

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
POLIVINIL ALKOHOL DARI POLIVINIL ASETAT DAN METANOL  
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**



**Disusun Oleh:**

**Rima Novinda Ardyah**

**121180084**

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

**2023**

**HALAMAN PENGAJUAN  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
POLIVINIL ALKOHOL DARI POLIVINIL ASETAT DAN METANOL  
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

**Diajukan kepada Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknik Industri  
Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta  
Guna melengkapi syarat – syarat  
Untuk memperoleh gelar sarjana Teknik Kimia**

**Disusun oleh:**

**Rima Novinda Ardyah**

**121180084**

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

**2023**

HALAMAN PENGESAHAN  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
POLIVINIL ALKOHOL DARI POLIVINIL ASETAT DAN METANOL  
DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

Disusun Oleh:

Rima Novinda Ardyah

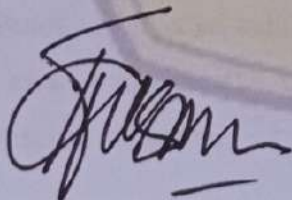
121180084

Yogyakarta, Juni 2023

Disetujui oleh,

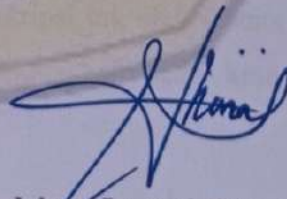
Pembimbing I

Pembimbing II



Ir. Tutik Muji Setyoningrum, M.T.

NIP. 19630824 199203 2 002



Indriana Lestari, S.T., M.T.

NIP. 19840108 201903 2 008

## KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan skripsi dengan judul Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 Ton/Tahun. Adapun tujuan dari penyusunan skripsi ini adalah untuk memenuhi syarat memperoleh gelar sarjana pada Program Studi S1 Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, Universitas Pembangunan “Veteran” Yogyakarta. Dengan selesainya skripsi ini, penulis mengucapkan terimakasih kepada:

1. Bapak Dr. Adi Ilcham, S.T, M.T. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia UPN “Veteran” Yogyakarta yang telah memberikan kesempatan untuk menggunakan fasilitas kampus untuk menunjang penelitian.
2. Ibu Ir. Tutik Muji Setyoningrum, M.T. selaku dosen pembimbing I skripsi yang telah memberikan bimbingan, saran, dan masukan kepada penulis.
3. Ibu Indriana Lestari, S.T, M.T. selaku dosen pembimbing II skripsi yang telah memberikan bimbingan, saran, dan juga masukannya kepada penulis.
4. Kedua orang tua, kakak, adik, dan saudara atas segala kasih sayang, dukungan, nasehat, dan doanya yang mampu memotivasi penulis.
5. Normalita Ngesthi Rahayu sebagai partner skripsi yang telah bekerja sama dengan baik dan selalu mendukung.
6. Semua pihak yang telah membantu secara langsung maupun tidak langsung sehingga skripsi ini dapat diselesaikan dengan baik.

Penulis menyadari ketidaksempurnaan pada skripsi ini, oleh karena itu kritik dan saran yang bersifat membangun sangat diharapkan demi kesempurnaan penyusunan skripsi ini.

Yogyakarta, Juni 2023

Penyusun

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL .....</b>	<b>i</b>
<b>HALAMAN PENGAJUAN.....</b>	<b>ii</b>
<b>HALAMAN PENGESAHAN.....</b>	<b>iii</b>
<b>KATA PENGANTAR.....</b>	<b>iv</b>
<b>DAFTAR ISI.....</b>	<b>v</b>
<b>DAFTAR TABEL .....</b>	<b>vii</b>
<b>DAFTAR GAMBAR.....</b>	<b>viii</b>
<b>INTISARI .....</b>	<b>ix</b>
<b>CATATAN PENDADARAN.....</b>	<b>x</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN.....</b>	<b>1</b>
1.1. Latar Belakang .....	1
1.2. Prospek Pasar .....	2
1.3. Lokasi Pabrik.....	4
1.4. Tinjauan Pustaka .....	6
<b>BAB II DESKRIPSI PROSES .....</b>	<b>23</b>
2.1. Spesifikasi Bahan Baku.....	23
2.2. Uraian Proses Singkat .....	28
2.3. Diagram Alir Proses .....	30
2.4. Tata Letak.....	32
2.5. Spesifikasi Alat .....	38
<b>BAB III NERACA MASSA DAN NERACA PANAS .....</b>	<b>55</b>
3.1. Neraca Massa .....	55
3.2. Neraca Panas .....	57
<b>BAB IV UTILITAS.....</b>	<b>60</b>
4.1. Unit Penyedia Air.....	60
4.2. Unit Penyedia <i>Steam</i> .....	63

4.3.	Unit Penyedia Udara Tekan .....	63
4.4.	Unit Penyedia Listrik .....	64
4.5.	Unit Penyedia Bahan Bakar .....	64
<b>BAB V MANAJEMEN PERUSAHAAN .....</b>		<b>65</b>
5.1.	Bentuk Badan Usaha .....	65
5.2.	Struktur Organisasi.....	65
5.3.	Jadwal Kerja Karyawan .....	67
5.4.	Jumlah Tenaga Kerja.....	69
5.5.	Sistem Penggajian Karyawan.....	72
5.6.	Fasilitas Jaminan Sosial .....	73
<b>BAB VI EVALUASI EKONOMI .....</b>		<b>74</b>
6.1.	Investasi Pabrik .....	74
6.2.	Biaya Operasi .....	75
6.3.	Harga Jual.....	75
6.4.	Analisis Kelayakan.....	75
<b>BAB VII KESIMPULAN .....</b>		<b>78</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>		<b>79</b>

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 1.1.</b> Data Impor Polivinil Alkohol.....	2
<b>Tabel 1.2.</b> Data Impor Polivinil Alkohol di Asia Tenggara .....	2
<b>Tabel 1.3.</b> Data Kapasitas Pabrik Polivinil Alkohol di Beberapa Negara.....	3
<b>Tabel 1.4.</b> Harga Bahan Proses Hidrolisis.....	10
<b>Tabel 1.5.</b> Harga Bahan Proses Transesterifikasi atau Alkoholis .....	10
<b>Tabel 1.6.</b> Matriks Pemilihan Proses.....	11
<b>Tabel 1.7.</b> Data Energi Pembentukan pada Suhu 25°C .....	13
<b>Tabel 1.8.</b> Data Kapasitas Panas Komponen.....	14
<b>Tabel 1.9.</b> Data Energi Gibbs pada Suhu 25°C .....	15
<b>Tabel 1.10.</b> Panas Masuk Dari Setiap Komponen.....	18
<b>Tabel 1.11.</b> Panas Masuk dari Setiap Komponen.....	18
<b>Tabel 1.12.</b> Panas Keluar Masing-Masing Komponen .....	19
<b>Tabel 1.13.</b> Panas Keluar dari Setiap Komponen.....	21
<b>Tabel 3. 1</b> Neraca Massa Mixer - 01 .....	55
<b>Tabel 3. 2</b> Neraca Massa Mixer - 02 .....	55
<b>Tabel 3. 3</b> Neraca Massa Reaktor - 01 .....	56
<b>Tabel 3. 4</b> Neraca Massa Centrifuge - 01 .....	56
<b>Tabel 3. 5</b> Neraca Massa Rotary Dryer - 01 .....	57
<b>Tabel 3. 6</b> Neraca Panas Mixer - 01 .....	57
<b>Tabel 3. 7</b> Neraca Panas Mixer - 02 .....	57
<b>Tabel 3. 8</b> Neraca Panas Reaktor - 01 .....	58
<b>Tabel 3. 9</b> Neraca Panas Centrifuge - 01 .....	58
<b>Tabel 3. 10</b> Neraca Panas Rotary Dryer - 01.....	59
<b>Tabel 4. 1</b> Kebutuhan Air Total.....	61
<b>Tabel 4. 2</b> Kebutuhan Air Make Up .....	61
<b>Tabel 5. 1</b> Jadwal Kerja Karyawan Shift.....	68
<b>Tabel 5. 2</b> Rincian Jumlah Karyawan Non- Shift .....	69
<b>Tabel 5. 3</b> Rincian Jumlah Karyawan Shift Bagian Produksi .....	71
<b>Tabel 5. 4</b> Rincian Jumlah Shift Bagian Utilitas .....	71
<b>Tabel 5. 5</b> Rincian Jumlah Karyawan Shift Bagian Control Room, Laboratorium, K3, dan Keamanan.....	72

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1. Grafik Data Impor Polivinil Alkohol .....	3
Gambar 1. 2. Reaksi Hidrolisis Polivinil Asetat menjadi Polivinil Alkohol .....	7
Gambar 1. 3. Reaksi Transesterifikasi Pembentukan Polivinil Alkohol .....	8
Gambar 2. 1. Struktur Molekul Polivinil Asetat.....	23
Gambar 2. 2. Struktur Molekul Metanol.....	24
Gambar 2. 3. <i>Chemical Safety of Methanol</i> .....	24
Gambar 2. 4. Struktur Molekul NaOH.....	25
Gambar 2. 5. <i>Chemical Safety of NaOH</i> .....	25
Gambar 2. 6. Struktur Molekul Polivinil Alkohol .....	26
Gambar 2. 7. Struktur Molekul Metil Asetat .....	27
Gambar 2. 8. <i>Chemical Safety of Methyl Acetate</i> .....	27
Gambar 2. 9. Diagram Alir Kuantitatif .....	30
Gambar 2. 10. Diagram Alir Kualitatif .....	31
Gambar 2. 11. Tata Letak Pabrik .....	34
Gambar 2. 12. Tata Letak Alat Proses .....	36
Gambar 4. 1. Diagram Alir Air Utilitas.....	62
Gambar 4. 2. Diagram Alir Penyedia Udara Tekan.....	63
Gambar 5. 1. Struktur Organisasi.....	66
Gambar 6. 1. Grafik Analisa Ekonomi.....	77



## INTISARI

Polivinil alkohol merupakan salah satu bahan kimia yang digunakan sebagai bahan baku untuk perekat dan pelapis untuk industri kertas. Pabrik polivinil alkohol dari polivinil asetat dan metanol dengan kapasitas 50.000 ton/tahun akan dibangun di Kawasan Industri Gresik, Jawa Timur dengan luas 77574,17 m<sup>2</sup>. Pabrik dirancang beroperasi secara kontinyu selama 330 hari dan membutuhkan 146 karyawan.

Proses pembuatan polivinil alkohol berlangsung pada fase cair-cair dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk yang beroperasi pada suhu 57°C dan tekanan 1 atm. Reaktor dilengkapi dengan koil pendingin dengan media pendingin air karena reaksi bersifat eksotermis. Campuran hasil reaksi keluar Reaktor-01 (R-01) dialirkan menuju *Centrifuge* (CF-01) untuk memisahkan padatan polivinil alkohol dari cairan. Hasil padatan dari *Centrifuge* (CF-01) diumpungkan ke *Rotary Dryer* (RD-01) untuk mengurangi kadar air hingga 99%. Hasil dari *Rotary Dryer* (RD-01) akan disimpan di Silo (S-03) sebanyak 6.313,13 kg/jam. Sarana dan prasarana pendukung proses yang digunakan meliputi kebutuhan air sebanyak 29.540.204,96 L/tahun yang diperoleh dari Kawasan Industri JIPE. Kebutuhan daya listrik pabrik sebesar 165,82 kW yang disuplai dari PLN dan untuk cadangan listrik pabrik digunakan generator 250 kW. Bahan bakar yang digunakan adalah *fuel oil* untuk bahan bakar boiler 592.827,1575 liter/tahun dan solar untuk bahan bakar generator sebanyak 173 liter/tahun. *Steam* total yang dibutuhkan 7.315.625,896 kg/tahun dengan suhu 110°C dan tekanan 1,414 atm. Sedangkan kebutuhan total udara tekan adalah 484.704,0 m<sup>3</sup>/tahun.

Hasil evaluasi ekonomi, nilai *Fixed Capital Investment* (FCI) adalah (\$87.896.489,45); *Working Capital Investment* atau WCI (\$81.161.309,4); *Manufacturing Cost* (Rp2.297.731.702.493,62) dan *General Expenses* (Rp 560.544.850.690,55). Analisis kelayakan menunjukkan nilai ROI sebelum pajak adalah 38,10% dan nilai ROI setelah pajak adalah 24,77%, POT sebelum pajak adalah 2,08 tahun dan POT setelah pajak 2,88 tahun. Nilai BEP adalah 43,72%, nilai SDP adalah 23,09% dan nilai DCF 20,30 %. Berdasarkan data evaluasi ekonomi tersebut, maka Pabrik Polivinil Alkohol layak untuk dikaji lebih lanjut.

**Kata Kunci :** *Polivinil Alkohol, Polivinil Asetat, RATB, Metanol.*

## CATATAN PENDADARAN

Hari, Tanggal : Selasa, 20 Juni 2023

Dosen Pembimbing : 1. Ir. Tutik Muji Setyoningrum, M.T.  
2. Indriana Lestari, S.T, M.T.

Dosen Penguji : 1. Ir. Bambang Sugiarto, M.T.  
2. Dr. Ir. Harsa Prawignya, M.T.

### **Pertanyaan :**

1. Dimana Pabrik didirikan?

Kawasan Industri Gresik merupakan daerah yang strategis untuk pendirian pabrik Polivinil alkohol karena:

- memiliki pengadaan dan transportasi yang memadai.
- Ketersediaan bahan baku untuk pembuatan produk relative mudah (polivinil asetat dari Tujin Building Materials, Ltd. China. Methanol, PT. Kaltim Methanol Industri, Bontang, Kaltim, dan NaOH dari PT. Asahimas Chemical)
- Jalur transportasi yang strategis sebagai pengiriman produk, mulai dari jalur laut maupun darat. Dekat dengan pelabuhan sehingga jalur untuk pendistribusian produk polivinil alkohol keluar pulau lebih mudah.
- Ketersediaan utilitas (air, bahan bakar, dan listrik), tenaga kerja yang terampil dan terdidik yang dapat diserap dari alumni perguruan tinggi disekitar Kawasan Industri khususnya.
- Kondisi iklim yang cukup stabil dan daerah yang cukup aman dari bencana

2. Mengapa mencari nilai  $\Delta G^\circ$ ?

Untuk menentukan arah reaksi. Pada reaksi ini berlangsung searah atau *irreversible* dan berlangsung secara spontan.

3. Berfasa apakah klorin yang digunakan dan berapakah ambang batas klorin yang diizinkan?

Klorin (Cl<sub>2</sub>) yang digunakan berfasa gas. Batas klorin untuk air minum menurut PerMenKes RI Nomor 492/MENKES/PER/IV/2010 tentang persyaratan kualitas air minum yaitu maksimum 5 mg/L.

4. Selain digunakan klorin sebagai penghilang mikroorganisme, apakah dapat digunakan senyawa lain?

Dapat digunakan kaporit (Ca(ClO)<sub>2</sub>) berbentuk padat. Kaporit ini bereaksi dengan air membentuk senyawa asam hipoklorit (HClO) yang mana merupakan asam lemah yang mampu mengoksidasi ikatan peptida pada bakteri.

5. Apa fungsi steam pada deaerator?

Steam masuk deaerator berfungsi untuk mengusir gas-gas terlarut seperti O<sub>2</sub> sehingga lebih cepat keluar melalui vent.

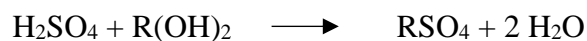
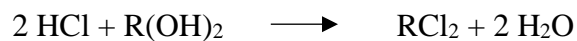
6. Apa fungsi anion dan kation exchanger dan bagaimana prinsip kerjanya?

Anion dan kation exchanger yaitu digunakan untuk mengikat ion-ion positif dan negatif yang terkandung dalam air yang akan digunakan sebagai umpan boiler. Karena diketahui bahwa air umpan boiler harus dihindari dari kandungan mineral serta oksigen.

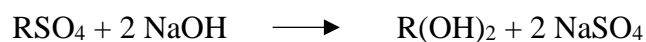
Cara kerja dari anion dan kation exchanger yaitu air masuk kemudian ion-ion di dalam air diikat oleh resin, kemudian resin yang sudah tidak mampu mengikat harus diregenerasi baik menggunakan asam maupun basa agar ion-ion yang ada di dalam resin dapat diikat dan dikeluarkan.

7. Bagaimana reaksi regenerasi pada anion dan kation exchanger?

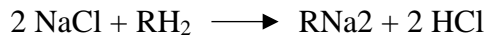
Reaksi regenerasi resin pada anion exchanger :



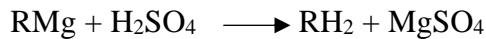
Menjadi :



Reaksi generasi resin pada kation exchanger :



Menjadi :



8. Apa resin yang digunakan pada anion dan kation exchanger?

Kation :  $\text{RH}_2$

Anion :  $\text{R}(\text{OH})_2$

9. Apa bahan bakar yang digunakan pada boiler dan apa komposisinya?

Bahan bakar pada boiler yaitu Fuel Oil No.1 (41.5° A.P.I.), dengan komposisi :

Carbon : 86,4

Hydrogen : 13.6

Oxygen : 0,01

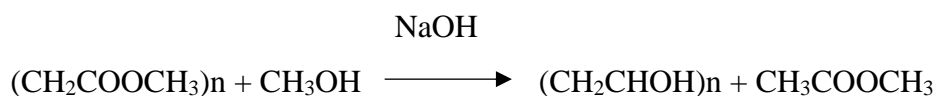
Nitrogen : 0,003

Sulfur : 0,09

Ash : <0,01

C/H ratio : 6,35

10. Bagaimana persamaan reaksi yang terjadi pada reaktor?



11. Mengapa keluaran reaktor langsung masuk ke centrifuge dan berapa kecepatan centrifuge?

Menurut US 2017/0260309 A1 keluaran reaktor berupa slurry sehingga terdapat padatan dan cairan yang harus dipisahkan menggunakan centrifuge. Kecepatan centrifuge yang digunakan yaitu 3000 rpm.

**Saran :**

1. Sebaiknya tidak perlu klorinasi karena spesifikasi air sudah mengandung klorin.
2. Tipe pompa setelah reaktor sebaiknya menggunakan jenis reciprocating karena fluida berupa slurry.
3. Produk samping sebaiknya diolah karena memiliki nilai jual.
4. Sebaiknya menggunakan Spray Dryer karena produk di pasaran berupa serbuk. Jika menggunakan Rotary Dryer bentuk produk berupa melt.
5. Pemilihan lokasi lebih baik didirikan di Kalimantan Timur karena lebih menghemat biaya transportasi.



# Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun

---

## BAB I PENDAHULUAN

### 1.1. Latar Belakang

Pertumbuhan dan perkembangan industri di Indonesia semakin pesat seiring dengan berjalannya waktu, khususnya industri di bidang kimia. Hal ini ditunjukkan dengan didirikannya banyak pabrik kimia yang bertujuan untuk memenuhi kebutuhan produk-produk kimia yang dibutuhkan baik sebagai bahan baku maupun bahan pembantu dalam proses kimia (BPS, 2020). Satu dari sekian banyak produk kimia yang dibutuhkan adalah polivinil alkohol.

Polivinil Alkohol biasanya dimanfaatkan dalam industri kertas, tekstil, dan berbagai jenis *coating*. Dalam industri kertas polivinil alkohol digunakan sebagai pengikat. Polivinil alkohol digunakan untuk *sizing agents* yang memberikan kekuatan terhadap benang tekstil dan membuat kertas lebih tahan terhadap minyak dan pelumas. Polivinil alkohol juga digunakan sebagai bahan perekat *plywood*, dan *protective colloid* dalam proses emulsi polimerisasi serat. Kegunaan polivinil alkohol lainnya adalah sebagai bahan aditif pada semen yang berfungsi menambah sifat kohesi dan fluiditasnya, serta bahan pengemulsi dan *stabilizing agent* pada industri petrokimia.

Selama ini kebutuhan polivinil alkohol di Indonesia masih impor, sehingga pendirian pabrik polivinil alkohol di Indonesia mempunyai potensi besar untuk didirikan di Indonesia karena dapat mengurangi ketergantungan impor bahkan dapat diekspor untuk menambah devisa negara. Selain itu, juga dapat mengurangi tingkat pengangguran dengan membuka lapangan kerja baru untuk mengurangi masalah sosial berupa pengangguran dan sebagai upaya untuk mendorong berdirinya pabrik lainnya.



# Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun

## 1.2. Prospek Pasar

### 1.2.1. Data Ekspor-Impor

Indonesia sampai saat ini belum memiliki pabrik polivinil alkohol, sehingga untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri Indonesia masih mengimpor polivinil alkohol setiap tahunnya. Belum adanya pabrik polivinil alkohol menyebabkan Indonesia harus impor dari luar negeri. Hal tersebut dapat dilihat dari data impor polivinil alkohol sebagai berikut.

**Tabel 1.1.** Data Impor Polivinil Alkohol

Tahun	Jumlah (Kg)
2010	19.143.366
2011	20.479.498
2012	21.501.412
2013	25.517.913
2014	22.156.232
2015	25.517.913
2016	22.762.918
2017	23.732.482
2018	22.875.347
2019	23.033.218
2020	17.540.324

(Badan Pusat Statistik, 2021)

Untuk memenuhi pasar luar negeri, maka diperlukan riset untuk mengetahui permintaan pasar di daerah Asia Tenggara dengan melihat data impor di beberapa negara Asia Tenggara yang dapat dilihat pada tabel berikut.

**Tabel 1.2.** Data Impor Polivinil Alkohol di Asia Tenggara

Tahun	Impor (Kg)					
	Singapore	Thailand	Filipina	Malaysia	Vietnam	Total
2017	7.226.564	13.416.55	1.750.68	6.583.492	8.059.79	16.393.96
2018	11.137.9	12.426.83	1.174.88	12.040.86	7.816.38	21.032.12
2019	10.626.41	11.121.63	1.292.83	11.866.10	8.856.9	22.015.88
2020	6.185.581	10.843.11	944.054	13.547.68	8.259.79	33.594.62
<b>Rata-rata</b>						23.259.14



## Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun

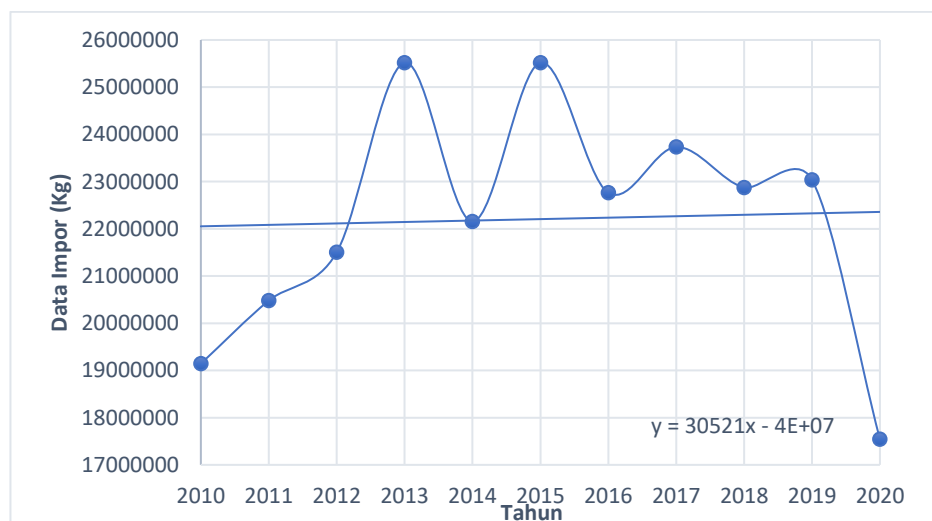
(Badan Pusat Statistik, 2021)

Berikut merupakan data kapasitas pabrik polivinil alkohol yang telah berdiri sebelumnya:

**Tabel 1.3.** Data Kapasitas Pabrik Polivinil Alkohol di Beberapa Negara

Pabrik	Negara	Kapasitas (Ton/tahun)	Referensi
Kuraray	Japan	124.000	<a href="https://www.kuraray.com/">https://www.kuraray.com/</a>
Air Products and Chemical, Inc.	United States	90.000	<a href="https://www.airproducts.com/">https://www.airproducts.com/</a>
Nippon Goshei	Japan	65.000	<a href="http://www.squadd.co.jp/">http://www.squadd.co.jp/</a>
Chang Chun	Taiwan	55.000	<a href="https://www.ccp.com.tw/ccpw eb.nsf/homepage?openagent">https://www.ccp.com.tw/ccpw eb.nsf/homepage?openagent</a>
Celanese	Singapura	36.000	<a href="https://www.icis.com/">https://www.icis.com/</a>
Ningxia Dadi	China	230.000	<a href="http://nxdadi-com.sell.uabig.com/">http://nxdadi-com.sell.uabig.com/</a>

Dari data impor pada tabel 1.1 maka dapat dibuat grafik yang ditunjukkan pada gambar sehingga diperoleh persamaan garis untuk memperkirakan kebutuhan Polivinil Alkohol beberapa tahun mendatang.



**Gambar 1.1.** Grafik Data Impor Polivinil Alkohol

Dari gambar 1.1. maka diperoleh persamaan garis dimana dapat untuk memperkirakan kebutuhan Polivinil Alkohol untuk tahun 2030.





## Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun

---

$$y = 30.521 x - 40.000.000$$

Dimana, y : Kebutuhan Polivinil Alkohol (kg)

x : Tahun

Jika pabrik polivinil alkohol akan didirikan pada tahun 2030 (pada tahun ke 20), maka kebutuhan polivinil alkohol ditentukan dengan menggunakan metode *Least Square*.

$$\begin{aligned} y &= 30.521x - 40.000.000 \\ &= 30.521 (2030) - 40.000.000 \\ &= 21.957.630 \text{ Kg} \\ &= 21.957,630 \text{ Ton} \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan, perkiraan kebutuhan polivinil alkohol pada tahun 2030 mendatang sebesar 21.957,630 ton per tahun. Dan dilihat dari rata-rata data impor polivinil alkohol di asia tenggara sebesar 23.259,14 ton per tahun. Maka, perkiraan kebutuhan polivinil alkohol pada tahun 2030 sebesar 50.000 ton per tahun untuk memenuhi kebutuhan di dalam negeri dan luar negeri.

### 1.2.2. Sasaran Pasar

Target utama dari pabrik polivinil alkohol yaitu untuk menunjang kebutuhan polivinil alkohol di dalam negeri dan diharapkan dapat dilakukan ekspor. Target konsumen produk polivinil alkohol ialah industri tekstil, kertas, lem, cat, kayu dan semen. Selain untuk memenuhi kebutuhan di dalam negeri, diharapkan produk polivinil alkohol juga dapat diekspor ke luar negeri untuk meningkatkan devisa negara.

### 1.3. Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik yang akan didirikan sangat menentukan dalam kelangsungan berdirinya pabrik maupun dalam persaingan selanjutnya. Pemilihan lokasi pabrik yang tepat dan ekonomis dipengaruhi oleh banyak faktor. Lokasi yang dipilih untuk pabrik polivinil alkohol ini adalah di



## **Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

Kawasan Industri Gresik, Jawa Timur dengan beberapa pertimbangan.

Pertimbangan-pertimbangan tersebut meliputi:

### 1. Sumber Bahan Baku

Bahan baku utama pabrik polivinil alkohol adalah polivinil asetat dan metanol. Metanol yang diperoleh dari PT. Kaltim Methanol Industri, Pulau Bunyu, Kalimantan Timur sedangkan polivinil asetat dari Tujin Building Materials., Ltd, China. Dan padatan NaOH dari PT. Asahimas Chemical, Cilegon.

### 2. Sarana Transportasi

Fasilitas transportasi merupakan sarana yang sangat penting bagi keberlangsungan proses produksi. Gresik, Jawa Timur merupakan daerah yang sangat strategis dalam hal transportasi, karena dekat dengan ibukota provinsi sehingga dapat dijangkau oleh berbagai jenis transportasi, baik melalui angkutan laut maupun angkutan darat. Begitu pula sarana transportasi yang ada telah memadai sebagai kawasan industri.

### 3. Pemasaran

Untuk pemasaran produk perlu diperhatikan letak pabrik dengan pasar yang membutuhkan produk guna menekan biaya pendistribusian ke lokasi pasar dan waktu pengiriman. Sebagian besar produk polivinil alkohol digunakan oleh industri tekstil, industri perekat/polimer, dan industri kertas. Industri-industri konsumen polivinil alkohol yang telah berdiri di Indonesia beberapa diantaranya terletak di Jawa Timur. Maka pabrik polivinil alkohol didirikan di Gresik karena akan mengurangi biaya transportasi produk ke konsumen.

### 4. Utilitas

Penyediaan air baik untuk kebutuhan primer maupun sekunder yang diperlukan pada proses produksi pabrik polivinil alkohol dipenuhi dari JIPE Gresik. Demikian juga kebutuhan listrik tidak akan mengalami kesulitan karena memperoleh *supply* dari PLN maupun dari penyediaan unit generator.



## **Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

### 5. Tenaga Kerja

Kebutuhan tenaga kerja dapat diperoleh cukup mudah dari lingkungan sekitar Gresik, mengingat Gresik merupakan Kawasan industri. Untuk tenaga ahli yang diperoleh dari seluruh Indonesia. Sedangkan untuk tenaga non-ahli dapat dipenuhi dari penduduk sekitar serta *transmigran* sehingga dapat mengurangi pengangguran.

### 6. Kondisi Sosial dan Geografis

Kondisi iklim di wilayah Gresik, Jawa Timur umumnya baik dan relatif stabil. Selain itu, Kawasan Industri Gresik merupakan daerah yang cukup aman dari bencana alam seperti gempa, banjir, tanah longsor, dan lainnya. Lokasi pendirian pabrik polivinil alkohol berada di Kawasan Industri Gresik, sehingga peraturan dan perundang-undangan di daerah tersebut sudah tidak menjadi masalah apabila pabrik yang didirikan telah melalui studi kelayakan analisis mengenai dampak lingkungan (AMDAL).

## **1.4. Tinjauan Pustaka**

### **1.4.1. Proses Produksi**

#### a. Tinjauan Berbagai Proses

Pada umumnya polimer dibuat dengan proses polimerisasi dari monomernya. Namun polivinil alkohol tidak dapat dibuat dari polimerisasi vinil alkohol karena sifat monomernya yang tidak stabil dan cenderung membentuk asetaldehid. Hal ini merujuk pada reaksi tautomerisme keto-enol yaitu kesetimbangan antara senyawa keto (keton atau aldehida) dan senyawa enol (alkohol), dimana bentuk senyawa keto (aldehid) lebih stabil dari pada senyawa enol (vinil alkohol). (Morrison Boyd, 2002)

Pembuatan polivinil alkohol dapat dilakukan dengan mengubah polivinil asetat melalui metode hidrolisis dan transesterifikasi.

#### 1) Proses Hidrolisis

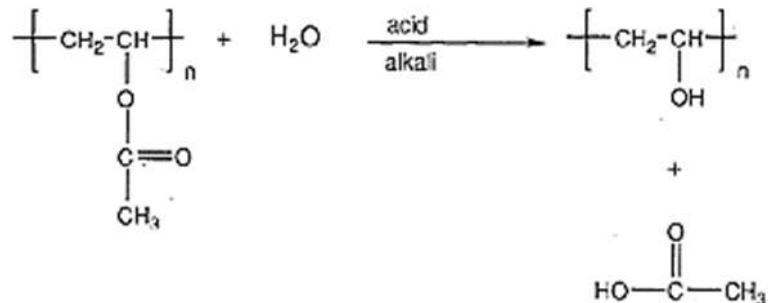
Karakteristik reaksi hidrolisis adalah menggunakan air sebagai reaktannya. Reaksi hidrolisis merupakan reaksi yang lambat



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

sehingga membutuhkan katalis berupa senyawa basa maupun asam untuk mempercepat reaksi.



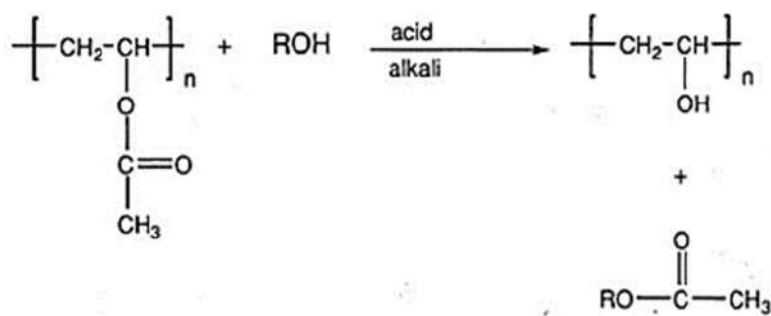
**Gambar 1.2.** Reaksi Hidrolisis Polivinil Asetat menjadi Polivinil Alkohol

Polivinil asetat dipanaskan hingga mencapai suhu 40 – 45 °C, kemudian dihidrolisis dengan menambahkan 8 – 10 mol % NaOH per mol polivinil asetat yang mengandung 20% air. Metanol ditambahkan secukupnya untuk mengurangi konsentrasi NaOH hingga dibawah 10% beratnya. Semua senyawa tersebut dicampur dalam waktu yang singkat, dan kemudian didiamkan pada suhu 40 – 45°C selama 30 menit hingga terbentuk gel. Gel ini kemudian dicuci dengan larutan metanol/asam asetat untuk menetralkan NaOH yang tidak bereaksi. Kemudian dikeringkan dalam oven vakum semalaman pada suhu 60 - 70°C. Penggunaan katalis asam pada proses hidrolisis akan mengakibatkan penyebaran gugus asetat yang acak di dalam rantai dan juga kecepatan reaksi hidrolisis yang terjadi lebih lambat dari pada menggunakan katalis basa sehingga proses ini jarang digunakan. Pada skala industri, metode esterifikasi lebih disukai dari pada metode hidrolisis karena distribusi gugus fungsional alkohol pada rantai PVA lebih teratur sehingga molekul polimer lebih stabil.

2) Proses Transesterifikasi

Transesterifikasi atau juga bisa disebut sebagai saponifikasi, merupakan reaksi dimana gugus ester pada polivinil alkohol

digantikan dengan gugus hidroksil dari reaktan berupa alkohol. Proses ini juga disebut dengan reaksi alkoholis karena reaksi tersebut disertai dengan pertukaran alkohol dari suatu ester. Pada umumnya proses transesterifikasi ini paling banyak digunakan dalam industri pembuatan polivinil alkohol. Reaksi transesterifikasi antara polivinil asetat dengan alkohol akan menghasilkan polivinil alkohol dan aldehyd. Persamaan reaksinya dapat dilihat pada gambar berikut.



**Gambar 1.3.** Reaksi Transesterifikasi Pembentukan Polivinil Alkohol

Berdasarkan katalis yang digunakan proses transesterifikasi ini dibedakan menjadi dua proses, yaitu:

a) *Alkaline Catalyst Process*

Katalis yang paling sering digunakan dalam proses transesterifikasi atau alkoholis dengan menggunakan katalis alkaline (basa) adalah NaOH dan KOH. Bahan baku dalam proses ini adalah polivinil asetat dan metanol sebagai pelarut dalam fase cair. Pembuatan polivinil alkohol dengan alkoholisis katalis alkaline (basa) dari polivinil asetat dan metanol dilakukan pada suhu dalam kisaran antara 55°C sampai 70°C dan tekanan 1 – 5 atm. Dalam kisaran suhu ini, tiga fase berbeda terjadi berturut-turut sebagai hasil hidrolisis. Dimulai sebagai larutan homogen, kelarutan polivinil asetat dalam metanol menurun seiring dengan meningkatnya jumlah gugus ester yang berubah menjadi gugus hidroksil (OH).



## Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun

---

Ketika alkoholisis mencapai sekitar 40% - 50% dari gugus ester, polimer sebagian mengendap berbentuk seperti gel. Jika gel ini dibiarkan dan proses alkoholisis terus berlanjut maka akan dihasilkan produk dalam bentuk yang tidak beraturan. Namun, jika gel bekerja secara diagitasi selama rentang ini atau di atas 40% alkoholisis, polimer akan terurai menjadi padatan yang lebih halus dan tidak larut dalam alkohol. Reaksi ini berlangsung searah dan memiliki konversi sebesar 93-99,5%. Produk yang dihasilkan yaitu polivinil alkohol padat dan metil asetat fase cair.

(US Patent 20190023825)

### b) *Acidic Catalyst Process*

Proses alkoholisis dengan menggunakan katalis acid (asam) umumnya katalis yang digunakan merupakan asam kuat seperti HCL dan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Bahan baku dalam proses ini adalah polivinil asetat dan metanol sebagai pelarut dalam fase cair. Proses ini dapat dilakukan pada kisaran suhu 90°C - 100°C dan tekanan 1 - 5 atm. Proses dalam kisaran suhu ini memungkinkan polivinil ester sepenuhnya tersaponifikasi menjadi polivinil alkohol. Reaksi dilakukan agar polivinil ester terbentuk sebagian dengan menggunakan katalis asam dalam jumlah yang relatif kecil, dengan pengaturan suhu reaksi tertentu, atau dengan menetralkan katalis asam pada titik waktu tertentu. Ketika polivinil ester pertama diubah menjadi gugus hidroksil, ini adalah dimana setidaknya 50% gugus ester sudah ada.

