000 /manhour
 - Perbandingan manhour asing = 2 man hour lokal
 - Perbandingan jumlah tenaga asing dan lokal = 5:95

2. *Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Proses*

Semua alat proses dibeli dari luar negeri. Semua biaya pembelian alat-alat proses dapat dilihat di bawah ini.

1. Alat Proses

Nama Alat	Jmlh	Parameter	Harga Satuan Literatur	Harga Satuan Tahun 2021	Harga	Literatur
T-01	5	22412,9 gall	\$ 43.400	\$ 50.408	\$ 252.040	matche.com
R-01	1	67352,7 ft2	\$ 673.371	\$ 856.742	\$ 856.742	matche.com
Ab-01	1	4,8 m	\$ 13.424	\$ 22.480	\$ 22.480	ulrich, fig 5-48
St-01	1	1,82 m	\$ 24.547	\$ 41.113	\$ 41.113	ulrich, fig 5-48
FL-01	1	304,2 ft2	\$ 313.400	\$ 364.322	\$ 364.322	matche.com
SL-01	1	298535,3 gall	\$ 86.933	\$ 101.058	\$ 101.058	matche.com
HE-01	1	5752,3 ft2	\$ 12.000	\$ 80.797	\$ 80.797	aris newt, fig 29
HE-02	1	2393,8 ft2	\$ 7.000	\$ 47.131	\$ 47.131	aris newt, fig 30
HE-03	1	526,9 ft2	\$ 3.500	\$ 23.565	\$ 23.565	aris newt, fig 31
CP-01	1	2500 hp	\$ 750.000	\$ 871.862	\$ 1.525.000	matche.com
CL-01	1	50,1 ft2	\$ 1.500	\$ 1.743	\$ 1.743	matche.com
CD-01	1	18,1 ft2	\$ 8.900	\$ 10.346	\$ 10.346	matche.com
AC-01	1	1053,2 gall	\$ 7.600	\$ 8.834	\$8.834	matche.com
RB-01	1	984,2 ft2	\$ 33.400	\$ 38.826	\$38.826	matche.com
BC-01	1	16,5 ft	\$ 1.100	\$ 7406	\$7406	aris newt, fig 9
BE-01	1	57,7 ft	\$ 1.200	\$ 8079	\$8079	aris newt, fig 7
P-01	1	1,6 Gpm	\$ 1.400	\$ 9426	\$9426	aris newt, fig 35
P-02	1	55,8 Gpm	\$ 450	\$ 3029	\$3029	aris newt, fig 35
P-03	1	64,2 Gpm	\$ 500	\$ 3366	\$3366	aris newt, fig 35
P-04	1	10,1 Gpm	\$ 320	\$ 2154	\$2154	aris newt, fig 35
Total				\$ 3.597.923	\$3.618.086	

$$1. \text{ Harga alat } 125\% \text{ Purchased Equipment Cost (PEC)} = 1,25 \times \$ 3.618.086 \\ = \$ 4.522.607$$

2. Instalasi

$$\text{Material (11\% PEC)} = 0,11 \times \$3.618.086 \\ = \$397.989$$

$$\text{Buruh (32\% PEC)} = 0,32 \times \$3.618.086 \\ = \$1.157.787$$

$$\begin{aligned}
\text{Jumlah Man Hour} &= \$1.157.787 : \frac{2}{\text{Man hour}} \\
&= 578.893 / \text{man hour} \\
\text{Buruh asing (5\%)} &= 0,05 \times \$578.893 / \text{man hour} \times 2 \text{ man hour} \\
&= \$57.889 \\
\text{Buruh local (95\%)} &= 0,95 \times 5 \text{ man hour} \times 578.893 \times \frac{\text{Rp } 50.000}{\text{Man hour}} \\
&= \text{Rp. } 137.487.087.500
\end{aligned}$$

3. Pemipaan

$$\begin{aligned}
\text{Material (49\% PEC)} &= 0,49 \times \$3.618.086 \\
&= \$1.772.862 \\
\text{Buruh (37\% PEC)} &= 0,37 \times \$3.618.086 \\
&= \$1.338.691 \\
\text{Jumlah Man Hour} &= \$1.338.691 : \frac{2}{\text{Man hour}} \\
&= 669.345 / \text{man hour} \\
\text{Buruh asing (5\%)} &= 0,05 \times 669.345 / \text{man hour} \times 2 \text{ man hour} \\
&= \$66.934 \\
\text{Buruh local (95\%)} &= 0,95 \times 5 \text{ man hour} \times 669.345 \times \frac{\text{Rp } 50.000}{\text{Man hour}} \\
&= \text{Rp. } 158.969.437.500
\end{aligned}$$

4. Instrumenasi

$$\begin{aligned}
\text{Material (4\% PEC)} &= 0,04 \times \times \$3.618.086 \\
&= \$144.723 \\
\text{Buruh (37\% PEC)} &= 0,37 \times \$3.618.086 \\
&= \$1.338.691 \\
\text{Jumlah Man Hour} &= \$1.338.691 : \frac{2}{\text{Man hour}} \\
&= 669.345 / \text{man hour} \\
\text{Buruh asing (5\%)} &= 0,05 \times 669.345 / \text{man hour} \times 2 \text{ man hour} \\
&= \$66.934 \\
\text{Buruh local (95\%)} &= 0,95 \times 5 \text{ man hour} \times 669.345 \times \frac{\text{Rp } 50.000}{\text{Man hour}} \\
&= \text{Rp. } 158.969.437.500
\end{aligned}$$

5. Isolasi

$$\begin{aligned} \text{Material (3\% PEC)} &= 0,03 \times \$3.618.086 \\ &= \$108.542 \\ \text{Buruh (5\% PEC)} &= 0,05 \times \$3.618.086 \\ &= \$180.904 \\ \text{Jumlah Man Hour} &= \$180.904 : \frac{2}{\text{Man hour}} \\ &= 90.452 / \text{man hour} \\ \text{Buruh asing (5\%)} &= 0,05 \times 90.452 // \text{man hour} \times 2 \text{ man hour} \\ &= \$9045 \\ \text{Buruh local (95\%)} &= 0,95 \times 5 \text{ man hour} \times 90.452 / \times \frac{\text{Rp } 50.000}{\text{Man hour}} \\ &= \text{Rp } 21.148.235.000 \end{aligned}$$

6. Listrik

$$\begin{aligned} \text{Material (12\% PEC)} &= 0,12 \times \$3.618.086 \\ &= \$434.170 \\ \text{Buruh (3\% PEC)} &= 0,03 \times \$3.618.086 \\ &= \$108.542 \\ \text{Jumlah Man Hour} &= \$108.542 : \frac{2}{\text{Man hour}} \\ &= 54.271 / \text{man hour} \\ \text{Buruh asing (5\%)} &= 0,05 \times 54.271 / \text{man hour} \times 2 \text{ man hour} \\ &= \$5472 \\ \text{Buruh local (95\%)} &= 0,5 \times 5 \text{ man hour} \times 54.271 \times \frac{\text{Rp } 50.000}{\text{Man hour}} \\ &= \text{Rp. } 6.783.875.500 \end{aligned}$$

Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Utilitas

Harga masing – masing alat utilitas dapat dilihat di lampiran biaya utilitas. Harga alat utilitas dibedakan berdasarkan jenis utilitas yaitu unit penyediaan air, unit listrik, dan unit udara tekan.