(US Patent 2950271)

### b. Pemilihan Proses

#### 1) Faktor Ekonomi

Aspek ekonomi memperhitungkan harga bahan baku sesuai dengan proses yang akan dipilih sehingga dapat dihitung potensial



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

ekonominya untuk memperkirakan keuntungan dari masing-masing proses. Rincian potensial ekonomi dari reaksi polivinil alkohol adalah sebagai berikut:

$$EP = (\text{Value of Product}) - (\text{Raw Material Cost})$$

$$= \sum (\text{BM} \times \text{Harga})_{\text{Produk}} - \sum (\text{BM} \times \text{Harga})_{\text{reaktan}}$$

(Smith, 2005)

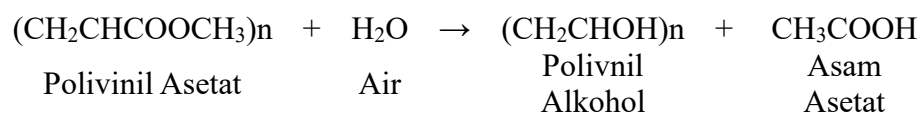
a) Proses Hidrolisis

**Tabel 1.4.** Harga Bahan Proses Hidrolisis

Bahan	Berat Molekul (Kg/Kgmol)	Harga (\$/Kg)
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	86	1,2
$\text{H}_2\text{O}$	18	0,1
$(\text{CH}_2\text{CHOH})_n$	44	5
$\text{CH}_3\text{COOH}$	74	1,1

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

Reaksi :



$$EP = (\text{Harga Produk}) - (\text{Harga Reaktan})$$

$$= \left[ \left( 44 \frac{\text{Kg}}{\text{Kgmol}} \times 5 \frac{\$}{\text{Kg}} \right) + \left( 74 \frac{\text{Kg}}{\text{Kgmol}} \times 1,1 \frac{\$}{\text{Kg}} \right) \right] -$$

$$\left[ \left( 86 \frac{\text{Kg}}{\text{Kgmol}} \times 1,2 \frac{\$}{\text{Kg}} \right) + \left( 18 \frac{\text{Kg}}{\text{Kgmol}} \times 0,1 \frac{\$}{\text{Kg}} \right) \right]$$

$$= \$196,4 / \text{Kgmol}$$

b) Proses Transesterifikasi atau Alkoholis

**Tabel 1.5.** Harga Bahan Proses Transesterifikasi atau Alkoholis

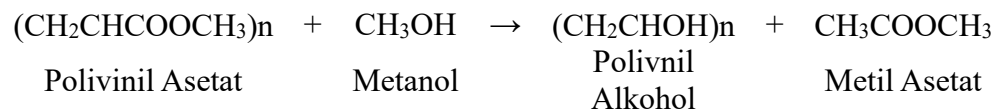
Bahan	BM (Kg/Kgmol)	Harga (\$/Kg)
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	86	1,2
$\text{CH}_3\text{OH}$	32	0,8
$(\text{CH}_2\text{CHOH})_n$	44	5
$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$	74	1,6

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



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

Reaksi :



$$\begin{aligned}
 \text{EP} &= (\text{Harga Produk}) - (\text{Harga Reaktan}) \\
 &= \left[ \left( 44 \frac{\text{Kg}}{\text{Kgmol}} \times 5 \frac{\$}{\text{Kg}} \right) + \left( 74 \frac{\text{Kg}}{\text{Kgmol}} \times 1,6 \frac{\$}{\text{Kg}} \right) \right] - \\
 &\quad \left[ \left( 86 \frac{\text{Kg}}{\text{Kgmol}} \times 1,2 \frac{\$}{\text{Kg}} \right) + \left( 32 \frac{\text{Kg}}{\text{Kgmol}} \times 0,8 \frac{\$}{\text{Kg}} \right) \right] \\
 &= \$ 209,6 / \text{Kgmol}
 \end{aligned}$$

2) Faktor Teknis

**Tabel 1.6.** Matriks Pemilihan Proses

No	Pembanding		Hidrolisis	Alkoholis	
				Alkaline Catalyst Process	Acid Catalyst Process
1	Bahan Baku		Polivinil Asetat dan Air ***	Polivinil Asetat dan Metanol **	Polivinil Asetat dan Metanol **
2	Fase		Cair-Cair ***	Cair-Cair ***	Cair-Cair ***
3	Kondisi Operasi	Suhu	40 - 45 °C ***	55 - 70 °C **	90 - 70 °C *
		Tekanan	1 atm ***	1 atm ***	1 atm ***
5	Katalis		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> atau NaOH ***	NaOH atau KOH ***	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> atau HCL ***
6	Konversi		87% **	93 - 99.5% ***	30 - 65% *





**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

7	Kestabilan Polimer	Tidak Stabil *	Stabil ***	Stabil ***
8	Reaktor	RATB ***	RATB ***	RATB ***
9	Produk	Polivinil Alkohol dan Acetic Acid **	Polivinil Alkohol dan Metil Asetat **	Polivinil Alkohol dan Metil Asetat **
<b>Jumlah</b>		23	24	22

Keterangan :

- \* = kurang baik
- \*\* = baik
- \*\*\* = sangat baik

Dari pertimbangan diatas, dapat disimpulkan bahwa produksi polivinil alkohol dengan proses transesterifikasi (alkoholis) menggunakan katalis alkaline (basa) yaitu NaOH lebih menguntungkan dalam segi ekonomi dan teknis.

Hal yang menjadi dasar dalam pertimbangan proses ini adalah:

- b. Fasa reaksi cair-cair
- c. Suhu dan tekanan operasi pada proses ini cukup rendah
- d. Reaksi menghasilkan konversi yang cukup besar yaitu 93 – 99,5%
- e. Memiliki kestabilan polimer yang stabil.

#### 1.4.2. Tinjauan Termodinamika

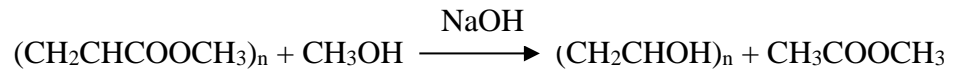
##### 1) Menentukan $\Delta H$

Tinjauan secara termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi yang terjadi. Penentuan panas reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat dihitung dengan perhitungan panas pembentukan standart ( $\Delta H_f^\circ$ ) pada tekanan 1 atm dan suhu 298 K.



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

Reaksi pembuatan polivinil alkohol:



a) Perubahan Entalpi reaksi standar pada Kondisi Standart ( $\Delta H^\circ_{298}$ )

**Tabel 1.7.** Data Energi Pembentukan pada Suhu 25°C

Komponen	$\Delta H_f^\circ$ (kJ/mol)
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	-264.35
$\text{CH}_3\text{OH}$	-201,17
$(\text{CH}_2\text{CHOH})_n$	-130.5
$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$	-410

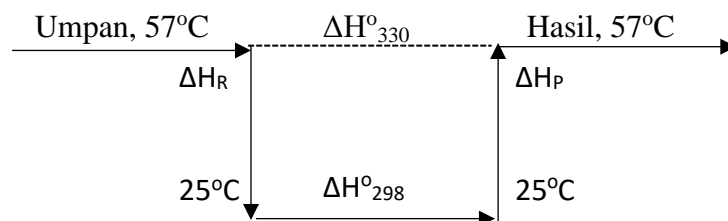
(Yaws, 1999)

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_{298} &= (\Delta H_f^\circ)_{\text{produk}} - (\Delta H_f^\circ)_{\text{reaktan}} \\ &= -130,5 + (-410) - (-265,35) - (-201,17) \\ &= -74,44 \text{ kJ/mol} \\ &= -74.440 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Karena nilai  $\Delta H_{\text{standar}} 298\text{K}$  negatif, maka reaksi pembuatan Polivinil Alkohol berlangsung secara eksotermis.

b) Perubahan Entalpi Reaktan ( $\Delta H_{\text{reaktan}}$ ) dan Perubahan Entalpi Produk ( $\Delta H_{\text{produk}}$ )

Diagram alir panas :



$$\Delta H_{RT} = \Delta H_R + \Delta H^\circ_{298} + \Delta H_P$$

$$\Delta H_R = \sum (C_p \cdot \Delta T)_{\text{umpan}}$$

$$\Delta H_P = \sum (C_p \cdot \Delta T)_{\text{hasil}}$$



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

**Tabel 1.8.** Data Kapasitas Panas Komponen

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ ( $C_p = \text{kJ/kmol.K}$ ; $T = \text{K}$ )			
	A	B	C	D
CH <sub>3</sub> OH	40.152	$3.1046 \times 10^{-1}$	$-1.0291 \times 10^{-3}$	$1.4590 \times 10^{-6}$
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	57.308	$6.3751 \times 10^{-1}$	$-2.1308 \times 10^{-3}$	$3.0569 \times 10^{-6}$

(Yaws, 1999)

Data kapasitas panas polivinil asetat dan polivinil alkohol diperoleh dari *Polymer Data Handbook* by James E. Mark.

$$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n = 186.6 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$(\text{CH}_2\text{CHOH})_n = 78.94 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\text{Suhu umpan masuk reaktor} = 57^\circ\text{C} = 330 \text{ K}$$

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

Menghitung panas yang dibawa umpan :

$$\Delta H_R = \int_{330}^{298} C_p (\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n dT + \int_{330}^{298} C_p \text{CH}_3\text{OH} dT$$

$$\Delta H_R = -5971,2 + (-2603,84)$$

$$\Delta H_R = -8575,0448 \text{ kJ/kmol}$$

Menghitung panas yang dihasilkan :

$$\Delta H_P = \int_{298}^{330} C_p (\text{CH}_2\text{CHOH})_n dT + \int_{298}^{330} C_p dT \text{CH}_3\text{COOCH}_3$$

$$\Delta H_P = 2526,08 + 4547,222$$

$$\Delta H_P = 7073,3020 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{RT} &= \Delta H_R + \Delta H_{298}^0 + \Delta H_P \\ &= (-8575,0448 + (-74.440) + 7073,3020) \text{ kJ/kmol} \\ &= -7591,7428 \text{ kJ/kmol} \\ &= -75,9417 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$\Delta H_{RT}^0$  bernilai negatif, dapat disimpulkan bahwa reaksi yang



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

terjadi merupakan reaksi eksotermis. Reaksi eksotermis melepaskan panas sehingga terjadi kenaikan suhu selama proses reaksi terjadi atau dengan kata lain suhu masuk lebih kecil dibandingkan dengan suhu keluar.

Selanjutnya untuk menentukan arah reaksi dapat dilihat dari harga kesetimbangan (K) yang ditentukan oleh energi Gibbs

**Tabel 1.9.** Data Energi Gibbs pada Suhu 25°C

Komponen	$\Delta G^0$ (kJ/mol)
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	-148,8000
$\text{CH}_3\text{OH}$	-162,7437
$(\text{CH}_2\text{CHOH})_n$	-72,9700
$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$	-321,7756

(Yaws,1999)

Energi gibbs pada kondisi standar ( $\Delta G^{\circ}_{298}$ )

$$\begin{aligned}\Delta G^{\circ}_{298} &= \sum \Delta G^{\circ}f_{\text{produk}} - \sum \Delta G^{\circ}f_{\text{reaktan}} \\ &= (\Delta G^{\circ}f_{(\text{CH}_2\text{CHOH})_n} + \Delta G^{\circ}f_{\text{CH}_3\text{COOCH}_3}) - (\Delta G^{\circ}f_{(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n} + \\ &\quad (\Delta G^{\circ}f_{(\text{CH}_3\text{OH})}) \\ &= (-72,9700 + (-321,7756)) - (-148,8000 + (-162,7437)) \\ &= - 83,2019 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Untuk penentuan tetapan konstanta kesetimbangan (K) menggunakan persamaan *Van't Hoff*, sebagai berikut :

$$\Delta G^{\circ} = - RT \ln K$$

Dengan,

$\Delta G^{\circ}$  = Energi Gibbs standart, kJ/mol

R = Tetapan gas umum, 0,008314 kJ/mol.K

T = Suhu Reaksi, K

K = Konstanta kesetimbangan



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

Maka,

$$\ln K = -\frac{\Delta G^\circ}{RT}$$

$$\begin{aligned} K_{298} &= \exp\left(-\frac{\Delta G_{298}}{RT}\right) \\ &= \exp\left(-\frac{-83,2019 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}}{0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \times 298 \text{ K}}\right) \\ &= 3,8414 \times 10^{14} \end{aligned}$$

Nilai K pada suhu reaksi  $T = 57^\circ\text{C} = 330 \text{ K}$  dapat dihitung sebagai berikut :

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \left[-\frac{\Delta H_{RT}}{R}\right] \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}\right]$$

$$\ln \frac{K_{330}}{K_{298}} = -\frac{\Delta H_{RT}}{R} \left(\frac{1}{330} - \frac{1}{298}\right)$$

$$\ln K_{330} - \ln(3,8414 \times 10^{14}) = \frac{-75,9417 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}}{0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol} \cdot \text{K}}} \left(\frac{1}{330 \text{ K}} - \frac{1}{298 \text{ K}}\right)$$

$$K_{330} = 7,5048 \times 10^{15}$$

Karena nilai K yang didapatkan sangat besar. Dapat disimpulkan bahwa reaksi ini merupakan reaksi searah atau irreversible.

Menentukan nilai energi gibbs pada kondisi operasi :

$$\ln K_{330} = -\frac{\Delta G_{330}}{RT}$$

$$36,5543 = \frac{\Delta G_{330}}{0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \times 330 \text{ K}}$$

$$\Delta G_{330} = -100,2911 \text{ kJ/mol}$$



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

Keterangan :

$\Delta G < 0$  kJ/mol = sangat layak berlangsung

$0 < \Delta G < 50$  kJ/mol = layak berlangsung

$\Delta G > 50$  kJ/mol = tidak layak berlangsung

Berdasarkan data diatas diperoleh nilai  $\Delta G_{330}$  bernilai negatif (-) sehingga menandakan bahwa reaksi pada suhu 330 K berlangsung secara spontan. Perubahan spontan berlangsung sampai sistem tersebut mencapai konstanta kesetimbangan.

2) Menentukan Suhu Adiabatik

Suhu umpan masuk =  $57^{\circ}\text{C} = 330$  K

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

a) Neraca Panas Masuk Reaktor

Dari *Polymer Data Handbook* by James E. Mark diperoleh :

$C_p \text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3 = 0,1866$  kJ/mol.K  
= 186,6 kJ/kmol.K

$$\int_{298}^{330} C_p (\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n dT = 186,6 \text{ kJ/kmol.K} \times (330 - 298) \text{ K} \\ = 5.971,2 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q (\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n = 146,4084 \text{ kmol/jam} \times 5.971,2 \text{ kJ/jam} \\ = 874.233,9911 \text{ kJ/jam}$$

$$\int_{298}^{330} C_p \text{CH}_3\text{OH} dT = \int_{298}^{330} \left( 40,152 - \frac{0,31046T}{1,4590 \times 10^{-6} T^3} - 0,001029T^2 + \right) dT \\ = 40,152 (330 - 298) + \frac{(-0,31046)}{2} (330^2 - 298^2) \\ + \frac{(0,001029)}{3} (330^3 - 298^3) + \frac{(-1,459 \times 10^{-6})}{4} \\ (330^4 - 298^4) \\ = 2.603,8448 \text{ kJ/Kmol}$$

$$Q (\text{CH}_3\text{OH}) = n \text{CH}_3\text{OH} \times \int_{298}^{330} C_p \text{CH}_3\text{OH} dT \\ = 263,3919 \text{ kmol/jam} \times 2.603,8448 \text{ kJ/Kmol} \\ = 685.831,6403 \text{ kJ/jam}$$



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

Dengan cara yang diperoleh hasil sebagai berikut :

**Tabel 1.10.** Panas Masuk Dari Setiap Komponen

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kmol)	Q masuk (kJ/jam)
$(CH_2CHCOOCH_3)_n$	146,4084	5.971,2000	874.233,9911
CH <sub>3</sub> OH	263,3919	2.603,8448	685.831,6403
$(CH_2CHOH)_n$	0,0000	0,0000	0,0000
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH	1,5739	2.786,4226	4.385,5243
H <sub>2</sub> O	0,9596	2.408,9460	2.311,5045
<b>Total</b>	<b>412,3338</b>	<b>13.770,4134</b>	<b>1.566.762,6601</b>

b) Panas Reaksi  $\Delta H_R$

Mencari  $\Delta H_1$

$$\int_{330}^{298} Cp (CH_2CHCOOCH_3)_n = 186,6 \text{ kJ/kmol.K} \times (298 - 330) \text{ K}$$

$$= -5.971,2 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{330}^{298} Cp CH_3OH dT = \int_{330}^{298} \left( 40,152 - 0,31046T - 0,001029T^2 + \frac{1,4590 \times 10^{-6} T^3}{1} \right) dT$$

$$= 40,152 (298 - 330) + \frac{(-0,31046)}{2} (298^2 - 330^2)$$

$$+ \frac{(0,001029)}{3} (298^3 - 330^3) + \frac{(-1,459 \times 10^{-6})}{4} (298^4 - 330^4)$$

$$= -2.603,8448 \text{ kJ/Kmol}$$

Dari hasil perhitungan diatas maka diperoleh hasil sebagai berikut :

**Tabel 1.11.** Panas Masuk dari setiap Komponen

Komponen	$\int Cp dT$ (kJ/kmol)
$(CH_2CHCOOCH_3)_n$	-5.971,2000
CH <sub>3</sub> OH	-2.603,8448
Total ( $\Delta H_1$ )	-8.575,0448