1. Alat Utilitas

Alat Utilitas dari luar negeri dapat dilihat sebagai berikut:

Nama Alat	Jmlh	Parameter		Harga Literatur	Harga Satuan Tahun	Harga	Literatur
Ts-01	2	15850	gall	\$3.094	\$ 3640	\$ 7280	Matchee.com
Bu-02	1	15,3	gall	\$100	\$ 673	\$ 673	aris newt, fig 44
Bu-03	1	3,1	m	\$54.000	\$ 90.444	\$ 90.444	ulrich, fig 5-52 (309)
Sf-01	1	4	ft2	\$18.700	\$ 21.927	\$ 21927	Matche.com
Ct-01	1	0,3	m3/min	\$450.000	\$ 2.882.250	\$ 2.882.250	ulrich, fig 5-6
tc-01	1	39,8	gall	\$100	\$ 673	\$ 673	Matche.com
KU-01	1	7,5	hp	\$54.700	\$ 64.141	\$ 64.141	Matche.com
pu-01	1	12,5	Gpm	\$220	\$ 1.481	\$ 1.481	aris newt, fig 35
pu-02	1	11,9	Gpm	\$210	\$ 1.413	\$ 1.413	aris newt, fig 35
pu-03	1	11,4	Gpm	\$210	\$ 1.413	\$ 1.413	aris newt, fig 35
pu-04	1	10,8	Gpm	\$205	\$ 1.380	\$ 1.380	aris newt, fig 35
pu-05	1	10,3	Gpm	\$205	\$ 1.380	\$ 1.380	aris newt, fig 35
pu-06	1	92,3	Gpm	\$490	\$ 3.299	\$ 3.299	aris newt, fig 35
tu-01	1	10439,2	gall	\$28.100	\$ 32.950	\$ 32.950	Matche.com
tu-0	1	16567,3	gall	\$63.700	\$ 74.694	\$ 74.694	Matche.com
Gu-01	1	2,0	Mw	\$450.000	\$ 527.672	\$ 527.672	Matche.com
Total					\$3.628.019	\$ 3.631.659	

Alat Utilitas dari dalam negeri dapat dilihat sebagai berikut:

Nama Alat	Luas	Jmlh	Harga satuan	Harga
bak pengendap awal	36,0000	1	Rp. 2.500.000	Rp.90.000.000
bak air bersih	17,7240	1	Rp. 2.500.000	Rp.44.310.000
bak air sanitasi	22,1952	1	Rp. 2.500.000	Rp.55.488.000
Total				Rp.189.798.000

1. Harga alat 125% *Purchased Equipment Cost* (PEC) = 1,25 x \$3.628.019
= \$4.535.023

2. Instalasi
 - Material (11% PEC) = 0,11 x \$3.628.019
= \$399.082

 - Buruh (32% PEC) = 0,32 x \$3.628.019
= \$1.160.966

 - Jumlah Man Hour = \$1.160.966: $\frac{2}{\text{Man hour}}$
= 580.483./ man hour

 - Buruh asing (5%) = 0,05 x 580.483 / man hour x 2 man hour
= \$58.048

 - Buruh local (95%) = 0,95 x 5 man hour x 580.483x $\frac{\text{Rp } 50.000}{\text{Man hour}}$
= Rp. 137.864.712.500

3. Pemipaan
 - Material (49% PEC) = 0,21x \$3.628.019
= \$761.883

 - Buruh (15% PEC) = 0,15 x \$3.628.019
= \$544.202

 - Jumlah Man Hour = \$544.202: $\frac{2}{\text{Man hour}}$
= 272.101/ man hour

 - Buruh asing (5%) = 0,05 x 272.101 / man hour x 2 man hour
= \$27.210

 - Buruh local (95%) = 0,95 x 5 man hour x 272.101 x $\frac{\text{Rp } 50.000}{\text{Man hour}}$
= Rp. 64.623.987.500

4. Instrumenasi
 - Material (24% PEC) = 0,24 x \$3.628.019
= \$870.724

 - Buruh (3% PEC) = 0,03 x \$3.628.019
= \$108.840

$$\begin{aligned}
\text{Jumlah Man Hour} &= \$108.840 : \frac{2}{\text{Man hour}} \\
&= 54.420 / \text{man hour} \\
\text{Buruh asing (5\%)} &= 0,05 \times 54.420 / \text{man hour} \times 2 \text{ man hour} \\
&= \$5.442 \\
\text{Buruh local (95\%)} &= 0,95 \times 5 \text{ man hour} \times 54.420 \times \frac{\text{Rp } 50.000}{\text{Man hour}} \\
&= \text{Rp. } 12.924.750.000
\end{aligned}$$

5. Isolasi

$$\begin{aligned}
\text{Material (3\% PEC)} &= 0,03 \times \$3.628.019 \\
&= \$108.840 \\
\text{Buruh (5\% PEC)} &= 0,05 \times \$3.628.019 \\
&= \$181.400 \\
\text{Jumlah Man Hour} &= \$181.400 : \frac{2}{\text{Man hour}} \\
&= 90.700 / \text{man hour} \\
\text{Buruh asing (5\%)} &= 0,05 \times 90.700 / \text{man hour} \times 2 \text{ man hour} \\
&= \$9070 \\
\text{Buruh local (95\%)} &= 0,95 \times 5 \text{ man hour} \times 90.700 \times \frac{\text{Rp } 50.000}{\text{Man hour}} \\
&= \text{Rp } 21.541.250.000
\end{aligned}$$

6. Listrik

$$\begin{aligned}
\text{Material (12\% PEC)} &= 0,12 \times \$3.628.019 \\
&= \$ 435.362 \\
\text{Buruh (3\% PEC)} &= 0,03 \times \$3.628.019 \\
&= \$108.840 \\
\text{Jumlah Man Hour} &= \$ 108.840 : \frac{2}{\text{Man hour}} \\
&= 90.700 / \text{man hour} \\
\text{Buruh asing (5\%)} &= 0,05 \times 90.700 / \text{man hour} \times 2 \text{ man hour} \\
&= \$9070 \\
\text{Buruh local (95\%)} &= 0,5 \times 5 \text{ man hour} \times 90.700 \times \frac{\text{Rp } 50.000}{\text{Man hour}} \\
&= \text{Rp. } 21.541.250.000
\end{aligned}$$

2. Penaksiran Modal Tetap Industri (*Fixed Capital Investment*)

a. *Direct Cost* (DC) Bangunan

Harga Bangunan dibagi menjadi beberapa kategori:

- A = Rp 7.000.000 /m²
- B = Rp 6.000.000 /m²
- C = Rp 5.000.000 /m²
- D = Rp 3.500.000 /m²