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

Mencari  $\Delta H_2$

$$\text{Misal } T_{out} = 358,4 \text{ K}$$

Maka,

Dari *Polymer Data Handbook* by James E. Mark diperoleh :

$$C_p (\text{CH}_2\text{CHOH})_n = 78,84 \text{ J/mol.K}$$

$$= 78,84 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\int_{298}^{330} C_p (\text{CH}_2\text{CHOH})_n = 78,84 \text{ kJ/kmol.K} \times (330 - 298) \text{ K}$$

$$= 13.110,4021 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{298}^{330} C_p \text{CH}_3\text{COOCH}_3 dT = \int_{298}^{330} \left( 57,308 - \frac{0,63751T}{3,0569 \times 10^{-6} T^3} - 0,002131T^2 + \right) dT$$

$$= 57,308 (330 - 298) + \frac{(-0,63751)}{2} (330^2 -$$

$$298^2) + \frac{(0,002131)}{3} (330^3 - 298^3) +$$

$$\frac{(-3,0569 \times 10^{-6})}{4} (330^4 - 298^4)$$

$$= 27.088,4836 \text{ kJ/Kmol}$$

Dengan cara yang sama maka diperoleh hasil sebagai berikut :

**Tabel 1.12.** Panas Keluar Masing-Masing Komponen

Komponen	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)
$(\text{CH}_2\text{CHOH})_n$	13.110,4021
$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$	27.088,4836
Total ( $\Delta H_2$ )	40.198,8857

$$\text{Maka, nilai } \Delta H_{RT} = \Delta H_R + \Delta H_{298}^0 + \Delta H_P$$

$$= (-8575,0448 - 74440 + 40198,8857) \text{ kJ/Kmol}$$

$$= -42816,1591 \text{ kJ/Kmol}$$





**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

$$\begin{aligned} Q_r &= F_{ao} \cdot X_a \times \Delta H_{RT} \\ &= 143,4803 \text{ kmol/jam} \times 42816,1591 \text{ kJ/Kmol} \\ &= 6143273,516 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

c) Panas Keluar Reaktor

$$\begin{aligned} Q (\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n &= n (\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n \times \\ &\int_{298}^{358} C_p (\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n \end{aligned}$$

Dari *Polymer Data Handbook* by James E. Mark diperoleh :

$$\begin{aligned} C_p (\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n &= 0,1866 \text{ kJ/mol.K} \\ &= 186,6 \text{ kJ/kmol.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \int_{298}^{358} (\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n &= 186,6 \text{ kJ/kmol.K} \times (358 - 298) \text{ K} \\ &= 30.990,6388 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q (\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n &= 2,9282 \text{ kmol/jam} \times 30.990,6388 \\ &\text{kJ/jam} \\ &= 90.745,8129 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \int_{298}^{358} C_p \text{CH}_3\text{OH} dT &= \\ &\int_{298}^{358} \left( 40,152 - \frac{0,31046T}{1,4590 \times 10^{-6} T^3} - 0,001029T^2 + \right) dT \\ &= 40,152 (358 - 298) + \frac{(-0,31046)}{2} \\ &(358^2 - 298^2) + \frac{(0,001029)}{3} (358^3 - \\ &298^3) + \frac{(-1,459E-06)}{4} (358^4 - 298^4) \\ &= 15.149,6501 \text{ kJ/Kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q (\text{CH}_3\text{OH}) &= n \text{CH}_3\text{OH} \times \int_{298}^{358} \text{CH}_3\text{OH} \\ &= 119,9116 \text{ kmol/jam} \times 15.149,6501 \text{ kJ/Kmol} \\ &= 1.816.619,4346 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

Dengan cara yang sama maka diperoleh :

**Tabel 1.13.** Panas Keluar dari Setiap Komponen

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kmol)	Q keluar (kJ/jam)
$(CH_2CHCOOCH_3)_n$	2,9282	30.990,6388	90.745,8129
CH <sub>3</sub> OH	119,9116	15.149,6501	1.816.619,4346
$(CH_2CHOH)_n$	143,4803	13.110,4021	1.881.083,8632
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	143,4803	27.088,4836	3.886.662,5984
NaOH	1,5739	14.424,6811	22.702,8696
H <sub>2</sub> O	0,9596	12.736,7995	12.221,5979
<b>Total</b>	412,3338	113.500,6552	7.710.036,1766

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

$$\begin{aligned} Q_s &= Q \text{ masuk} + Q_r - Q \text{ keluar} \\ &= (1566762,6601 + 6143273,516 - 7710036,1766) \text{ kJ/jam} \\ &= 0 \end{aligned}$$

Dengan metode *Goal Seek* didapatkan suhu output Reaktor

$$\begin{aligned} T_{\text{out}} &= 358,4 \text{ K} \\ &= 85,43^\circ\text{C} \end{aligned}$$

### 1.4.3. Tinjauan Kinetika

Tinjauan kinetika dimaksudkan untuk mengetahui kecepatan reaksi antara polivinil asetat dengan metanol. Reaksi transesterifikasi antara polivinil asetat dengan metanol menggunakan katalis NaOH mengikuti orde dua. Nilai k merupakan pendekatan dari nilai k transesterifikasi polivinil asetat dengan metanol menggunakan katalis NaOCH<sub>3</sub> konstanta kecepatan reaksi (k) yaitu sebesar 12.744 L/kmol.jam (Joshi and Pritchard, 1977), sehingga persamaan kecepatan reaksi yaitu :

$$-r_A = k.C_a.C_b$$

Dengan :

$r_A$  = laju kecepatan reaksi (mol/liter.detik)

k = konstanta kecepatan reaksi (liter/mol.detik)



## Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun

---

$C_a$  = konsentrasi polivinil asetat (mol/liter)

$C_b$  = konsentrasi methanol (mol/liter)

### 1.4.4. Pemilihan Reaktor

Proses pembuatan polivinil alkohol menggunakan polivinil asetat dan metanol dalam fasa cair-cair. Reaktor yang dipilih adalah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk. Dipilih Reaktor Alir Tangki Berpengaduk dengan pertimbangan sebagai berikut.

1. Fasa cair-cair dan prosesnya kontinyu.
2. Pada RATB suhu dan komposisi campuran selalu seragam di dalam reaktor. Hal ini memungkinkan untuk melakukan proses secara isothermal dalam RATB.



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

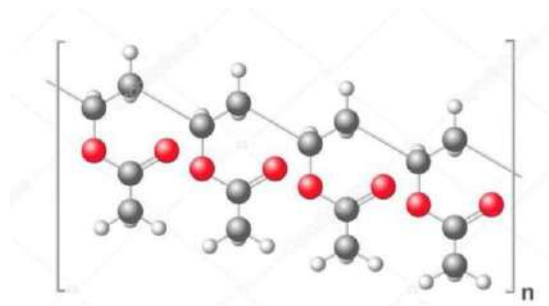
**BAB II  
DESKRIPSI PROSES**

**2.1. Spesifikasi Bahan Baku**

**2.1.1. Bahan Baku**

a. Polivinil Asetat

Struktur Molekul :



**Gambar 2.1.** Struktur Molekul Poliviil Asetat

Rumus molekul	: $(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$
Berat Molekul	: 86 g/mol
Fase	: Padat
Titik Didih	: 309,926°C
Temperatur Kritis	: 326,458°C
Tekanan Kritis	: 540,742 atm
Densitas (25°C)	: 1,19 gram/ml
Viskositas (25°C)	: 10 cP
Kemurnian	: Polivinil asetat 99% dan 1% metanol (Polymer Data Handbook, 1999)

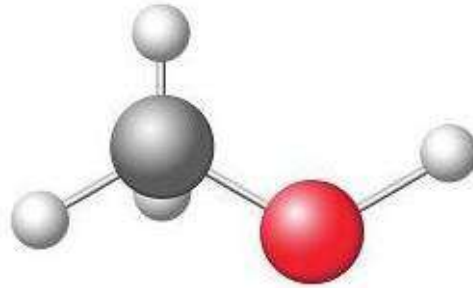


**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

b. Metanol

Struktur Molekul :



**Gambar 2.2.** Struktur Molekul Metanol

Rumus Molekul	: CH <sub>3</sub> OH
BM	: 32 g/mol
Fase	: Cair
Titik Didih	: 64,7°C
Titik Kritis	: 239,43°C
Tekanan Kritis	: 79,9 atm
Densitas (25°C)	: 0,7866 gram/ml
Viskositas (25°C)	: 0,541 cP
Kemurnian	: Metanol 99,8% dan air 0,02%
Sifat Khusus	: Mudah terbakar, beracun



**Gambar 2.3.** *Chemical Safety of Methanol*

(PT. Kaltim Methanol Industri, 2014)



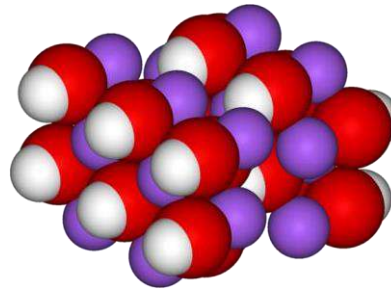
**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

**2.1.2. Bahan Pendukung**

a. Natrium Hidroksida

Struktur Molekul:



**Gambar 2.4.** Struktur Molekul NaOH

Rumus Molekul	: NaOH
BM	: 40 g/mol
Fase	: Padat
Titik didih	: 1388°C
Densitas (25°C)	: 2,13 gr/ml
Titik lebur	: 318°C
Kelarutan dalam air	: 111 g /100ml
Kelarutan dalam metanol	: 238 g/L
Kemurnian	: Natrium hidroksida 99% dan air 1%
Sifat Khusus	: Dapat menyebabkan kulit terbakar dan kerusakan mata



Corrosive

**Gambar 2.5.** Chemical Safety of NaOH

(PT. Asahimas Chemical, 2023)



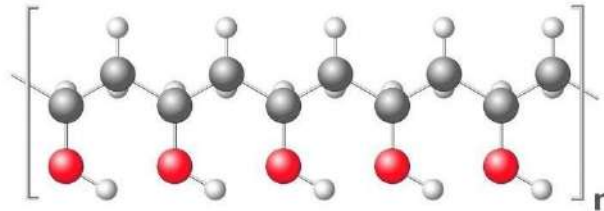
**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

**2.1.3. Produk**

a. Polivinil Alkohol

Struktur Molekul :



**Gambar 2.6.** Struktur Molekul Polivinil Alkohol

Rumus Molekul	: (CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>
BM	: 44 g/mol
Fase	: Padat
Titik didih	: 363,214°C
Temperatur kritis	: 378,021°C
Densitas (25°C)	: 1,31 gram/ml
Viskositas (25°C)	: 20 cP
Kemurnian	: Polivinil alkohol 99%
Sifat Khusus	: tidak beracun

(Polymer Data Handbook, 1999)

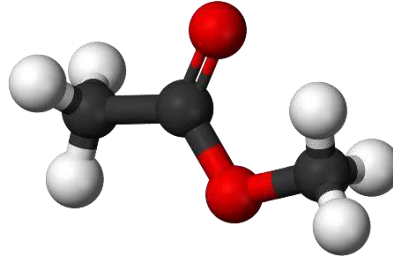


**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

b. Metil Asetat

Struktur Molekul :



**Gambar 2.7.** Struktur Molekul Metil Asetat

Rumus Molekul	: $\text{CH}_3\text{COOCH}_3$
BM	: 74 gram/mol
Fase	: Cair
Titik Didih	: $57,05^\circ\text{C}$
Temperatur Kritis	: $374,28^\circ\text{C}$
Tekanan Kritis	: 217,66 atm
Densitas ( $25^\circ\text{C}$ )	: 0,927 gram/ml
Viskositas ( $25^\circ\text{C}$ )	: 0,59 cP
Kemurnian	: Metil asetat 99% dan air 1%
Sifat Khusus	: Mudah terbakar, dapat menyebabkan iritasi mata serta menyebabkan orang menjadi pusing.



**Gambar 2.8.** Chemical Safety of Methyl Acetate

(<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/>)





# Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun

---

## 2.2. Uraian Proses Singkat

### 2.2.1. Persiapan Bahan Baku

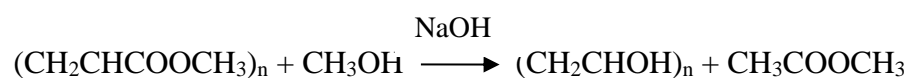
Bahan baku yang digunakan untuk membuat Polivinil Alkohol ( $(\text{CH}_2\text{CHOH})_n$ ) adalah Polivinil Asetat dan Metanol. Polivinil Asetat berupa padatan disimpan di dalam Silo (S-01) pada suhu  $30^\circ\text{C}$  dan tekanan 1 atm dengan kemurnian 99%. Polivinil Asetat dilarutkan dengan Metanol menggunakan *Mixer* (M-01). Dan larutan dipanaskan hingga suhu  $57^\circ\text{C}$  sebelum diumpankan ke dalam Reaktor (R-01).

Natrium klorida (NaOH) dalam bentuk padatan disimpan dalam Silo (S-02) sebelum dilarutkan dengan metanol. NaOH dilarutkan dengan metanol dengan perbandingan mol antara NaOH dan metanol adalah 1:50 menggunakan *Mixer* (M-02). Dan larutan dipanaskan hingga suhu  $57^\circ\text{C}$  sebelum diumpankan ke dalam reaktor.

### 2.2.2. Tahap Reaksi

Reaksi antara polivinil asetat dan metanol berlangsung pada kondisi cair-cair menggunakan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) pada kondisi operasi  $57^\circ\text{C}$  dan tekanan 1 atm dengan konversi 98%. Perbandingan mol reaktan dibuat berlebih yaitu antara polivinil asetat dan metanol adalah 1 : 1,8.

Berikut adalah reaksi yang terjadi di dalam reaktor :



Hasil reaksi berupa polivinil alkohol ( $(\text{CH}_2\text{CHOH})_n$ ) dan metil asetat ( $\text{CH}_3\text{COOCH}_3$ ) yang akan diumpankan ke dalam *Centrifuge* (CF-01).

### 2.2.3. Tahap Pemurnian

Hasil reaksi dari Reaktor (R-01) berupa *slurry* dengan suhu  $57^\circ\text{C}$  diumpankan menuju *Centrifuge* (CF-01) untuk memisahkan padatan polivinil alkohol dari filtratnya yang berupa polivinil asetat, metanol, metil asetat, dan NaOH. Filtrat kemudian dialirkan menuju unit pengolahan lanjut, sedangkan padatan polivinil alkohol keluaran



## **Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

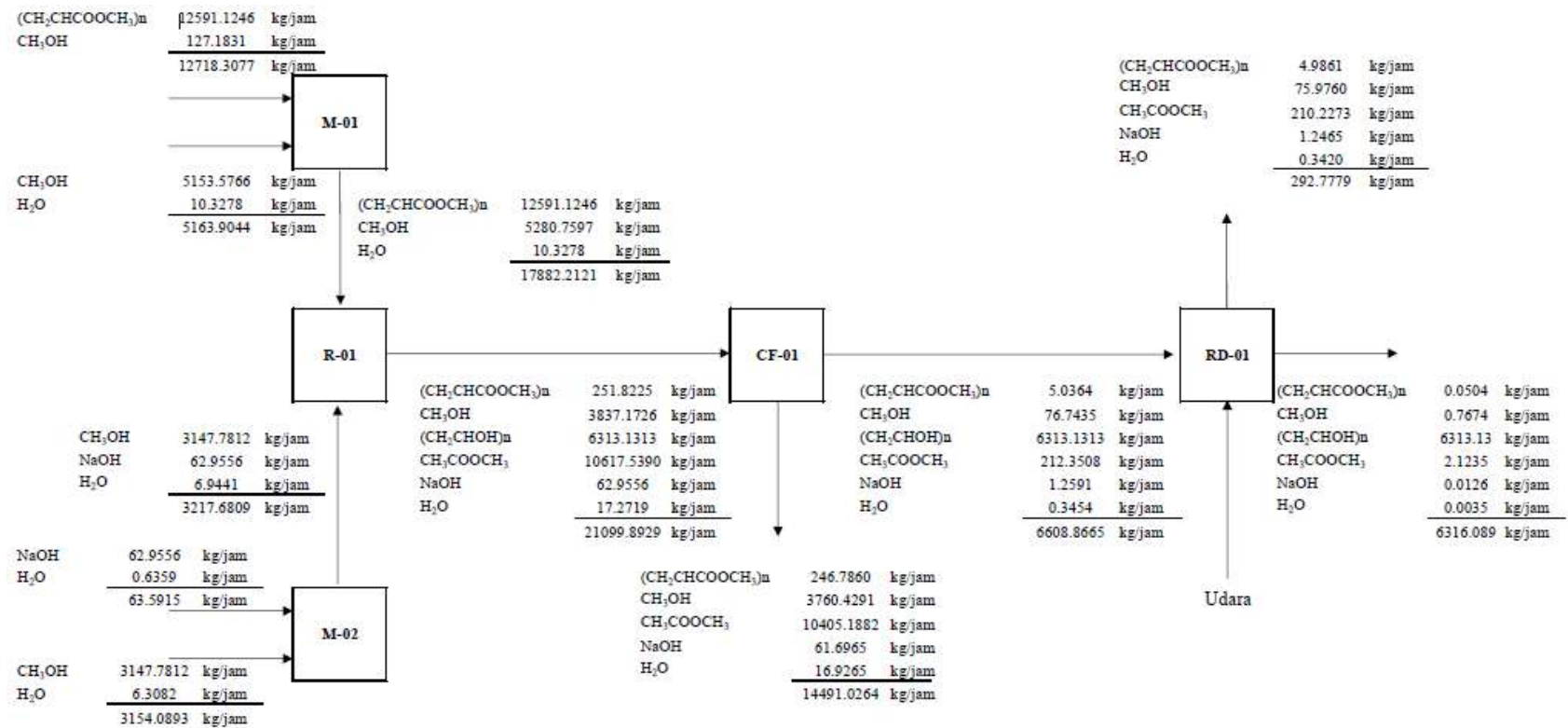
*Centrifuge* (CF-01) dengan suhu 53°C akan diumpankan menuju *Rotary Dryer* (RD-01) untuk mengeringkan padatan polivinil alkohol. Dalam *Rotary Dryer* (RD-01) polivinil alkohol akan dikeringkan dengan menguapkan cairan yang masih terkandung didalamnya menggunakan udara panas dengan suhu 100°C. Sehingga suhu padatan keluar *Rotary Dryer* (RD-01) adalah 80°C dan kemurnian 99%. Produk polivinil alkohol tersebut kemudian akan dipindahkan di dalam unit penyimpanan produk yaitu Silo (S-03), selanjutnya akan dilakukan proses pengemasan produk.



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

**2.3. Diagram Alir Proses**

**2.3.1. Diagram Alir Kuantitatif**

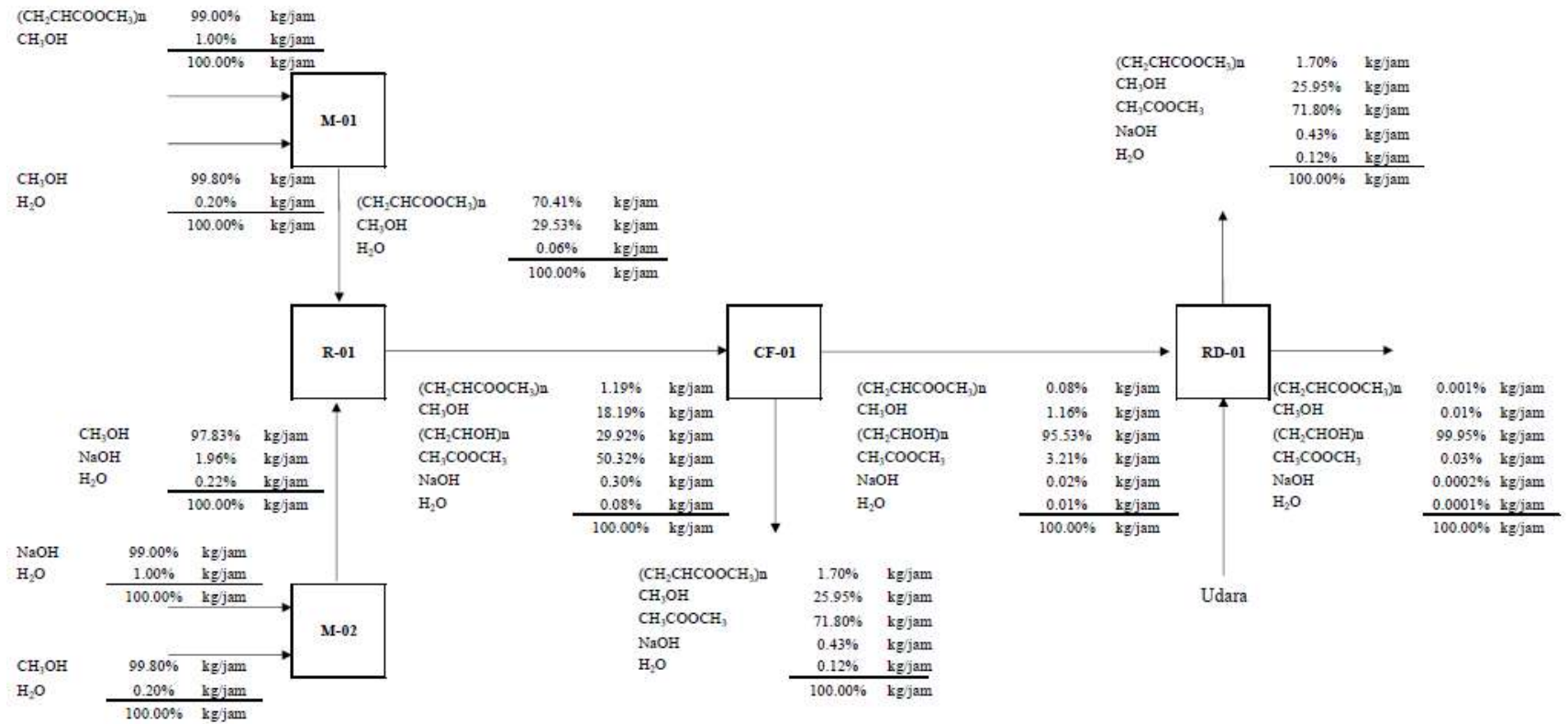


**Gambar 2.9.** Diagram Alir Kuantitatif



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

**2.3.2. Diagram Alir Kualitatif**



**Gambar 2.10.** Diagram Alir Kualitatif



## **Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

### **2.4. Tata Letak**

#### **2.4.1. Tata Letak Pabrik (*Layout Pabrik*)**

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

##### **a. Perluasan Pabrik**

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

##### **b. Harga Tanah**

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

##### **c. Kualitas, Kuantitas, dan Letak Bangunan**

Kualitas, kuantitas, dan letak bangunan harus memenuhi standar bangunan pabrik meliputi kekuatan fisik maupun kelengkapannya seperti ventilasi, insulasi, dan instalasi. Keteraturan dalam penempatan bangunan akan membantu kemudahan dalam bekerja dan perawatan.



## **Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

### d. Faktor Keamanan

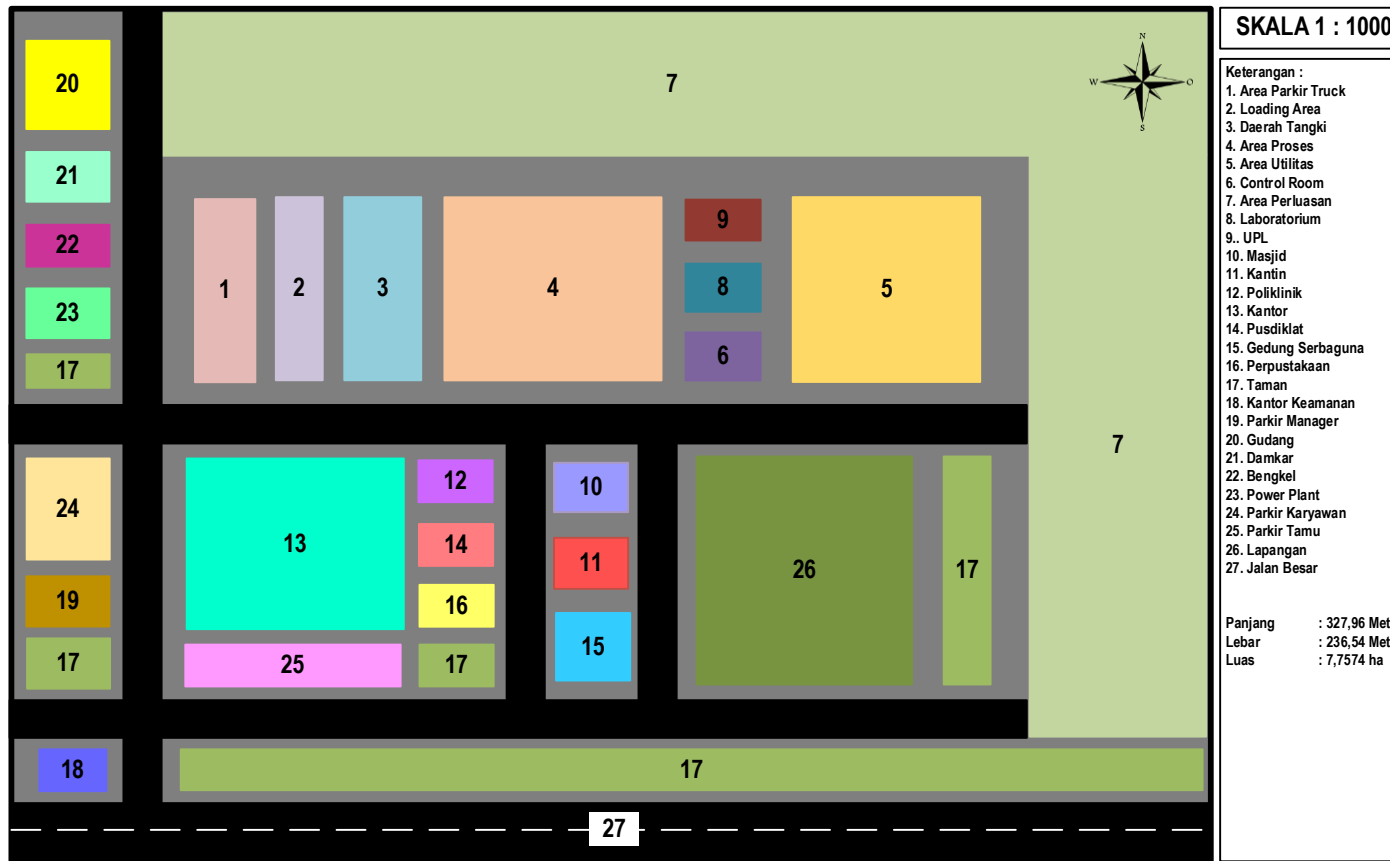
Faktor yang paling penting adalah keamanan. Walaupun telah dilengkapi dengan peralatan keamanan seperti hidran, penahan ledakan, dan asuransi pabrik langkah pencegahan harus tetap dilakukan, misalnya tangki bahan baku, produk, dan bahan bakar harus ditempatkan di area khusus dengan jarak antar ruang yang cukup sehingga dapat meminimalkan potensi terjadinya ledakan dan kebakaran.

### e. Fasilitas Jalan

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



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**



**Gambar 2.11. Tata Letak Pabrik**



## **Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

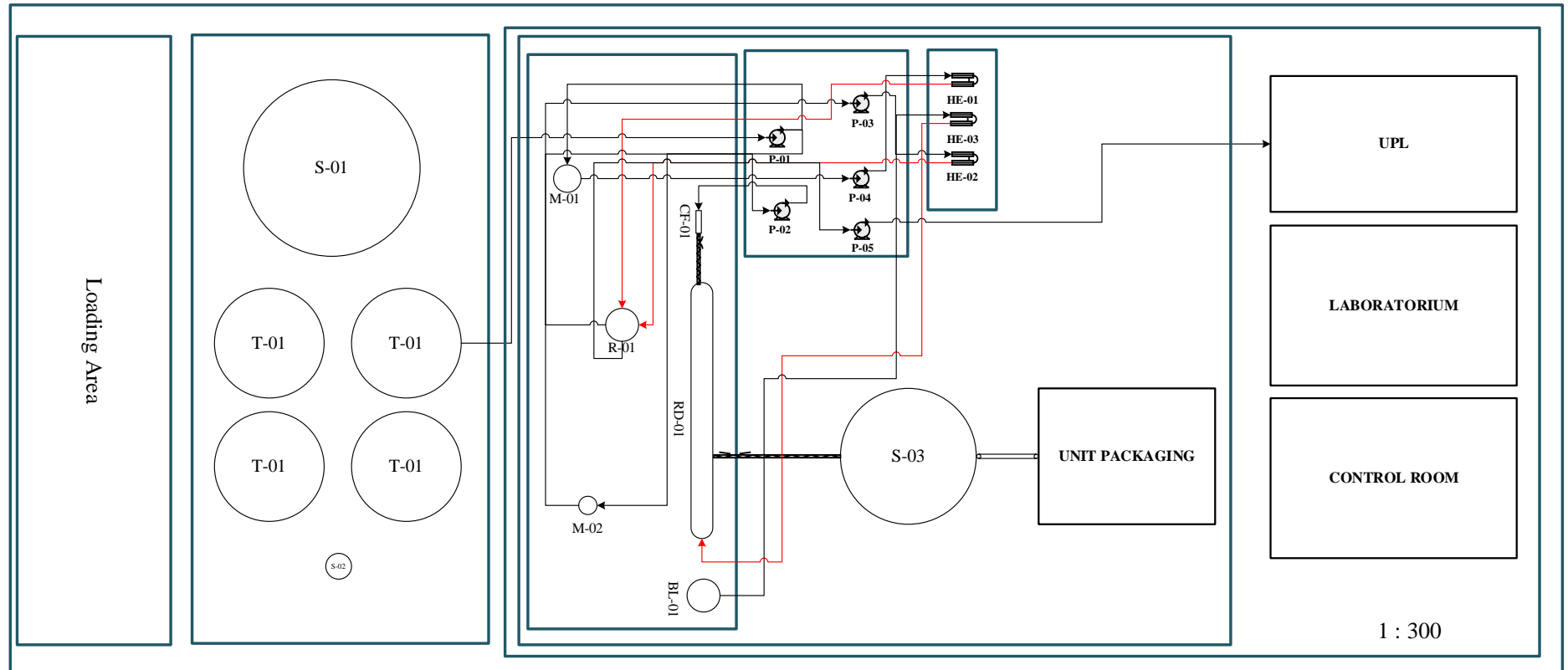
### **2.4.2. Tata Letak Alat**

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak alat antara lain penyusunan peralatan proses, alat satu dengan alat yang lainnya harus saling berurutan sesuai dengan urutan kerja dan fungsinya. Selain itu juga harus mempertimbangkan faktor kemudahan dalam pengecekan alat serta keselamatan kerja. Perlu diperhatikan juga kondisi operasi dari masing-masing alat. Pengaturan alat *control* dilakukan di dalam ruang kendali (*control room*). Untuk alat proses yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi ditempatkan terpisah dari alat proses lainnya serta harus mudah dijangkau oleh pemadam kebakaran. Setiap alat harus ditempatkan ditempat yang cukup, artinya tidak terlalu besar dan tidak terlalu sempit, sehingga mudah untuk pemeriksaan, perbaikan, dan pemindahan alat guna menjamin keselamatan kerja.





**Prarancangan Pabrik Kimia**  
**Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol**  
**Kapasitas 50.000 ton/tahun**



**Gambar 2.12.** Tata Letak Alat Proses



## **Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

Keterangan :

- S-01 : Silo Polivinil Asetat
- S-02 : Silo NaOH
- S-03 : Silo Polivinil Alkohol
- T-01 : Tangki Metanol
- M-01 : Mixer-01
- M-02 : Mixer-02
- R-01 : Reaktor
- CF-01 : *Centrifuge*
- RD-01 : *Rotary Dryer*
- BL-01 : Blower
- HE : Heater
- P : Pompa



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

## 2.5. Spesifikasi Alat

### 2.5.1. Spesifikasi Alat Penyimpanan

1. Silo Bahan Baku ( $(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$  (S-01)

Fungsi	: Menyimpan bahan baku polivinil asetat 99% selama 30 hari
Jenis	: Tangki silinder vertical dengan <i>conical bottom head</i> dan bagian atas tertutup
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Kapasitas	: 7.747,4018 m <sup>3</sup>
Ukuran	: 18,5414 m x 36,1558 m (D x H)
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 51.774
2. Silo Bahan Baku NaOH (S-02)

Fungsi	: Menyimpan bahan baku NaOH 99% selama 30 hari
Jenis	: Tangki silinder vertical dengan <i>conical bottom head</i> dan bagian atas tertutup
Bahan Kontruksi	: <i>Stainless Steel SA-240 grade C</i>
Kapasitas	: 24,0923 m <sup>3</sup>
Ukuran	: 2,7064 m x 5,2774 m (D x H)
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 1.621



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

3. Silo Produk ( $\text{CH}_2\text{CHOH}$ )<sub>n</sub> (S-03)

Fungsi	: Menyimpan bahan baku polivinil alkohol 99% selama 30 hari
Jenis	: Tangki silinder vertical dengan <i>conical bottom head</i> dan bagian atas tertutup
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Kapasitas	: 3531,24 m <sup>3</sup>
Ukuran	: 14,2692 m x 27,8250 m (D x H)
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 32.313

4. Tangki Penyimpanan  $\text{CH}_3\text{OH}$  (T-01)

Fungsi	: Menyimpan bahan baku metanol 99,8% selama 15 hari
Jenis	: Tangki silinder tegak dengan atap <i>torispherical dishead head</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Stainless Steel SA-167 grade 11 type 316</i>
Kapasitas	: 1147,0539 m <sup>3</sup>
Ukuran	: 9,1440 m x 22,7281 m (D x H)
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Jumlah	: 4 buah
Harga	: \$ 1.063.862



## Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun

---

### 2.5.2. Spesifikasi Alat Proses

#### 1. Mixer-01 (M-01)

Fungsi	: Melarutkan polivinil asetat ( $(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$ ) menggunakan metanol ( $\text{CH}_3\text{OH}$ )
Jenis	: Tangki Silinder Vertikal Berpengaduk
Bahan Kontruksi	: <i>Stainless Steel SA-240 Grade C</i>
Kapasitas	: 11,356 m <sup>3</sup>
Ukuran	: 2,2860 m x 4,0789 m (DxT)
Tekanan	: 1 atm
Temperatur	: 30°C
Tebal shell	: 0,0048 m
Tenaga Agitator	: 7 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 3.800

#### 2. Mixer-02 (M-02)

Fungsi	: Melarutkan NaOH menggunakan metanol ( $\text{CH}_3\text{OH}$ )
Jenis	: Tangki Silinder Vertikal Berpengaduk
Bahan Kontruksi	: <i>Stainless Steel SA-240 Grade C</i>
Kapasitas	: 3,785 m <sup>3</sup>
Ukuran	: 1,5240 m x 2,8365 m (DxT)
Tekanan	: 1 atm
Temperatur	: 30°C
Tebal shell	: 0,0048 m
Daya Motor	: 3 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 3.800



## Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun

---

### 3. Reaktor (R-01)

Fungsi	: Mereaksikan polivinil asetat ((CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub> ) dengan metanol (CH <sub>3</sub> OH) menjadi polivinil alkohol ((CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub> ) dan metil asetat (CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub> ) dengan katalis NaOH
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-167 grade 11 tipe 316</i>
Konversi	: 98%
Ukuran	: 2,59 m x 4,77 m (D x T)
Tekanan	: 1 atm
Temperatur	: 57°C
Tebal shell	: 0,1875 in
Daya Motor	: 7,5 Hp
Jenis Pendingin	: <i>Coil</i> Pendingin
Media Pendingin	: Air
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 427.302

### 4. Centrifuge (CF-01)

Fungsi	: Memisahkan padatan polivinil alkohol ((CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub> ) dari liquid hasil keluaran Reaktor (R-01)
Jenis	: <i>Continuous scroll decanter centrifuge</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>
Ukuran	: 0,45 m x 1,89 m (D x L)
<i>Speed</i>	: 300 rpm
Tekanan	: 1 atm
Temperatur	: 57°C
Daya Motor	: 20 Hp
Jumlah	: 1 buah



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

Harga : \$ 76.447

5. Rotary Dryer (RD-01)

Fungsi : Mengeringkan padatan polivinil alkohol menjadi 99% dengan cara menguapkan cairan

Jenis : *Direct contact-counter current rotary dryer*

Kapasitas : 38,43 m<sup>3</sup>

Ukuran : 16,93 m x 2,075 m (P x D)

Tebal shell : 0.0048 m

Daya Motor : 3 Hp

Tekanan : 1 atm

Suhu padatan masuk : 53,33°C

Suhu padatan keluar : 80°C

Suhu udara masuk : 100°C

Suhu udara keluar : 82,54°C

Suhu bola basah : 77,52°C

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 163.048

6. Cyclone (CY-01)

Fungsi : Memisahkan produk yang terikat udara pengering pada Rotary Dryer (RD-01)

Jenis : *Van Tongaren Cyclone*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 82,54°C