Rincian biaya dapat dilihat pada tabel di bawah ini

nama bangunan	Lebar (m)	Panjang (m)	Jumlah	Luas total (m ²)	Kategori
Area perluasan	50	61	1	3053	D
Area utilitas	17	24	1	410	D
Area Proses	32	48	1	1513	D
<i>Control room</i>	8	8	1	64	A
Area Unloading	7	24	1	170	D
Area Loading	7	24	1	170	D
UPL	13	19	1	239	D
Bengkel	15	20	1	300	C
Damkar	14	28	1	383	C
Gudang	49	27	1	1353	C
Kantor	25	25	1	625	B
Laboratorium	12	14	1	168	A
Gedung Serbaguna	17	20	1	339	B
Masjid	16	17	1	260	B
Parkir Tamu	14	16	1	234	D

Parkir Manajer	14	16	1	234	D
Parkir Karyawan	14	16	1	234	D
Parkir Bus dan Truk	14	41	1	588	D
Perpustakaan	13	7	1	84	B
Pusdiklat	15	16	1	234	B
Pos Jaga	4	4	2	31	C
Poliklinik	6	12	1	72	B
Kantin	4	10	1	38	C
koperasi	7	13	1	84	C
loading gudang	6	27	1	177	D
Taman	59	20	2	2344	D
	94	20	1	1875	
	69	20	1	1370	
Jalan	100	10	2	2008	
	98	10	1	983	
	82	10	1	821	
total				20460	Rp.49.096.570.000

Harga Bangunan A = Rp. 7.000.000 /m² x 232 m²

Harga Bangunan B = Rp. 6.000.000/m² x 1614 m²

Harga Bangunan C = Rp. 5.000.000 /m² x 2188 m²

Harga Bangunan D = Rp. 3.500.000/m² x 3812 m²

Biaya Pengaspal Jalan = Rp. 200.000/m² x 3812m² +

Total biaya untuk bangunan = Rp. 67.834.664.873

b. *Direct Cost (DC) Land & Yard*

Total kebutuhan tanah pabrik = 20.012 m²

Harga Tanah di kawasan industry gresik adalah Rp 2.500.000/m².

Sehingga biaya untuk pembelian tanah adalah:

$$= 20.012 \text{ m}^2 \times \text{Rp } 2.500.000/\text{m}^2$$

$$= \text{Rp } 50.029.790.102$$

Dari perhitungan diatas, dapat disimpulkan dengan tabel biaya fisik yang dibutuhkan dalam pembangunan pabrik serta biaya penunjang pembangunan seperti berikut :

Tabel *Physical Plant Cost*

Komponen	\$	Rp.
Harga Alat sampai di tempat	\$ 4.522.607	-
Instalasi	\$ 455.878	Rp. 137.487.087.500
Pemipaan	\$ 1.839.796	Rp. 158.969.437.500
Instrumentasi	\$ 211.657	Rp. 158.969.437.500
Insulasi	\$ 117.586	Rp. 21.148.235.000
Listrik	\$ 439.642	Rp. 6.783.875.500
Bangunan	-	Rp. 67.834.664.873
Tanah	-	Rp. 50.029.790.102
Utilitas	\$ 9.324.002	Rp. 239.298.623.000
Physical Plant Cost	\$ 16.911.168	Rp. 840.521.150.475

3. Direct Plant Cost

- *Engineering & Construction*

Engineering & Construction meliputi biaya desain, supervisi, konstruksi, dan pemeriksaan. Besar biaya ditentukan sebesar 20% dari (*Physical Plant Cost*) PPC.

(Aries & Newton. 1955)

No.	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Physical plant cost	16.911.168	840.521.150.475
2	Engineering & Construction (20%)	3.382.233	168.104.230.095
TOTAL		20.293.401	1.008.625.380.570

- *Contractor fee*

Biaya kontraktor bervariasi untuk situasi yang berbeda, tetapi dapat diperkirakan sekitar 2-8% dari direct cost 10% dari investasi modal tetap.

(Peter & Timmerhaus, 1991)

- *Contingency Cost*

Modal kontingensi biasanya disertakan dalam perkiraan investasi modal untuk mengkompensasi kejadian tak terduga, seperti badai, banjir, pemogokan, perubahan harga, perubahan desain kecil, kesalahan estimasi, dan biaya tidak terduga lainnya, yang perkiraan sebelumnya telah *statistic* terbukti bersifat berulang. Faktor kontingensi berkisar antara 5- 10% dari *Direct Cost* Pabrik (Peters & Timmerhaus, 1991)

Fixed Capital Investment (FCI)

No.	Komponen	\$	Rp.
1	Direct Plant Cost	20.293.401	1.008.625.380.570
2	Contractor fee (10%)	2.029.340	100.862.538.057
3	Contingency (15%)	3.044.010	151.293.807.085
TOTAL		25.366.751	1.260.781.725.712

Fixed Capital Investment (FCI)

$$= (\$25.366.751 \times Rp 14.500) / 1US\$ + Rp 1.260.781.725.712$$

$$= Rp 1.628.599.615.212$$

4. Penentuan Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Dalam penentuan biaya produksi diambil kebijakan jam kerja sebagai berikut:

- Dalam 1 hari, pabrik beroperasi selama 24 jam
- Dalam 1 tahun pabrik beroperasi selama 330 hari

Manufacturing Cost terbagi dalam 3 bagian:

1. *Direct Manufacturing Cost*
2. *Indirect Manufacturing Cost*
3. *Fixed Manufacturing Cost*

5. *Direct Manufacturing Cost*

Direct manufacturing cost terdiri dari:

- *Raw Materials*
- *Operating Labour*
- *Supervision*
- *Maintenance*
- *Plant Supplies*
- *Royalties and Patents*
- *Utilities*

1. *Raw Materials* (Bahan Baku)

Pada proses produksi di pabrik Maleat Anhidrit diperlukan beberapa bahan baku utama agar proses produksi dapat berjalan. bahan-bahan tersebut berupa N-Butana. Vanadium Phosporuh Oxide. Dalam perhitungan biaya bahan baku diambil asumsi sebagai berikut:

Harga pembelian bahan baku tidak mengalami kenaikan harga tiap tahun. Berikut biaya dari masing – masing bahan baku:

a. N-Butana

Harga	= \$ 3 /kg = Rp. 43.500/kg
Kebutuhan	= 26.530.098 kg/tahun
Biaya	= Rp. 1.154.059.263.000 /tahun

b. Katalis Vanadium Phosporus Oxide (Katalis)

Harga	= \$ 10 /kg = Rp. 145.000 /kg
Kebutuhan	= 45.214,287 kg/tahun
Biaya	= Rp 6.556.071.615 /tahun
Biaya bahan total	= Rp. 1.154.059.263.000 + Rp 6.556.071.615
	= Rp. 1.160.615.334.615 /tahun

2. Operating Labor

Total biaya *Operating Labour* dapat dilihat pada tabel di bawah. Dalam penentuan gaji operating labour diasumsikan tidak ada kenaikan gaji.

Jabatan	Jmlh	Gaji/Orang	Gaji per Bulan
Dewan Komisaris	1	Rp 100.000.000	Rp. 100.000.000
Direktur Utama	1	Rp 80.000.000	Rp. 80.000.000
Direktur	2	Rp 60.000.000	Rp. 120.000.000
Sekretaris Direktur Utama	1	Rp 15.000.000	Rp. 15.000.000
Sekretaris Direktur	2	Rp 10.000.000	Rp. 20.000.000
Staff Direktur	2	Rp 8.000.000	Rp. 16.000.000
Kepala Bagian	7	Rp 20.000.000	Rp. 140.000.000
Kepala Seksi	18	Rp 15.000.000	Rp. 270.000.000
Staff Kepala Seksi	36	Rp 7.000.000	Rp. 252.000.000
Dokter	2	Rp 10.000.000	Rp. 20.000.000
Perawat	4	Rp 5.500.000	Rp. 22.000.000
Sopir	10	Rp 4.000.000	Rp. 40.000.000
Keamanan	16	Rp 4.000.000	Rp. 64.000.000
Supervisor	8	Rp 8.000.000	Rp. 64.000.000
Listrik dan Instrumentasi	8	Rp 4.000.000	Rp. 32.000.000
Laboratorium	8	Rp 5.500.000	Rp. 44.000.000
Quality Control	8	Rp 5.500.000	Rp. 44.000.000
K3	8	Rp 5.500.000	Rp. 44.000.000
Buruh Produksi	28	Rp 4.000.000	Rp. 112.000.000
Buruh Utilitas	20	Rp 4.000.000	Rp. 80.000.000
Total	190		Rp. 1.579.000.000

Gaji karyawan 14 bulan diberikan dalam setahun

= Rp. 1.579.000.000 /bulan

= Rp. 1.579.000.000 /bulan x 14 bulan/tahun

= Rp. 22.106.000.000 / tahun

3. Supervise

Beban pengawasan adalah gaji seluruh personel yang bertanggung jawab untuk pengawasan langsung operasi produktif. Skala gaji bervariasi dengan tingkat tanggung jawab yang diperlukan. Perkiraan cepat dapat dibuat dengan menerapkan presentase dari biaya tenaga kerja sebesar 10 persen untuk operasi sederhana dan 25 persen untuk prosedur yang kompleks (Aries & Newton. 1955).

Rentang biaya *supervise* = (10% -25%). Dalam perhitungan biaya *supervise* diambil 10% biaya *karyawan*:

$$\begin{aligned} &= 10\% \times \text{Rp. } 22.106.000.000/\text{tahun} \\ &= \text{Rp. } 2.210.600.000/\text{tahun} \end{aligned}$$

4. Maintenance

Beban pemeliharaan termasuk biaya semua bahan dan tenaga kerja yang di pekerjakan dalam pemeliharaan rutin dan perbaikan insidental dan dalam beberapa kasus dalam revisi utama dari peralatan dan bangunan. Pemilihan biaya *maintenance* dapat dilihat di bawah ini. Dalam perhitungan biaya *maintenance* diasumsikan jenis operasinya dalam keadaan normal. (Aries &Newton. 1955).

Type of operation	Maintenance cost as percentage of fixed-capital investment (on annual basis)		
	Wages	Materials	Total
Simple chemical processes	1-3	1-3	2-6
Average processes with normal operating conditions	2-4	1-5	5-9
Complicated processes, severe corrosion operating conditions, or extensive instrumentation	5-8	4-6	7-11

Gambar 1. Perkiraan Biaya Maintenance

Diambil biaya *maintenance* = 2% FCI

Biaya *maintenance*

$$= 2\% \times \text{Rp. } 1.628.599.615.212$$

$$= \text{Rp. } 32.571.992.304$$

5. *Plant Supplies*

Dalam setiap operasi manufaktur, banyak persediaan aneka diperlukan untuk menjaga proses berfungsi secara efisien. Barang-barang seperti grafik, pelumas, uji bahan kimia, perlengkapan custodian dan perlengkapan yang tidak dapat dianggap sebagai bahan baku atau pemeliharaan dan perbaikan bahan, dan diklasifikasikan sebagai operasi persediaan. Biaya tahunan untuk jenis persediaan adalah sekitar 15 persen dari total biaya untuk jenis persediaan adalah sekitar 15 persen dari total biaya pemeliharaan dan perbaikan. (Peter & Timmerhaus, 1991)

Biaya *plant supplies* (15% *maintenance*)

$$= 15\% \times \text{Rp. } 32.571.992.304$$

$$= \text{Rp. } 4.885.798.845$$

6. *Royalty and patent*

Banyak proses manufaktur yang dilindungi oleh hak paten, dan mungkin diperlukan untuk membayar jumlah yang ditetapkan untuk hak paten atau *royalty* berdasarkan jumlah bahan yang dihasilkan. Meskipun perkiraan kasar dari paten dan *royalty* biaya untuk proses di patentkan adalah 0 sampai 6 persen dari total biaya produk, insinyur harus menggunakan penilaian karena *royalty* bervariasi dengan seperti factor sebagai jenis produk dan *industry*.

(Peter & Timmerhause, 1991)

Royalty & Patent

$$= 1\% \times \text{Total Penjualan}$$

$$= 1\% \times \text{Rp. } 2.474.100.123.746$$

$$= \text{Rp. } 24.741.001.237$$

7. Biaya bahan utilitas (*Utilities*)

Dalam penentuan biaya bahan utilitas diasumsikan tidak ada kenaikan harga pada masing – masing bahan utilitas tersebut

a. Silika Gel

Harga	= Rp 12.300 /kg
Kebutuhan	= 13.655 kg/tahun
Biaya	= Rp 168.956.500 /tahun

b. Ca(OCl)₂

Harga	= Rp. 21.750 /kg
Kebutuhan	= 6.09 kg/tahun
Biaya	= Rp 132.458 /tahun

c. Bahan Bakar

Bahan Bakar Minyak

Bahan Bakar Minyak yang digunakan untuk Bahan Bakar *Generator* adalah jenis Solar.

Harga	= Rp. 13.277 /liter
Kebutuhan	= 1.594.974,74 liter/ tahun
Biaya	= Rp. 21.096.730.886

d. Hitech

Harga	= Rp. 21.750 /kg
Kebutuhan	= 10.000 Kg/tahun
Biaya	= Rp. 217.500.000 /tahun

e. Listik

Harga	= Rp 1.352 /kwh
Kebutuhan	= 15.840.000 KWH
Biaya	= Rp. 21.415.680.000

Total biaya bahan utilitas = Rp. 42.897.999.843

Total biaya *Direct Manufacturing Cost* dapat dilihat pada table di bawah ini.