Dc : 0,2030 m

De : 0,1015 m

H : 0,5075 m

h : 0,3045 m



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

Jumlah : 1  
Harga : \$ 1.156

**2.5.3. Alat Penukar Panas dan Blower**

1. Heat Exchanger (HE-01)

Tugas : Memanaskan campuran polivinil asetat  
((CH<sub>2</sub>CHCOOCH<sub>3</sub>)<sub>n</sub>) dan metanol  
(CH<sub>3</sub>OH) dari suhu 30°C sampai 57°C

Jenis : *Double pipe Exchanger*

Tekanan : 1 atm

Suhu masuk : 30°C

Suhu keluar : 57°C

Beban panas : 1222041,67 BTU/jam

Laju alir umpan : 17882,21 kg/jam

Pipa inner (Fluida dingin)

- ID : 1,38 in
- OD : 1,66 in
- *Pressure drop* : 37,3412 psia
- Panjang pipa : 12 ft
- Hairpin : 9 buah

Pipa annulus (Fluida panas)

- OD : 2,88 in
- ID : 2,47 in
- *Pressure drop* : 0,6011 psia

Luas Transfer : 94,1184 ft<sup>2</sup>

UD : 110,1854 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F

Media Pemanas

- Jenis Pemanas : Steam
- Jumlah Pemanas : 519,4320 kg/jam
- Suhu masuk : 110°C
- Suhu keluar : 110°C





**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

Rd : 0,0027 jam.ft<sup>2</sup>.F./BTU

Jumlah : 1

Harga : \$ 4.450

2. Heat Exchanger (HE-02)

Tugas : Memanaskan campuran natrium hidroksida (NaOH) dan metanol (CH<sub>3</sub>OH) dari suhu 40°C sampai 57°C

Jenis : *Double pipe Exchanger*

Tekanan : 1 atm

Suhu masuk : 40°C

Suhu keluar : 57°C

Beban panas : 747938,5348 BTU/jam

Laju alir umpan : 3217,6809 kg/jam

Pipa inner (Fluida dingin)

- ID : 1,38 in

- OD : 1,66 in

- *Pressure Drop* : 2,9496 psia

- Panjang pipa : 12 ft

- Hairpin : 12 buah

Pipa annulus (Fluida panas)

- OD : 2,88 in

- ID : 2,47 in

- *Pressure drop* : 0,1482 psia

Luas Transfer : 124,7878 ft<sup>2</sup>

UD : 54,2859 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F

Media Pemanas

- Jenis Pemanas : Steam

- Jumlah Pemanas : 317,9132 kg/jam

- Suhu masuk : 110°C

- Suhu keluar : 110°C



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

Rd : 0,0028 jam.ft<sup>2</sup>.F./BTU

Jumlah : 1

Harga : \$ 44.841

3. Heat Exchanger (HE-03)

Tugas : Memanaskan udara lingkungan dari suhu  
30°C sampai 100°C

Jenis : *Double pipe Exchanger*

Tekanan : 1 atm

Suhu masuk : 30°C

Suhu keluar : 57°C

Beban panas : 203139,3969 BTU/jam

Laju alir umpan : 2922,38 kg/jam

Pipa inner (Fluida dingin)

- ID : 1,38 in

- OD : 1,66 in

- *Pressure Drop* : 1,5452 psia

- Panjang pipa : 12 ft

- Hairpin : 7 buah

Pipa annulus (Fluida panas)

- OD : 2,88 in

- ID : 2,07 in

- *Pressure drop* : 0,1667 psia

Luas Transfer : 72,5951 ft<sup>2</sup>

UD : 46,1915 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F

Media Pemanas

- Jenis Pemanas : Steam

- Jumlah Pemanas : 86,3449 kg/jam

- Suhu masuk : 110°C

- Suhu keluar : 110°C

Rd : 0,0028 jam.ft<sup>2</sup>.F./BTU



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

Jumlah	: 1
Harga	: \$ 38.107

#### 2.5.4. Spesifikasi Alat Transportasi

##### 1. Hopper-01 (HO-01)

Fungsi	: Menampung sementara bahan baku polivinil asetat sebelum diumpankan ke Silo-01 (S-01)
Jenis	: Silinder vertical dengan dasar berbentuk <i>conical bottom head</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Kapasitas	: 4,3041 m <sup>3</sup> /jam
Ukuran	: 1,4344 m x 2,1515 m (DxH)
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 13.350

##### 2. Hopper-02 (HO-02)

Fungsi	: Menampung sementara bahan baku polivinil asetat sebelum diumpankan ke <i>Mixer 01 (M-01)</i> untuk dilarutkan dengan metanol
Jenis	: Silinder vertical dengan dasar berbentuk <i>conical bottom head</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Kapasitas	: 4,3041 m <sup>3</sup> /jam
Ukuran	: 1,4344 m x 2,797 m (DxH)
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Jumlah	: 1 buah



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

Harga	: \$ 13.350
3. Hopper-03 (HO-03)	
Fungsi	: Menampung sementara bahan baku NaOH sebelum diumpankan ke Silo-02 (S-02)
Jenis	: Silinder vertical dengan dasar berbentuk <i>conical bottom head</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-240 grade C</i>
Kapasitas	: 0,0134 m <sup>3</sup> /jam
Ukuran	: 0,209 m x 0,408 m (DxH)
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 12.208
4. Hopper-04 (HO-04)	
Fungsi	: Menampung sementara bahan baku NaOH sebelum diumpankan ke <i>Mixer</i> 02 (M-02) untuk dilarutkan dengan metanol
Jenis	: Silinder vertical dengan dasar berbentuk <i>conical bottom head</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-240 grade C</i>
Kapasitas	: 0,0134 m <sup>3</sup> /jam
Ukuran	: 0,209 m x 0,408 m (DxH)
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 12.208



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

5. Hopper-05 (HO-05)

Fungsi	: Menampung sementara produk polivinil alkohol sebelum diumpangkan ke Silo-03 (S-03)
Jenis	: Silinder vertical dengan dasar berbentuk <i>conical bottom head</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Kapasitas	: 1,9618 m <sup>3</sup> /jam
Ukuran	: 1,104 m x 2,153 m (DxH)
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 12.779

6. *Screw Conveyor*-01 (SC-01)

Fungsi	: Mengangkut polivinil asetat (CH <sub>3</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub> dari silo-01 (S-01) menuju <i>bucket elevator</i> (BE-01) untuk dimasukkan ke mixer-01 (M-01)
Jenis	: <i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
Kapasitas	: 15261,9692 kg/jam
Ukuran	: 4,19 m x 0,254 m (P x D)
Temperatur	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Daya motor	: 1,5 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 4.564



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

7. *Screw Conveyor-02 (SC-02)*

Fungsi	: Mengangkut NaOH dari silo-02 (S-02) menuju <i>bucket elevator</i> (BE-04) untuk dimasukkan ke mixer-02 (M-02)
Jenis	: <i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
Kapasitas	: 76,3098 kg/jam
Ukuran	: 10,55 m x 0,254 m (L x D)
Temperatur	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Daya motor	: 0,5 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 7.873

8. *Screw Conveyor-03 (SC-03)*

Fungsi	: Mengangkut polivinil alkohol ( $\text{CH}_2\text{CHOH}$ ) <sub>n</sub> dari <i>rotary dryer</i> (RD-01) menuju <i>bucket elevator</i> (BE-05) untuk dimasukkan ke silo-03 (S-03)
Jenis	: <i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
Kapasitas	: 7579,3064 kg/jam
Ukuran	: 4,80 m x 0,254 m (L x D)
Temperatur	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Daya motor	: 0,5 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 4.906



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

9. *Bucket Elevator-01 (BE-01)*

Fungsi	:	Menaikkan Polivinil Asetat ( $(\text{CH}_3\text{CHCOOCH}_3)_n$ ) dari truk pengantar menuju silo-01 (S-01)
Jenis	:	<i>Centrifugal Discharge Bucket Elevator</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
Kapasitas	:	28039,069 kg/jam
Tinggi	:	38,668 m
Jarak antar bucket	:	0,3048 m
Jumlah bucket	:	94 buah
Temperatur	:	30°C
Tekanan	:	1 atm
Waktu tinggal	:	0.88 menit
Daya motor	:	5 Hp
Jumlah	:	1 buah
Harga	:	\$ 31.948

10. *Bucket Elevator-02 (BE-02)*

Fungsi	:	Menaikkan Polivinil Asetat ( $(\text{CH}_3\text{CHCOOCH}_3)_n$ ) dari <i>Screw Conveyor</i> (SC-01) menuju <i>Mixer-01 (M-01)</i>
Jenis	:	<i>Centrifugal Discharge Bucket Elevator</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
Kapasitas	:	28039,069 kg/jam
Tinggi	:	38,668 m
Jarak antar <i>bucket</i>	:	0,3048 m
Jumlah <i>bucket</i>	:	94 buah
Temperatur	:	30°C
Tekanan	:	1 atm
Waktu tinggal	:	0.88 menit
Daya motor	:	5 Hp



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

Jumlah : 1 buah  
Harga : \$ 31.948

11. *Bucket Elevator-03 (BE-03)*

Fungsi : Menaikkan NaOH dari truk pengantar menuju silo-02 (S-02)  
Jenis : *Centrifugal Discharge Bucket Elevator*  
Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 grade C*  
Kapasitas : 140,1953 kg/jam  
Tinggi : 5,644 m  
Jarak antar *bucket* : 0,3048 m  
Jumlah *bucket* : 14 buah  
Temperatur : 30°C  
Tekanan : 1 atm  
Waktu tinggal : 43,082 menit  
Daya motor : 2 Hp  
Jumlah : 1 buah  
Harga : \$ 10.839

12. *Bucket Elevator-04 (BE-04)*

Fungsi : Menaikkan NaOH dari *Screw Conveyor* (SC-02) menuju *Mixer-02 (M-02)*  
Jenis : *Centrifugal Discharge Bucket Elevator*  
Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 grade C*  
Kapasitas : 140,1953 kg/jam  
Tinggi : 5,644 m  
Jarak antar *bucket* : 0,3048 m  
Jumlah *bucket* : 14 buah  
Temperatur : 30°C  
Tekanan : 1 atm  
Waktu tinggal : 43,082 menit  
Daya motor : 2 Hp





**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

Jumlah : 1 buah  
Harga : \$ 10.839

13. *Bucket Elevator*-05 (BE-05)

Fungsi : Menaikkan Polivinil Alkohol ( $\text{CH}_2\text{CHOH}$ )<sub>n</sub> dari *screw conveyor* (SC-03) menuju silo-03 (S-03)

Jenis : *Centrifugal Discharge Bucket Elevator*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 grade C*

Kapasitas : 139924,592 kg/jam

Tinggi : 29.758 m

Jarak antar *bucket* : 0,3048 m

Jumlah *bucket* : 73 buah

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 1,489 menit

Daya motor : 5 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 26.699

14. Pompa-01 (P-01)

Fungsi : Mengalirkan larutan Metanol ( $\text{CH}_3\text{OH}$ ) dari tangki 01 (T-01) menuju *Mixer* -01 (M-01) dan *Mixer*-02 (M-02)

Jenis : *Centrifugal pump*

Kapasitas : 9,0513 m<sup>3</sup>/jam

*Head* pompa : 16,4977 m

Putaran pompa : 3500 rpm

Daya motor : 1,5 Hp

Bahan kontruksi : *Steel*

Harga : \$ 1.393



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

15. Pompa-02 (P-02)

Fungsi	: Mengalirkan campuran larutan dari <i>Mixer</i> 01 (M-01) menuju Reaktor-01 (R-01)
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 18,1373 m <sup>3</sup> /jam
<i>Head</i> pompa	: 17,2900 m
Putaran pompa	: 3500 rpm
Daya motor	: 3 Hp
Bahan konstruksi	: <i>Steel</i>
Harga	: \$ 1.821

16. Pompa-03 (P-03)

Fungsi	: Mengalirkan campuran larutan dari <i>Mixer</i> 02 (M-02) menuju Reaktor 01 (R-01)
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 4,0663 m <sup>3</sup> /jam
<i>Head</i> pompa	: 26,6411 m
Putaran pompa	: 1750 rpm
Daya motor	: 1 Hp
Bahan konstruksi	: <i>Steel</i>
Harga	: \$ 1.243

17. Pompa-04 (P-04)

Fungsi	: Mengalirkan keluaran Reaktor 01 (R-01) menuju <i>Centrifuge</i> 01 (CF-01)
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 21,5936 m <sup>3</sup> /jam
<i>Head</i> pompa	: 4,9498 m
Putaran pompa	: 3500 rpm
Daya motor	: 1 Hp
Bahan konstruksi	: <i>Steel</i>
Harga	: \$ 1.243



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

18. Pompa-05 (P-05)

Fungsi	: Mengalirkan larutan Metanol ( $\text{CH}_3\text{OH}$ ) dari truk unit pembelian menuju tangki penyimpanan (T-01)
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 24,00 m <sup>3</sup> /jam
<i>Head</i> pompa	: 3,3322 m
Putaran pompa	: 3500 rpm
Daya motor	: 0,5 Hp
Bahan konstruksi	: Steel
Harga	: \$ 1.821



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

**BAB III**

**NERACA MASSA DAN NERACA PANAS**

**3.1. Neraca Massa**

**3.1.1. Neraca Massa Mixer – 01 (M-01)**

**Tabel 3. 1** Neraca Massa Mixer - 01

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	12591.1246	-	12591.1246
$\text{CH}_3\text{OH}$	127.1831	5153.5766	5280.7597
$\text{H}_2\text{O}$	-	10.3278	10.3278
<b>Total</b>	12718.3077	5153.5766	17871.8843
	17871.8843		17871.8843

**3.1.2. Neraca Massa Mixer – 02 (M-02)**

**Tabel 3. 2** Neraca Massa Mixer - 02

Komponen	Masuk		Keluar
	Arus 1	Arus 2	
$\text{NaOH}$	62.9556	-	62.9556
$\text{CH}_3\text{OH}$	-	3147.7812	3147.7812
$\text{H}_2\text{O}$	0.6359	6.3082	6.9441
<b>Total</b>	62.9556	3147.7812	3210.7368
	3210.7368		3210.7368



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

**3.1.3. Neraca Massa Reaktor – 1 (R-01)**

**Tabel 3. 3** Neraca Massa Reaktor - 01

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kg/jam)</b>		<b>Keluar (kg/jam)</b>
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	12591.1246	-	251.8225
CH <sub>3</sub> OH	5280.7597	3147.7812	3837.1726
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	-	-	6313.1313
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	-	-	10617.5390
NaOH	-	62.9556	62.9556
H <sub>2</sub> O	10.3278	6.9441	17.2719
<b>Total</b>	17882.2121	3217.6809	21099.8929
	21099.8929		21099.8929

**3.1.4. Neraca Massa Centrifuge – 01 (CF-01)**

**Tabel 3. 4** Neraca Massa Centrifuge - 01

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kg/jam)</b>	<b>Keluar (kg/jam)</b>	
		<i>Filtrate</i>	<b>Padatan</b>
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	251.8225	246.7860	5.0364
CH <sub>3</sub> OH	3837.1726	3760.4291	76.7435
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	6313.1313	-	6313.1313
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	10617.5390	10405.1882	212.3508
NaOH	62.9556	61.6965	1.2591
H <sub>2</sub> O	17.2719	16.9265	0.3454
<b>Total</b>	21099.8929	14491.0264	6608.8665
	21099.8929	21099.8929	



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

**3.1.5. Neraca Massa Rotary Dryer – 01 (RD-01)**

**Tabel 3. 5** Neraca Massa Rotary Dryer - 01

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Vapor	Padatan
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	5.0364	4.986	0.0504
$\text{CH}_3\text{OH}$	76.7435	75.976	0.7674
$(\text{CH}_2\text{CHOH})_n$	6313.1313	-	6313.1313
$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$	212.3508	210.227	2.1235
$\text{NaOH}$	1.2591	1.2465	0.0126
$\text{H}_2\text{O}$	0.3454	0.3420	0.00345
<b>Total</b>	6608.8665	292.7779	6316.0887
	6608.8665	6608.8665	

**3.2. Neraca Panas**

**3.2.1. Neraca Panas Mixer – 01 (M-01)**

**Tabel 3. 6** Neraca Panas Mixer - 01

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	80663.7221	80663.7221
$\text{CH}_3\text{OH}$	66098.71781	66098.71781
$\text{H}_2\text{O}$	216.5987	216.5987
<b>Total</b>	146979.0386	146979.0386

**3.2.2. Neraca Panas Mixer – 02 (M-02)**

**Tabel 3. 7** Neraca Panas Mixer - 02

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$\text{CH}_3\text{OH}$	39400.4483	119015.6365
$\text{NaOH}$	685.5526	2058.9263
$\text{H}_2\text{O}$	145.6342	436.8881
Qserap		-81279.8157
<b>Total</b>	40231.6351	40231.6351



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

**3.2.3. Neraca Panas Reaktor – 1 (R-01)**

**Tabel 3. 8** Neraca Panas Reaktor - 01

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	874233.9911	17484.6798
CH <sub>3</sub> OH	685831.6403	312231.3133
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	-	362442.6079
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	-	652436.5844
NaOH	4385.5243	4385.5243
H <sub>2</sub> O	2311.5045	2311.5045
Qreaksi	10896140.79	-
Qbeban	-	11111611.2318
<b>Total</b>	<b>12462903.4459</b>	<b>12462903.4459</b>

**3.2.4. Neraca Panas Centrifuge – 01 (CF-01)**

**Tabel 3. 9** Neraca Panas Centrifuge - 01

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>	
		<b>Cake</b>	<b>Filtrat</b>
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	17484.6798	3566.1446	174741.0845
CH <sub>3</sub> OH	312231.3133	5516.7501	270320.7553
(CH <sub>3</sub> CHOH) <sub>n</sub>	3737689.3939	3696157.8801	-
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	652436.5844	11522.1510	564585.4012
NaOH	4385.5243	77.6649	8.5125
H <sub>2</sub> O	2311.5045	40.9445	1.7115
<b>Total</b>	4726539.0002	3716881.5351	1009657.4650
	4726539.0002	4726539.0002	



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

**3.2.5. Neraca Panas Rotary Dryer – 01 (RD-01)**

**Tabel 3. 10** Neraca Panas Rotary Dryer - 01

Komponen	Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
	1	2	3	4
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	182.1337	-	1.0928	108.1865
$\text{CH}_3\text{OH}$	3337.1595	-	20.3985	-
$(\text{CH}_2\text{CHOH})_n$	188773.8233	-	112130.6818	1132.6331
$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$	7012.0481	-	43.0304	-
$\text{NaOH}$	45.6499	-	0.2738	-
$\text{H}_2\text{O}$	24.0196	-	0.1442	-
Udara	-	182254.2036	-	40115.87804
Qvap	-	-	-	228076.719
<b>Total</b>	199374.8341	182254.2036	112195.6215	269433.4162
	381629.0377		381629.0377	