Komponen	Biaya
Biaya bahan baku	Rp. 1.160.615.334.615
Biaya bahan Utilitas	Rp. 42.897.999.843
Gaji karyawan	Rp. 22.106.000.000
<i>Supervise</i>	Rp. 2.210.600.000
<i>Maintenance</i>	Rp. 32.571.992.304
<i>Plant supplies</i>	Rp. 4.895.469.329
<i>Royalties and patents</i>	Rp. 24.741.001.237
Jumlah	Rp. 1.287.917.396.091

6. *Indirect Manufacturing Cost*

Biaya *Indirect Manufacturing Cost* terdiri dari:

- ✓ *Payroll overhead*
- ✓ *Laboratory*
- ✓ *Plant Overhead*
- ✓ *Packaging & Shipping*

(Aries & Newton. 1955)

1. *Payroll Overhead*

Semua pengeluaran perusahaan yang terjadi melalui pension, pembayaran liburan, asuransi kelompok, cacat gaji, jaminan social, dan pajak pekerjaan di klasifikasikan gaji *overhead*. Sementara masing-masing item dapat diperkirakan secara individual, mereka dapat diperkirakan secara total sebagai jumlah yang setara dengan 10 sampai 20 persen dari biaya tenaga kerja (*Operating Labour*)

(Aries & Newton. 1955)

$$= 15\% \times \text{Operating Labor}$$

$$= 15\% \times \text{Rp. } 22.106.000.000$$

$$= \text{Rp. } 3.315.900.000$$

2. *Laboratory*

Dalam proses kimia, pekerjaan laboratorium diperlukan untuk memastikan kontrol kualitas. Sementara biaya tentu saja akan tergantung pada jenis produk, biaya rata – rata setara dengan 10 sampai 20 persen dari biaya tenaga kerja dapat digunakan.

(Aries & Newton, 1955)

$$\begin{aligned} &= 10\% \text{ operating labor} \\ &= 10\% \times \text{Rp. } 22.106.000.000 \\ &= \text{Rp } 2.210.600.000 \end{aligned}$$

3. *Plant Overhead*

Plant Overhead merupakan biaya pemeliharaan fungsi layanan tertentu yang dipersyaratkan secara tidak langsung oleh unit produktif, mencakup biaya pemeliharaan kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian, penggunaan ruangan, dan teknik. Nilai setara dengan 50 sampai 100 persen dari biaya tenaga kerja produktif.

(Aries & Newton, 1955)

$$\begin{aligned} &= 50\% \text{ Operating Labor} \\ &= 50\% \times \text{Rp. } 22.106.000.000 \\ &= \text{Rp. } 11.320.696.000 \end{aligned}$$

4. *Packaging & Shipping*

Biaya wadah untuk kemasan tergantung pada sifat kimia dan fisik produk serta pada nilai. (Aries & Newton, 1955)

Dalam perhitungan biaya *packaging* diambil = 1% sales

$$\begin{aligned} &= 0,5\% \times \text{Sales} \\ &= 0,5\% \times \text{Rp } 2.474.100.123.746 \text{ /tahun} \\ &= \text{Rp } 113.100.000.000 \end{aligned}$$

Total *Indirect Manufacturing Cost* dapat dilihat pada tabel di bawah ini

Komponen	Biaya
<i>Payroll overhead</i>	Rp. 3.315.900.000
<i>Laboratorium</i>	Rp. 2.210.600.000
<i>Packaging & Shipping</i>	Rp. 113.100.000.000
<i>Plant Overhead</i>	Rp. 11.320.696.000
Jumlah	Rp. 129.947.196.000

7. *Fixed Manufacturing Cost*

Biaya *fixed manufacturing cost* terdiri dari:

- ✓ *Depreciation*
- ✓ *Property taxes*
- ✓ *Insurance*

1. *Depreciation*

Untuk menghitung biaya ini, penurunan nilai alat diasumsikan terjadi sepanjang tahun. Penurunan nilai ini disebut sebagai penyusutan (depresiasi) yang dapat diperoleh dari perbedaan antara biaya awal dan nilai sisa. (Peter & Timmerhaus, 1991)

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya depresiasi} &= 10\% \text{ Fixed Capital Investment} \\
 &= 10\% \times \text{Rp. } 1.628.599.615.212 \\
 &= \text{Rp. } 162.859.961.521
 \end{aligned}$$

2. *Property Tax*

Besarnya pajak *property local* tergantung pada lokalitas tertentu dari pabrik dan peraturan daerah. Pajak *property* tahunan untuk pabrik di daerah padat penduduk, biasanya dalam kisaran 2 sampai 4 persen dari *fixed-modal investasi*. Di daerah yang kurang penduduknya, pajak *property local* sekitar 1 sampai 2 persen dari investasi terikat-modal

(Peter & Timmerhaus, 1991)

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya } \textit{property taxes} &\text{ diambil } 2\% \text{ Fixed Capital Investment} \\
 &= 2\% \times \text{Rp. } 1.628.599.615.212 \\
 &= \text{Rp. } 32.571.992.304
 \end{aligned}$$

3. Insurance

Tarif asuransi tergantung pada jenis proses yang dilakukan dalam manufaktur operasi dan pada sejauh mana fasilitas perlindungan yang tersedia. Pada secara tahunan, angka ini berjumlah sekitar 1 persen dari fixed-modal investasi. (Peter & Timmerhaus.1991)

Biaya asuransi diambil 1 % dari *Fixed Capital Investment*

$$= 1\% \times \text{Rp. } 1.628.599.615.212$$

$$= \text{Rp. } 16.285.996.152$$

Total *Fixed Manufacturing Cost* dapat dilihat pada table di bawah ini

Komponen	Biaya
Depresiasi	Rp. 162.859.961.521
<i>Property Tax</i>	Rp. 32.571.992.304
Asuransi	Rp. 16.285.996.152
Jumlah	Rp. 211.717.949.977

Dari perhitungan diatas maka dapat dihitung *Total Manufacturin Cost* (TMC)

Total Manufacturing Cost (TMC) dapat di lihat pada tabel di bawah ini.

Komponen	Biaya
DMC	Rp. 1.287.917.396.091
IMC	Rp. 129.947.196.000
FMC	Rp. 211.717.949.977
Jumlah	Rp. 1.629.582.542.068

8. Penaksiran Modal Kerja Industri (*Working Capital*) dan Perhitungan

Capital Investment (Total Modal)

a. Modal kerja *industry* (*Working Capital*)

1. *Raw material inventory*

Biaya yang dibebankan pada biaya produks1 yang diperlukan untuk pembuatan produk selama 1 bulan. Untuk memperkirakan tujuan 1 bulan produksi pada nilai yang dibeli dapat digunakan

(Aries & Newton. 1955)

$$= \text{Biaya produksi dalam 1 tahun/12 bulan}$$

$$= \text{Rp. } 1.629.582.542.068 / \text{tahun/12 bulan}$$

$$= \text{Rp. } 135.798.545.172 / \text{bulan}$$

2. *In process inventory*

Biaya yang dibebankan pada bahan baku yang diproses dalam alat produksi. Dapat diperkirakan sebagai satu setengah dari total biaya manufaktur yang terjadi selama periode setara dengan total menahan waktu yang dibutuhkan untuk diproses.

(Aries & Newton.1955)

$$=1.5 \times \text{Manufakturing Cost/Bulan}$$

$$=1.5 \times \text{Rp } 135.798.545.172$$

$$= \text{Rp. } 203.697.817.758$$

3. *Product Inventory*

Biaya yang dibebankan pada suatu produk, apabila produk tersebut tidak dapat langsung terjual. Atau biaya untuk mengantisipasi beberapa produk yang diproduksi dengan laju konstan dan dijual secara musiman. banyak komoditas mungkin rusak atau tidak stabil atau mungkin memerlukan fasilitas penyimpanan khusus. Karena tidak adanya data tertentu, persediaan produksi dapat diasumsikan sama dengan produksi 1 bulan senilai biaya produksi.

(Aries & Newton.1955)

$$=\text{Manufacturing Cost/Bulan}$$

$$= \text{Rp. } 1.629.582.542.068 \text{ /tahun/12 bulan}$$

$$= \text{Rp. } 135.798.545.172 \text{ /bulan}$$

4. *Available Cash*

Merupakan biaya yang diperlukan untuk pembayaran upah dan jasa dan bahan. Kas yang tersedia dapat di perkirakan sebagai beban manufaktur 1 bulan.

(Aries & Newton.1955)

$$= \text{Manufakturing Cost/Bulan}$$

$$= \text{Rp. } 1.629.582.542.068 \text{ /tahun/12 bulan}$$

$$= \text{Rp. } 135.798.545.172 \text{ /bulan}$$

5. *Extended Credit*

Biaya yang dibebankan pada suatu produk, apabila produk tersebut telah berada dipihak pembeli tetapi perusahaan belum menerima hasil penjualan. Kredit diperpanjang dapat diperkirakan produksi 1 bulan nilai penjualan atau dua kali biaya produksi.

(Aries & Newton.1955)

$$\begin{aligned} &= 2 \times \text{Manufacturing cost/bulan} \\ &= 2 \times \text{Rp. } 135.798.545.172 \text{ /bulan} \\ &= \text{Rp.}271.597.090.344 \text{ /bulan Total biaya} \end{aligned}$$

Working capital dapat dilihat pada tabel di bawah ini.

No	Komponen	Biaya
1	<i>Raw Material Invetory</i>	Rp. 135.798.545.172
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp. 203.697.817.758
3	<i>Product Inverntory</i>	Rp. 135.798.545.172
4	<i>Available Cash</i>	Rp. 135.798.545.172
5	<i>Extended Credit</i>	Rp. 271.597.090.344
Jumlah		Rp. 882.690.543.618

9. **Total Modal (*Capital Investment*)**

Total modal (*Capital Investments*) merupakan total dari biaya tetap dan modal kerja.

$$\begin{aligned} &= \text{Fixed Capital Investment} + \text{Working Capital} \\ &= \text{Rp. } 1.628.599.615.212 + \text{Rp. } 882.690.543.618 \\ &= \text{Rp. } 2.511.290.158.830 \end{aligned}$$

General Expense dan Total Biaya Produksi

a. *General expanse*

Berbagai pengeluaran yang di keluarkan oleh fungsi perusahaan selain manufaktur dikelompokkan ke dalam klasifikasi yang di sebut beban umum. Ini mencakup biaya administrasi. penjualan. penelitian. dan keuangan.

(Aries & Newton.1955)

1. Administrasi

Biaya administrasi merupakan sebuah perusahaan berkaitan dengan pengeluaran seperti gaji manajemen, biaya hukum dan biaya audit yang terjadi atas semua pengelolaan semua tahap dari perusahaan. Untuk memperkirakan biaya administrasi tujuan dapat ditentukan sebagai jumlah yang setara dengan 2 sampai 3 persen dari harga jual atau 3 sampai 6 persen dari biaya produksi.

(Aries & Newton.1955)

$$\begin{aligned} \text{Biaya administrasi diambil} &= 3\% \text{ Manufacturing Cost} \\ &= 3\% \times \text{Rp. } 1.629.582.542.068 \\ &= \text{Rp. } 54.319.418.068.933 \end{aligned}$$

2. Sales

Beban penjualan akan bervariasi tergantung pada jenis produk, metode penjuala dan distribusi, pasar pelanggan, dan tingkat iklan. Secara umum, biaya penjualan dapat diperkirakan secara kasar oleh staf proses menugaskan untuk itu dalam jumlah yang sama dengan 3 sampai 12 persen dari harga jual atau 5 sampai 22 persen dari biaya produksi.

(Aries & Newton.1955)

$$\begin{aligned} \text{Biaya sales diambil } 5\% \text{ MC} \\ &= 5\% \times \text{Rp. } 1.629.582.542.068 \\ &= \text{Rp. } 81.479.127.103 \end{aligned}$$

3. Finance

Biaya finance 10% Working Capital ditambah Fixed Capital Investment.

(Aries & Newton.1955)

$$\begin{aligned} \text{Biaya finance diambil } 10\% \text{ dari FCI + WC} \\ &= 10\% \times (\text{Rp. } 1.628.599.615.212 + \text{Rp. } 882.690.543.618) \\ &= \text{Rp. } 251.129.015.883 \end{aligned}$$

4. Riset

Beban penelitian dapat diperkirakan sebagai setara dengan 2 sampai 4 persen dari total penjualan atau 3.5-8 persen dari biaya produksi.

(Aries & Newton.1955)

Biaya riset diambil = 2% Total penjualan

= 2% x Rp 2.474.100.123.746

= Rp 49.482.002.474

Total biaya *general expense* dapat dilihat pada tabel di bawah ini.

Komponen	Biaya
Administrasi	Rp. 54.319.418.068
<i>Sales expenses</i>	Rp. 81.479.127.103
<i>Finance</i>	Rp. 251.129.015.883
<i>Research</i>	Rp. 49.482.002.474
Jumlah	RP. 436.409.563.528

10. Total Biaya Produksi

Total biaya produksi

= *manufacturing cost* + *General expense*

= Rp 1.629.582.542.068 + Rp 436.409.563.528

= Rp 2.065.992.105.596

Harga Jual dan Harga Dasar

1. Harga Dasar

Kapasitas produksi pertahun = 30.000.000 kg

$$\text{Harga dasar} = \frac{\text{Rp } 2.065.992.105.569}{30.000.000 \text{ kg}} = \text{Rp } 68.866$$

2. Harga jual

Dengan mengambil keuntungan sebanyak 20%, maka di dapat harga jual produk Maleat Anhydrid sebagai berikut :

Harga jual = Harga dasar x (100% + 20%)

= Rp. 68.725 x (120%)

= Rp 82.639

Harga jual Maleat Anhydrid = Rp 82.470/kg

(Harga Jual tersebut disesuaikan dengan harga pasaran, kami menentukan harga jual lebih kecil dari harga pasaran agar produk yang dihasilkan lebih diterima di pasaran karena lebih murah sehingga penjualan produk serta laba yang didapat sesuai dengan perancangan)

3. Total Sales

Maleat anhydrid = \$7.8 /kg = Rp. 82.639 /kg

Produksi tiap tahun = 30.000.000 kg

Annual sales = Rp. 2.474.100.123.746

Total Annual sales = Rp. 2.474.100.123.746

11. Analisa Keuntungan

Perkiraan keuntungan didapat dari keuntungan pabrik. Keuntungan pabrik dapat dianalisa berdasarkan 2 bagian yaitu:

1. Keuntungan sebelum pajak

= Total penjualan – Total Biaya Produksi

= Rp. 2.474.100.123.746 – Rp. 2.065.992.105.596

= Rp. 408.108.018.150 /tahun

2. Keuntungan setelah pajak

Perusahaan dengan pendapatan lebih dari Rp. 400.000.000 maka Keuntungan setelah pajak diambil 20% dari keuntungan sebelum pajak.