**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

**BAB IV  
UTILITAS**

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

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

**4.1. Unit Penyedia Air**

Unit penyedia air berfungsi untuk mengelola dan menyediakan air dalam memenuhi kebutuhan pabrik. Kebutuhan air digunakan sebagai air pendingin, air untuk *steam*, air kebutuhan kantor, dan rumah tangga, serta untuk kebutuhan lainnya. Pabrik Polivinil Alkohol akan didirikan di Kawasan Industri Gresik (KIG). Kebutuhan air dibeli dari Kawasan Industri JIPE yang berlokasi dekat dengan pabrik dan kualitas airnya sesuai dengan stantar PERMENKES. Spesifikasi air yang dibeli dari JIPE adalah sebagai berikut:

a. pH	: 6,2	pH
b. Zat padat terlarut	: 350	mg/L
c. Padatan tersuspensi	: 0	mg/L
d. Kekeruhan	: <0,1	NTU
e. Klorida	: 194	mg/L
f. Kesadahan (CaCO <sub>3</sub> )	: 1	mg/L
g. Sulfat	: 0,05	mg/L
h. Natrium	: 108	mg/L
i. Kalium	: 4	mg/L
j. Magnesium	: 14	mg/L



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

k. Kalsium : 4,32 mg/L

l. Silika : 0,1 mg/L

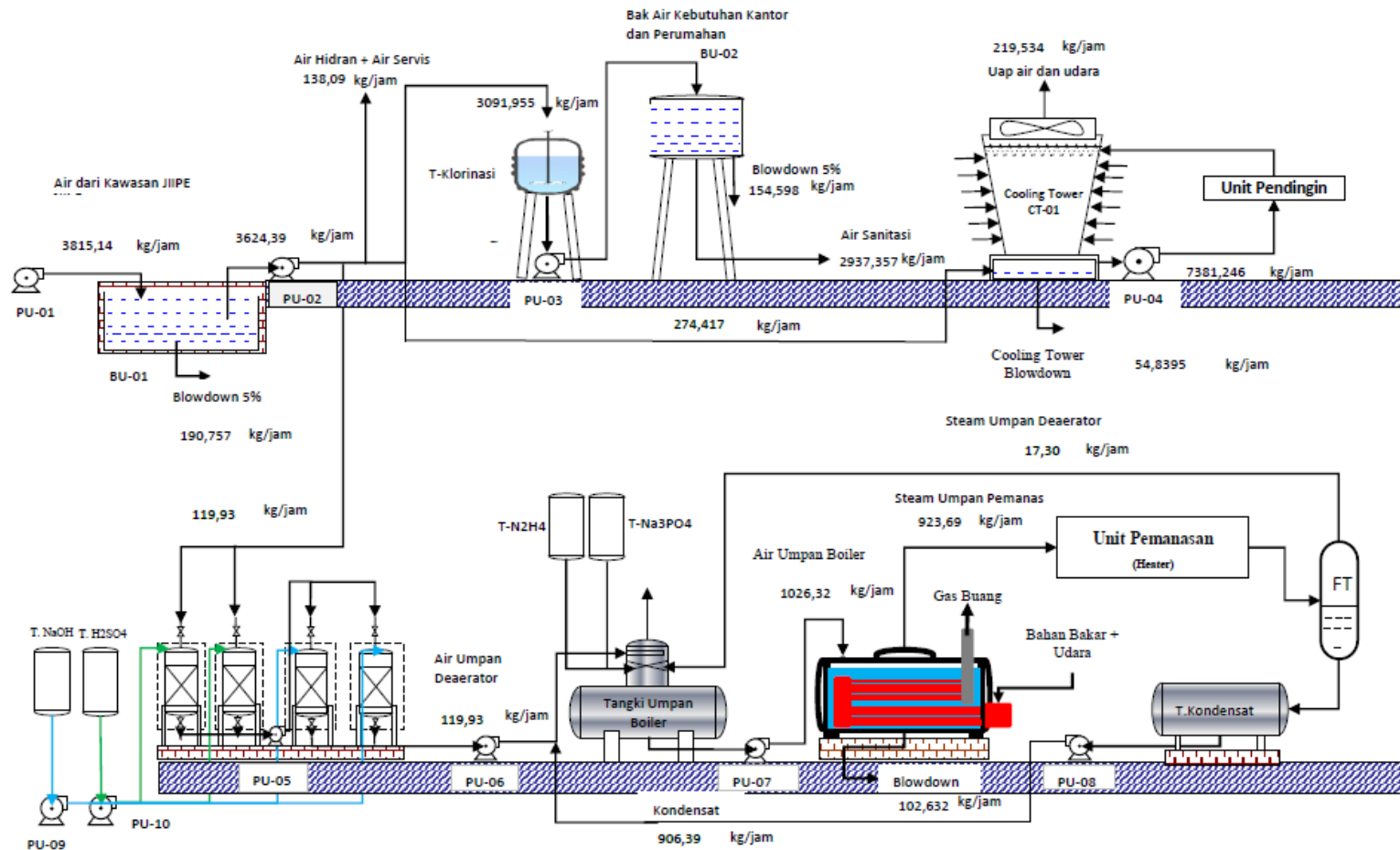
(JIPE and Seven Seas Water, 2017)

**Tabel 4. 1** Kebutuhan Air Total

No	Kebutuhan	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Air Pendingin	
	a. Reaktor-01 (R-01)	7381.2465
2	Air untuk steam	
	a. Heater-01 (HE-01)	519.4320
	b. Heater-02 (HE-02)	317.9132
	c. Heater-03 (HE-03)	86.3449
3	Kebutuhan Rumah Tangga dan Layanan Umum (Sanitasi)	2937.3568
4	Air Hidrant dan Servis (Bengkel)	138.0882
	Total	11380.3816

**Tabel 4. 2** Kebutuhan Air Make Up

No	Kebutuhan	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Air Hidrant dan Service	138.0882
2	Air Kebutuhan Rumah Tangga dan Layanan Umum	2937.3568
3	Uap air Cooling Tower	219.5775
4	Steam Umpan Deaerator	17.2954
5	Air Blowdown	502.8267
	Total	3815.1446



**Gambar 4.1.** Diagram Alir Air Utilitas



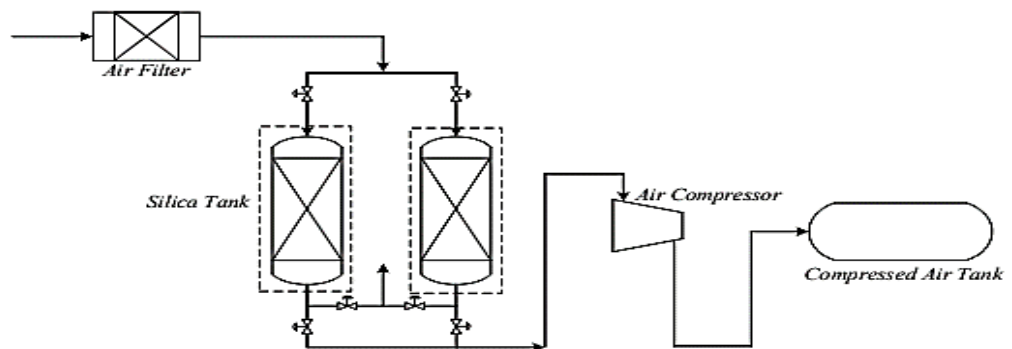
## Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun

### 4.2. Unit Penyedia Steam

Steam yang dibutuhkan pada pabrik polivinil alkohol dihasilkan dari boiler jenis *fire tube boiler* yang kemudian digunakan pada alat-alat penukar panas yaitu Heater-01 (HE-01), Heater-02 (HE-02), dan Heater-03 (HE-03). Kebutuhan total *steam* sebesar 923,6901 Kg/jam atau 7.315.625,896 kg/tahun dengan suhu steam 110°C dan tekanan 1,414 atm.

### 4.3. Unit Penyedia Udara Tekan

Unit ini digunakan untuk menjalankan instrumentasi seperti menggerakkan *control valve* serta untuk pembersihan peralatan pada pabrik. Udara instrumen bersumber dari udara di lingkungan pabrik dengan menaikkan tekanannya menggunakan *compressor* dan didistribusikan melalui pipa-pipa. Udara tekan digunakan untuk memenuhi instrument kendali sebanyak 17 buah dengan kebutuhan setiap instrumen pengendali sebesar 3 m<sup>3</sup>/jam, dengan *over design* 20%, maka kebutuhan udara tekan total yang dibutuhkan adalah 61,20 m<sup>3</sup>/jam atau 484704 m<sup>3</sup>/tahun.



**Gambar 4.2.** Diagram Alir Penyedia Udara Tekan

Keterangan :

- AF : Air Filter
- TS : Tangki Silika
- K : Kompresor
- TU : Tangki Udara



## **Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

Udara lingkungan diambil dan dilewatkan pada penyaringan udara (*Air Filter*) guna menyaring debu-debu dan air yang terikat pada udara. Udara kemudian dilewatkan pada tangki silika untuk diserap seluruh kadar air didalamnya menggunakan bahan isian silika gel, sehingga menjadi udara kering. Selanjutnya udara dilewatkan kompresor untuk dinaikkan tekanannya dari 1 atm menjadi 4 atm. Udara kering kemudian disimpan pada tangki udara tekan.

#### **4.4. Unit Penyedia Listrik**

Kebutuhan tenaga listrik untuk pabrik polivinil alkohol diperoleh dari PT PLN, sedangkan untuk cadangan alat pembangkit listrik saat terjadi pemadaman listrik oleh PT PLN digunakan generator yang menggunakan bahan bakar cair solar. Total kebutuhan listrik pabrik sebesar 165,82 kW. Apabila terjadi pemadaman listrik oleh PLN atau hal lainnya digunakan generator sebagai cadangan listrik untuk pabrik dengan daya 250 kW.

#### **4.5. Unit Penyedia Bahan Bakar**

Dalam pabrik polivinil alkohol ini menggunakan jenis bahan bakar *fuel oil* untuk kebutuhan boiler. Bahan bakar yang digunakan adalah *fuel oil* untuk bahan bakar boiler 74,8519 liter/jam atau 592.827,1575 liter/tahun dan solar untuk bahan bakar generator sebanyak 173 liter/tahun. Bahan bakar tersebut diperoleh dari PT Pertamina (Persero) yang kemudian akan disimpan dalam tangki bahan bakar pada unit utilitas pabrik.



# **Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

## **BAB V**

### **MANAJEMEN PERUSAHAAN**

#### **5.1. Bentuk Badan Usaha**

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

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

#### **5.2. Struktur Organisasi**

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

Struktur organisasi memungkinkan setiap bagian dari perusahaan untuk melaksanakan tugasnya dan mengatur hubungan antar elemen dalam kinerja sistem struktural dan fungsionalnya. Pabrik polivinil alkohol ini akan dipimpin oleh Direktur Utama dan memiliki direksi, termasuk beberapa

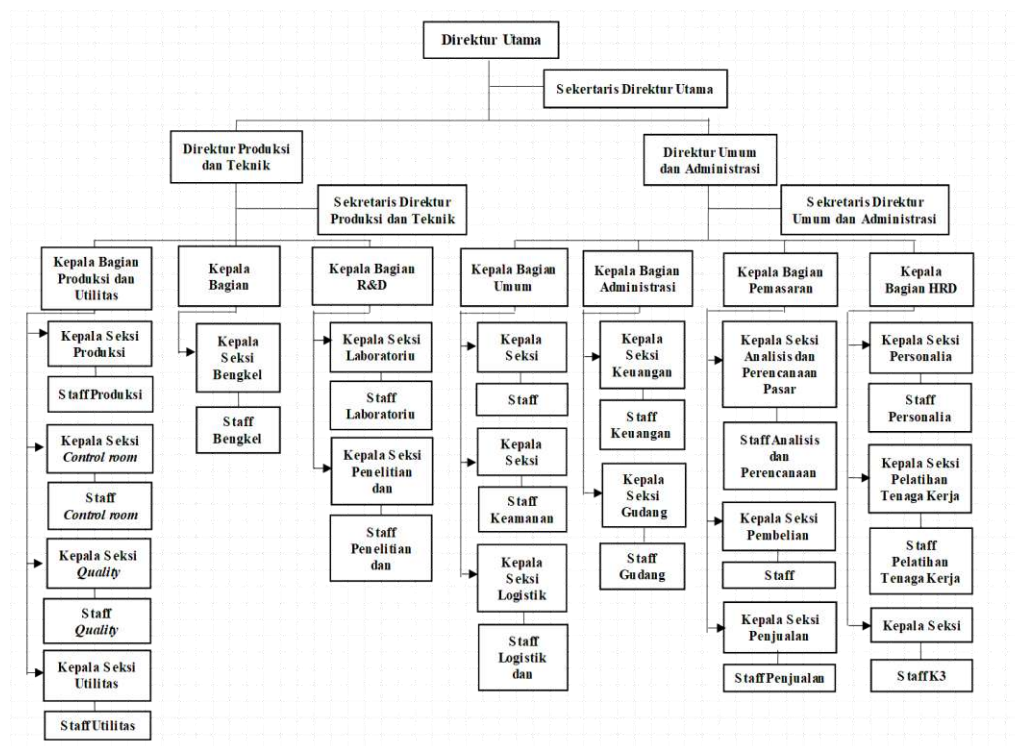


## Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun

direktur non teknis dan produksi serta manajer umum. Setiap manajer mengelola sejumlah departemen, setiap departemen bertanggung jawab atas seorang kepala departemen. Setiap departemen bertanggung jawab atas sejumlah area dibawah tanggung jawab kepala departemen.

Secara umum, tingkat kepemimpinan pabrik ini adalah :

1. Direktur Utama
2. Direktur Produksi dan Teknik serta Direktur Umum dan Administrasi
3. Kepala Bagian
4. Kepala Seksi
5. Staff



**Gambar 5.1.** Struktur Organisasi



## Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun

---

### 5.3. Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik polivinil alkohol ini direncanakan memiliki karyawan sebanyak 146 orang dan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja 330 hari selama setahun, sisa hari yang lain digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu:

#### 1. Karyawan *Non-Shift*

Karyawan non-shift merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi, yang termasuk kelompok ini adalah kepala seksi ke atas dan semua karyawan bagian umum. Karyawan non-shift bekerja selama 5 hari kerja dalam satu minggu dan libur pada hari Sabtu dan Minggu serta hari besar agama maupun hari libur nasional. Sehingga total kerjanya 40 jam dalam satu minggu dimana dalam satu hari waktu kerja sebanyak 8 jam (belum termasuk jam istirahat). Dengan pengaturan sebagai berikut:

Senin – Kamis	: Pukul 08.00 – 17.00 WIB Pukul 12.00 – 13.00 WIB (istirahat)
Jumat	: Pukul 07.00 – 16.00 WIB Pukul 11.00 – 13.00 WIB (istirahat)

#### 2. Karyawan Shift

Merupakan karyawan yang secara langsung menangani dan terlibat dalam proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan pabrik serta kelancaran produksi. Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian shift dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus. Pembagian shift dilakukan dalam 4 regu, di mana 3 regu mendapat giliran shift sedangkan 1 regu libur. Adapun jam kerja shift dalam 1 hari diatur dalam 3 shift sebagai berikut:

a. Shift I	: Pukul 08.00 – 16.00 WIB
b. Shift II	: Pukul 16.00 – 00.00 WIB





**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

c. Shift III : Pukul 00.00 – 08.00 WIB

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

**Tabel 5. 1** Jadwal Kerja Karyawan Shift

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

Keterangan :

A, B, C, D = Kelompok kerja shift

= Libur

I, II, III = Jadwal shift



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

#### 5.4. Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Diambil dari Tabel.21 Peter, M.S., K.D., Timmerhaus, and R.E. West., "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", Ed. 4th, 2003.