(UU No. 36 tahun 2008 Tentang Pajak Penghasilan)

= keuntungan sebelum pajak – (keuntungan sebelum pajak x 20 %)

= Rp.408.108.018.150 /tahun – (Rp. 408.108.018.150 /tahun x 20 %)

= Rp. 326.486.414.520/tahun

12. Analisis Kelayakan

Sebelum melakukan analisis kelayakan ekonomi terlebih dahulu dibutuhkan data-data biaya yang dikeluarkan untuk proses produksi pada pabrik Malet anhidrid. Pembagian biaya diambil dari Aries & Newton. 1955. Adapun biaya-biaya tersebut antara lain:

Fixed Cost (Fa):

1. <i>Depresiassi</i> (10% FCI)	= Rp. 162.859.961.521
2. <i>Property tax</i> (2% FCI)	= Rp. 32.571.992.304
3. <i>Insurance</i> (2% FCI)	= <u>Rp. 32.571.992.304</u> +
	Rp. 228.003.945.912

Variable Cost (Va)

1. Biaya Bahan Baku	= Rp. 1.160.615.334.615
2. <i>Packaging & Shipping</i>	= Rp. 113.100.000.000
3. Utilitas	= Rp. 42.897.999.843
4. <i>Royalty dan Patent</i>	= <u>Rp. 24.741.001.237</u> +
	Rp 1.341.354.335.695

Regulated Cost (Ra)

1. Gaji Karyawan	= Rp. 22.106.000.000
2. Payroll Overhead (15 % kary.)	= Rp. 3.315.900.000
3. Plant Overhead (50 % Kary.)	= Rp. 11.320.696.000
4. Supervisi (10 % Karyawan)	= Rp. 2.210.600.000
5. Laboratorium (10 % Kary.)	= Rp. 2.210.600.000
6. General Expense	= Rp 436.409.563.528
7. Maintenance (2 % FCI)	= Rp. 32.571.992.304
8. Plant Supplies (15 % Maint.)	= <u>Rp. 4.885.798.845</u> +
	Rp. 515.032.150.677

Setelah diketahui biaya-biaya yang dikeluarkan. maka perhitungan analisis ekonomi dapat dilakukan. Adapun analisis ekonomi yang ditinjau dari:

1. *Return on investment (ROI)*

ROI adalah besarnya keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap. Perhitungan ROI sangat penting bagi perusahaan untuk mengetahui kapan modal-modal dapat dikembalikan.

$$ROI = \frac{\text{LABA TAHUNAN}}{\text{MODAL TETAP}}$$

Perhitungan ROI:

a. Sebelum pajak

Persentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak

FCI = Rp. 408.108.018.150 /tahun

Laba sebelum pajak = Rp. 1.628.599.615.212

$$ROI = \frac{\text{Laba Tahunan}}{\text{Modal Tetap}} \times 100\%$$

$$ROI = \frac{\text{Rp. 408.108.018.150}}{\text{Rp. 1.628.599.615.212}} \times 100\%$$

$$ROI = 25,05\%$$

b. Sesudah pajak

Laba setelah pajak = Rp. 326.486.414.520 /tahun

$$ROI = \frac{\text{Laba Tahunan}}{\text{Modal Tetap}} \times 100\%$$

$$ROI = \frac{\text{Rp. 326.486.414.520}}{\text{Rp. 1.628.599.615.212}} \times 100\%$$

$$ROI = 20,0\%$$

Berdasarkan tabel 54 p.193 Aries & Newton. pabrik tergolong *low risk*.

Table 54. Minimum Acceptable Return on Fixed-capital Investment

Industry	Minimum acceptable return before taxes, %	
	Low risk	High risk
Industrial chemicals.....	11	44
Petroleum.....	16	39
Pulp and paper.....	18	40
Pharmaceuticals.....	24	56
Metals.....	8	24
Paints.....	21	44
Fermentation products.....	10	49

1. Pay Out Time

POT adalah waktu minimum yang diperlukan untuk mengembalikan modal tetap *Fixed Capital Investment* (FCI) berdasarkan keuntungan tiap tahun.

$$POT = \frac{\text{Investment}}{\text{cashreturn}} \times 1 \text{ tahun}$$

Cash Return meliputi *annual profit* dan depresiasi

a. Sebelum pajak:

$$\text{Laba sebelum pajak} = \text{Rp } 408.108.018.150 \text{ /tahun}$$

$$\text{FCI} = \text{Rp. } 1.628.599.615.212/\text{tahun}$$

$$0,1 \text{ FCI} = \text{Rp. } 162.859.961.521$$

$$POT = \frac{\text{FCI}}{\text{profit}+0.1 \text{ FCI}}$$

$$POT \text{ Sebelum Pajak} = \frac{\text{Rp. } 1.628.599.615.212}{\text{Rp } 408.108.018.150 + \text{Rp. } 162.859.961.521} = 2,85 \text{ tahun}$$

b. Sesudah pajak:

$$\text{Laba sesudah pajak} = \text{Rp. } 326.486.414.520 \text{ /tahun}$$

$$POT \text{ Sesudah Pajak} = \frac{\text{Rp. } 1.628.599.615.212}{\text{Rp. } 326.486.414.520 + \text{Rp. } 162.859.961.521} = 3.32 \text{ tahun}$$

Table 33. Minimum Acceptable Pay-out Time

Industry	Minimum acceptable pay-out time before time, years	
	Low risk	High risk
Food processing	2.5	3.0
Textile	2.5	3.0
Chemical	2.5	3.0
Pharmaceutical	2.5	3.0
Automotive	2.5	3.0
Electronics	2.5	3.0
Metals	2.5	3.0
Engineering	2.5	3.0
Construction	2.5	3.0
Transportation	2.5	3.0
Energy	2.5	3.0
Services	2.5	3.0
Healthcare	2.5	3.0
Education	2.5	3.0
Finance	2.5	3.0
Real estate	2.5	3.0
Media	2.5	3.0
Telecommunications	2.5	3.0
Information technology	2.5	3.0
Government	2.5	3.0
Non-profit	2.5	3.0

2. Break event point

BEP adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian produk dari kapasitas produksinya. maka pabrik tidak mendapat keuntungan maupun menderita kerugian.

$$\text{BEP} = \frac{(\text{Fa} + 0.3 \text{ Ra})}{\text{Sa} - \text{Va} - 0.7 \text{ Ra}} \times 100\%$$

Besarnya BEP yang dapat diterima adalah 40-60%

Perhitungan BEP

$$\text{Fa} = \text{Rp. } 228.003.945.912$$

$$\text{Ra} = \text{Rp. } 515.032.150.677$$

$$\text{Va} = \text{Rp. } 1.341.354.335.695$$

$$\text{Sa} = \text{Rp. } 2.474.100.123.746$$

$$\text{BEP} = \frac{(\text{Rp. } 228.455.235.364 + (0.3 \times \text{Rp. } 515.032.150.677))}{(\text{Rp. } 2.474.100.123.746 - \text{Rp. } 1.341.354.335.695 - (0.7 \times \text{Rp. } 515.032.150.677))} \times 100\%$$

$$\text{BEP} = 49,59 \%$$

3. Shut down point

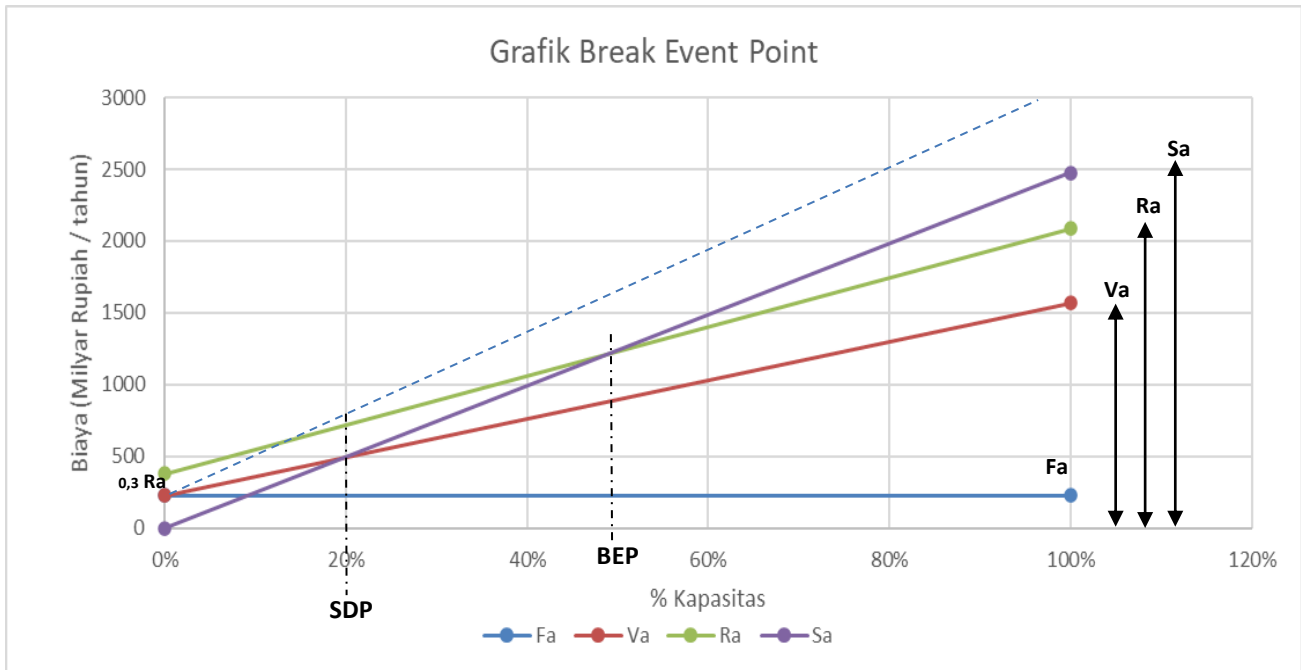
SDP adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian dari kapasitas produksinya. maka pabrik baik memproduksi maupun tidak hanya dapat mengembalikan fixed capital investment

$$\text{SDP} = \frac{0.3 \text{ Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0.7 \text{ Ra}} \times 100\%$$

$$\text{SDP} = \frac{(0.3 \times \text{Rp. } 515.032.150.677)}{(\text{Rp. } 2.474.100.123.746 - \text{Rp. } 1.341.354.335.695 - (0.7 \times \text{Rp. } 515.032.150.677))} \times 100\%$$

$$\text{SDP} = 20 \%$$

Grafik ekonomi BEP dan SDP dapat dilihat pada gambar dibawah ini



Keterangan:

- Fa = Biaya Tetap (*Fixed cost*)
- Va = Biaya variabel (*Variabel Cost*)
- Ra = Biaya Mengambang (*Regulated Cost*)
- Sa = Penjualan (*Sales*)
- TC = Total Biaya (*Total Cost*)
- BEP = Titik Impas (*Break Event Point*)
- SDP = *Shut Down Point*

4. *Dicounted Cash Flow (DFC)*

DFC meru pakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun. didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi pabrik.

$$S = (FC + WC) + (1 + i)^{(n)} - (SV + WC) \dots \dots \dots (1)$$

$$R = CF [(1+i)^{(n-1)} + (1+i)^{(n-2)} + \dots + (1+i) + 1] \dots \dots \dots (2)$$

Dimana:

- n = Umur pabrik (10 tahun)
R = *Cash Flow* berdasarkan pendapatan akhir tahun
S = Nilai modal yang akan datang dikoreksi dengan *salvage value* dan *working capital*
CF = *Cash flow* setelah pajak
n = umur ekonomi
FCI = *Fixed Capital Investment*
WC = *Working Capital*
SV = *Salvaage Value* (10% FCI)
i = *Interest/ Discounted Cash Flow*
FCI = Rp. 1.628.599.615.212
SV = Rp. 162.859.961.521
WC = Rp. 882.690.543.618
CF = FCI + SV + WC
= Rp. 740.475.391.924

Trial & error untuk mencari harga i.

$$R = S$$

Jika persamaan (1) = persamaan (2) maka dengan trial dan eror diperoleh *interest* = 27,97%. Nilai bunga komersial saat ini berkisar 16 % per tahun (sumber: *BNI.co.id.*), sehingga nilai *interest* pabrik lebih besar dibandingkan bunga bank.

KESIMPULAN EVALUASI EKONOMI

Parameter Kelayakan	Perhitungan	Standar Kelayakan (Aries and Newton,1954)
<i>Profit</i>		
<i>Profit</i> sebelum pajak	Rp 408.108.018.150	
<i>Profit</i> sesudah pajak	Rp 326.486.414.520	
<i>Return of Investment (ROI)</i>		
ROI sebelum pajak	25.05 %	<i>Industrial Chemical</i> min 11% <i>low risk</i> – min 44% <i>high risk</i>
ROI sesudah pajak	20.04%	
<i>Pay Out Time (POT)</i>		
POT sebelum pajak	2,85 tahun	<i>Industrial Chemical</i> max 2th <i>high risk</i> – max 5th <i>low risk</i>
POT sesudah pajak	3,32 tahun	
<i>Break Event Point</i> (BEP)	49,59 %	40% - 60%
<i>Shut Down Point</i> (SDP)	20 %	
<i>Discounted Cash Flow Rate</i> (DCFR)	27,97%	