##### 1. Rincian Karyawan Non-Shift

**Tabel 5. 2** Rincian Jumlah Karyawan Non- Shift

No	Jabatan	Jumlah
A.	Direktur Utama	
1.	Direktur Utama	1
2.	Sekretaris Direktur Utama	1
B.	Direktur Bagian	
1.	Direktur Produksi dan Teknik	1
2.	Sekretaris Direktur Produksi dan Teknik	1
3.	Direktur Umum dan Administrasi	1
4.	Sekretaris Direktur Umum dan Administrasi	1
C.	Kepala Bagian (Kabag)	
1.	Kabag Produksi dan Utilitas	1
2.	Kabag Teknik	1
3.	Kabag R&D	1
4.	Kabag Umum	1
5.	Kabag Pemasaran	1
6.	Kabag Administrasi	1
7.	Kabag HRD	1
D.	Kepala Seksi (Kasi)	
1.	Kasi dan Produksi	1
2.	Kasi <i>Control Room</i>	1
3.	Kasi <i>Quality Control</i>	1
4.	Kasi Utilitas	1
5.	Kasi Bengkel	1
6.	Kasi Laboratorium	1
7.	Kasi Penelitian dan Pengembangan	1
8.	Kasi Humas	1
9.	Kasi Keamanan	1
10.	Kasi Logistik dan Transportasi	1



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

11.	Kasi Keuangan	1
12.	Kasi Gudang	1
13.	Kasi Analisis dan Perencanaan Pasar	1
14.	Kasi Pembelian	1
15.	Kasi Penjualan	1
16.	Kasi Personalia	1
17.	Kasi Pelatihan dan Tenaga Kerja	1
18.	Kasi K3	1
E.	Staff	
1.	Staff Produksi	1
2.	Staff <i>Control Room</i>	1
3.	Staff <i>Quality Control</i>	1
4.	Staff Utilitas	2
5.	Staff Bengkel	2
6.	Staff Laboratorium	2
7.	Staff Penelitian dan Pengembangan	2
8.	Staff Personalia	1
9.	Staff Pelatihan Tenaga Kerja	1
10.	Staff Logistik dan Transportasi	2
11.	Staff Keuangan	2
12.	Staff Gudang	1
13.	Staff Analisis dan Perencanaan Pasar	2
14.	Staff Pembelian	1
15.	Staff Penjualan	1
16.	Staff Pelatihan Tenaga Kerja	1
17.	Staff K3	1
F.	Laboran, Kesehatan, Kebersihan, dan <i>Driver</i>	
1.	Dokter	1
2.	Perawat	2
3.	<i>Driver</i>	4
4.	Laboran	2
5.	<i>Cleaning Service</i>	4
<b>Jumlah Karyawan</b>		<b>68</b>



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

2. Rincian Karyawan *Shift*

a. Karyawan Produksi

**Tabel 5. 3** Rincian Jumlah Karyawan Shift Bagian Produksi

No.	Nama alat	Jumlah Alat	Man/hour	Jumlah tenaga kerja
1	Mixer	2	0,5	1
2	Reaktor	1	0,5	0,5
3	Centrifuge	1	0,5	0,5
4	Rotary Dryer	1	0,5	0,5
5	Hopper	5	0,25	1,25
6	Silo	3	0,25	0,75
7	Tangki	1	0,25	0,25
8	Heater	3	0,25	0,75
9	Pompa	5	0,25	1,25
<b>Total</b>				6,75

Maka, total tenaga kerja di bagian produksi per hari adalah :

$$= 7 \times 4 \text{ regu}$$

$$= 28 \text{ orang}$$

b. Karyawan Bagian Utilitas

**Tabel 5. 4** Rincian Jumlah Shift Bagian Utilitas

No.	Nama alat	Jumlah Alat	Man/hour	Jumlah
1	Bak air	2	0,2	0,4
2	Tangki	11	0,1	1,1
3	Cooling tower	1	0,2	0,2
4	Boiler	1	0,2	0,2
5	Pompa utilitas	10	0,1	1
6	Kompresor	1	0,2	0,2
7	Tangki Udara Tekan	1	0,2	0,2
8	Generator	1	0,2	0,2
<b>Total</b>				3,5



## Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun

Maka, total tenaga kerja dibagian utilitas per hari adalah :

$$= 4 \times 4 \text{ regu}$$

$$= 16 \text{ orang}$$

- c. Karyawan Bagian *Control Room*, Laboratorium, K3, dan Keamanan
- Tabel 5.5. Rincian Jumlah Karyawan Shift Bagian *Control Room*, Laboratorium, K3, dan Keamanan

**Tabel 5. 5** Rincian Jumlah Karyawan Shift Bagian Control Room, Laboratorium, K3, dan Keamanan

No	Bagian	Jumlah Karyawan	Jumlah Regu	Jumlah Karyawan Total
1	<i>Control Room</i>	2	4	8
2	<i>Fore Man</i> Proses	1	1	1
3	<i>Fore Man</i> Utilitas	1	1	1
2	Laboratorium	2	4	8
3	K3	2	4	8
4	Keamanan (Satpam)	2	4	8
<b>Jumlah</b>				34

$$\begin{aligned} \text{Jadi, total karyawan} &= \text{karyawan non shift} + \text{karyawan shift} \\ &= 68 \text{ orang} + 78 \text{ orang} \\ &= 146 \text{ orang} \end{aligned}$$

### 5.5. Sistem Penggajian Karyawan

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

- Jabatan atau golongan
- Tingkat Pendidikan
- Pengalaman kerja
- Keahlian

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



## **Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

mengacu pada UMR tempat berdirinya pabrik yaitu UMR di Kabupaten Gresik tahun 2023 adalah sebesar Rp 4.372.030,00 perbulan.

### **5.6. Fasilitas Jaminan Sosial**

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

1. Tunjangan suami atau istri dan anak, antara lain:
2. Fasilitas perumahan dinas diberikan kepada karyawan atau pimpinan perusahaan sesuai dengan kemajuan dan keuntungan perusahaan.
3. Fasilitas kesehatan bagi karyawan, istri atau suami dan dua anak karyawan berupa sebuah poliklinik. Jika penyakit memerlukan penanganan khusus akan dirujuk ke rumah sakit rujukan.
4. Pakaian kerja sebanyak 3 pasang lengkap dengan alat-alat untuk perlindungan terhadap keselamatan kerja yang diberikan sebanyak 2 kali dalam setahun.
5. Fasilitas transportasi berupa bus pegawai bagi karyawan yang rumahnya jauh dari lokasi pabrik.
6. Fasilitas pendidikan berupa kursus dan pelatihan yang diselenggarakan oleh perusahaan.
7. Fasilitas peribadatan berupa masjid di lingkungan perusahaan.
8. Uang bonus setiap tahun yang besarnya disesuaikan dengan keuntungan perusahaan dan uang tunjangan hari raya.
9. Hak pensiun bagi karyawan yang telah memasuki masa pensiun.



**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**

---

## **BAB VI**

### **EVALUASI EKONOMI**

Evaluasi ekonomi digunakan sebagai dasar pengambilan keputusan apakah pabrik layak didirikan atau tidak. Suatu rancangan pabrik dianggap layak untuk didirikan jika dapat beroperasi dalam kondisi yang memberikan keuntungan. Berbagai evaluasi ekonomi dapat digunakan sebagai pedoman untuk menentukan layak atau tidaknya suatu pabrik untuk didirikan dan besarnya tingkat pendapatan yang diterima dari segi ekonomi, serta untuk mengetahui apakah modal yang ditanamkan dapat kembali pada jangka waktu tertentu atau tidak. Dengan evaluasi ekonomi dapat diketahui apakah pabrik ini menarik atau tidak bagi investor. Evaluasi ekonomi dari Pabrik Polivinil Alkohol antara lain :

#### **6.1. Investasi Pabrik**

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

##### *1. Fixed Capital Investment (FCI)*

*Fixed Capital Investment* adalah biaya yang diperlukan untuk pembelian dan pemasangan seluruh peralatan produksi serta peralatan penunjang lainnya. *Fixed Capital Investment* yang diperlukan adalah sebesar \$87.896.489,45 atau Rp 1.312.778.018.230,33.

##### *2. Working Capital Investment (WCI)*

*Working Capital Investment* adalah biaya yang diperlukan setelah pabrik berdiri. Biaya ini dimaksudkan untuk pembiayaan pabrik pada awal operasi yang meliputi biaya permulaan, atau modal kerja. Berdasarkan perhitungan *Working Capital* yang diperlukan sebesar \$81.161.309,4 atau Rp 1.212.184.736.565,37.



## Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun

---

### 6.2. Biaya Operasi

Biaya operasi atau biaya produksi adalah biaya yang harus dikeluarkan untuk mengoperasikan pabrik sehingga dapat menghasilkan produk polivinil alkohol, biaya operasi terdiri dari :

#### 1. *Manufacturing Cost*

*Manufacturing Cost* adalah biaya yang berhubungan secara langsung dengan proses produksi. *Manufacturing Cost* yang diperlukan sebesar Rp 2.297.731.702.493,62.

#### 2. *General Expenses*

*General Expenses* adalah pengeluaran umum pabrik yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi, seperti biaya administrasi, laboratorium, research, dan lainnya. *General Expenses* yang dibutuhkan Rp 560.544.850.690,55.

### 6.3. Harga Jual

Berdasarkan perhitungan diperoleh harga dasar untuk produk polivinil alkohol Rp57.165,53/Kg dengan keuntungan 18% dari harga dasar sehingga diperoleh harga jual yaitu Rp 67.169,50/Kg, sedangkan untuk harga polivinil alkohol dipasaran adalah Rp 74.677,5/Kg.

### 6.4. Analisis Kelayakan

#### 1. *Return Of Investment (ROI)*

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

ROI sebelum pajak : 38,10%

ROI setelah pajak : 24,77%





## Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun

---

### 2. *Pay Out Time* (POT)

*Pay Out Time* adalah waktu minimum yang diperkirakan untuk mengembalikan modal tetap atau *Fixed Capital Investment* (FCI) berdasarkan keuntungan tiap tahun. Nilai POT yang diperoleh sebagai berikut :

POT sebelum pajak : 2,08 tahun

POT setelah pajak : 2,88 tahun

### 3. *Break Even Point* (BEP)

*Break Even Point* adalah kondisi dimana perusahaan hanya mampu menjual (%) kapasitas produk yang dimaksud dan hasil penjualannya hanya mampu untuk membayar pajak pengeluaran total sehingga pabrik dikatakan tidak untung maupun tidak rugi. Nilai BEP yang diperoleh adalah sebesar 43,72%.

### 4. *Shut Down Point* (SDP)

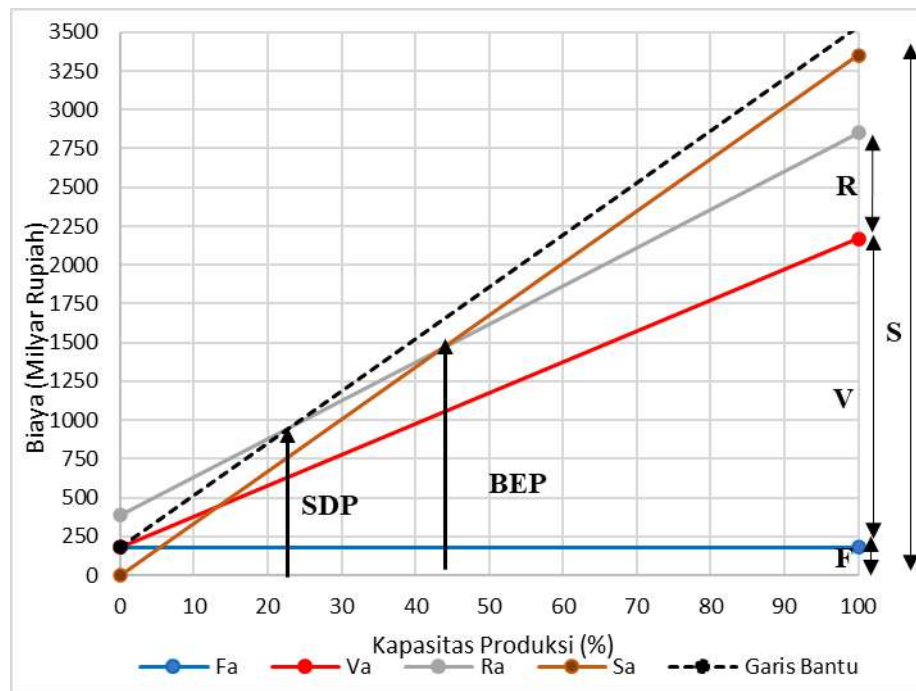
*Shut Down Point* adalah kondisi dimana pada saat pabrik beroperasi ataupun tidak beroperasi akan mengalami kerugian sebesar *Fixed Capital Investment*, maka pabrik lebih baik ditutup. Nilai SDP yang diperoleh adalah sebesar 23,09%.

### 5. *Discounted Cash Flow* (DCF)

*Discounted Cash Flow* adalah besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi pabrik. Dalam suatu pabrik, nilai DCF dapat menguntungkan jika melebihi satu setengah kali bunga pinjaman bank. Nilai DCF yang diperoleh adalah sebesar 20,30%.








**Prarancangan Pabrik Kimia  
Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol  
Kapasitas 50.000 ton/tahun**



**Gambar 6.1.** Grafik Analisa Ekonomi

Keterangan :

-  : Fixed Expense Annual (Fa)
-  : Variable Expense Annual (Va)
-  : Regulated Expense Annual (Ra)
-  : Sales Annual (Sa)
-  : Garis Bantu



## Prarancangan Pabrik Kimia Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun

---

### BAB VII

#### KESIMPULAN

1. Prarancangan Pabrik Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol Kapasitas 50.000 ton/tahun akan didirikan di Kawasan Industri Gresik, Jawa Timur dengan luas tanah 77574,17 m<sup>2</sup> dan jumlah total karyawan 146 orang. Bahan baku Polivinil Asetat diperoleh dari Tujin Building Materials., Ltd, China, dan bahan baku Metanol diperoleh dari PT. Kaltim Methanol Industri.
2. Ditinjau dari segi teknik yang meliputi pengadaan alat produksi, bahan baku, proses produksi, hasil produksi dan tenaga kerja, maka Pabrik Polivinil Alkohol dengan kapasitas 50.000 ton/tahun dapat dinyatakan layak untuk didirikan dan dapat dikaji lebih lanjut.
3. Ditinjau dari segi ekonomi, Pabrik Polivinil Alkohol ini membutuhkan *Fixed Capital Investment* (FCI) sebesar \$87.896.489,45 atau Rp 1.312.778.018.230,33 dan *Working Capital Investment* (WCI) sebesar \$81.161.309,4 atau Rp 1.212.184.736.565,37. Analisis ekonomi Pabrik Polivinil Alkohol menunjukkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 38,10% dan ROI sesudah pajak sebesar 24,77%, nilai POT sebelum pajak adalah 2,08 tahun dan POT sesudah pajak adalah 2,88 tahun, BEP sebesar 43,72% kapasitas produksi dan SDP sebesar 23,09% kapasitas produksi dan DCF sebesar 20,30%. Berdasarkan data evaluasi ekonomi tersebut, maka Pabrik Polivinil Alkohol layak untuk dikaji lebih lanjut dan menarik untuk dipertimbangkan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba. 2021. Harga Bahan Baku dan Produk. <https://www.alibaba.com>. 15 September 2021.
- Aries, R.S. and Newton, R.D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. Mc. Graw Hill Book Co. New York.
- Badan Pusat Statistik (BPS). 2021. *Data Impor Isooktana*. <http://www.bps.go.id>. 16 September 2021.
- Badger, W. L., and Banchero, J. T. 1985. *Introduction to Chemical Engineering*, Mc.Graw Hill Book Co. New York.
- Brown, G.G. 1978, *Unit Operation*, John Wiley and Sons Inc., Wiley Eastern Limited, Charles E. Tuttle co, New York.
- Brownell, L. E. and Young E. H. 1959. *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons. New York.
- Collins, Michael. 2019. *Particulate Polyvinyl Alcohol, Process For Making And Uses Of The Same*. US Patent 20190023825.
- Coulson, J. M. and Richardson, J. F. 2005. *Chemical Engineering Design vol. 6, 4th ed.* Elsevier Butterworth-Heinemann. Oxford.
- Joshi, D.P., and Pritchard, J. G. 1977. *Partly alcoholized poly(vinyl acetate) polymers: kinetics of formation and reaction with iodine*. London.
- Kern, Donald Q. 1950. *Process Heat Transfer*. Singapore: McGraw-Hill Book Company.
- Kirk, R. E., and D. F. Othmer. 1991. *Encyclopedia of Chemical Technology*. New York: Interscience Publisher Inc.
- Ludwig, E. E. 2001. *Applies Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, 3rd ed., vol. 1, 2, 3, Gulf Pub. Co. Houston.
- Mark, James E. 1999. *Polymer Data Handbook*. Oxford University Press, Oxford.
- McCabe, W. L., Smith, J. C., and Harriott, P. 1993. *Unit Operations of Chemical Engineering*, 5th ed. McGraw-Hill Book Co. Singapore.
- Morrison, R.T. and Boyd, R. N. 2002. *Organic Chemistry*. 6th edition. Prentice-Hall Book Company.

- Perry, R.H., and Green, D. 1984. *Perry's Chemical Engineers Handbook*, 8<sup>th</sup> ed. Mc. Graw Hill Book Co. New York.
- Peter, M.S., and Timmerhaus, K.D. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 4th ed. Mc. Graw Hill Kogakusha Ltd. Tokyo.
- Powell, P.T. 1954. *Water Conditioning for Industry*. McGraw Hill Co. Ltd. New York.
- Rase, Howard F. 1977. *Chemical Reactor Design for Process Plants, Volume 1: Principles and Techniques*. John Wiley and Sons, Inc. New York.
- Smith, R., 2005, *Chemical Process Design and Integration*, John Wiley and Sons Ltd., USA.
- Sinnott, Ray dan Gavin Towler. 2013. *Chemical Engineering Design. Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design, Second Edition*. Butterworth-Heinemann.
- Timmerhaus, Klaus D., Max S. Peters, and Ronald E. West. 1991. *Plant Design and Economic for Chemical Engineering 3th edition*. McGraw-Hill Book Company. New York.
- Treyball, R.E. 1984. *Mass Transfer Operation*, 3rd ed. Mc. Graw Hill Kogakusha Ltd. Tokyo.
- Ulrich, G. D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. John Wiley and Sons Ltd. USA.
- Wallas, S.M. 1990. *Chemical Process Equipment*. Butterworth-Heinemann. USA.
- Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*, Mc. Graw Hill Co., Inc. New York.

# LAMPIRAN

### 1. Spesifikasi Alat Penyimpanan

Nama Alat	Fungsi	Tipe Alat	Kondisi Operasi	Spesifikasi	Bahan Kontraksi	Jumlah	Harga (\$)
Silo Bahan Baku (CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub> (S-01)	Menyimpan bahan baku polivinil asetat 99% selama 30 hari	Tangki silinder <i>vertical</i> dengan <i>conical bottom head</i> dan bagian atas tertutup	T = 30°C P = 1 atm	V = 7747,4018 m <sup>3</sup> D = 18,5414 m H = 36,1558 m T bottom = 0,025 m T shell = 0,0127 m	Carbon Steel SA-283 grade C	1 buah	51774
Silo Bahan Baku NaOH (S-02)	Menyimpan bahan baku NaOH 99% selama 30 hari	Tangki silinder <i>vertical</i> dengan <i>conical bottom head</i> dan bagian atas tertutup	T = 30°C P = 1 atm	V = 24,0923 m <sup>3</sup> D = 2,7064 m H = 5,2774 m T bottom = 0,006 m T shell = 0,0048 m	Stainless Steel SA-240 grade C	1 buah	1621
Silo Produk (CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub> (S-03)	Menyimpan bahan baku polivinil alkohol 99% selama 30 hari	Tangki silinder <i>vertical</i> dengan <i>conical bottom head</i> dan bagian atas tertutup	T = 30°C P = 1 atm	V = 3531,24 m <sup>3</sup> D = 14,2692 m H = 27,8250 m T bottom = 0,019 m T shell = 0,0127 m	Carbon Steel SA-283 grade C	1 buah	32313
Tangki Penyimpanan CH <sub>3</sub> OH (T-01)	Menyimpan bahan baku metanol 99,8% selama 15 hari	Tangki silinder tegak dengan atap <i>torispherical dishead head</i>	T = 30°C P = 1 atm	V = 1147,0539 m <sup>3</sup> D = 9,1440 m H = 22,7281 m T head = 4,4401 m	Stainless Steel SA-167 grade 11 type 316	4 buah	1063862

## 2. Spesifikasi Alat Proses

Nama Alat	Fungsi	Tipe Alat	Kondisi Operasi	Spesifikasi	Bahan Kontraksi	Jumlah	Harga (\$)
Mixer-01 (M-01)	Melarutkan polivinil asetat ( $\text{CH}_2\text{CHCOOC H}_3\text{n}$ ) menggunakan metanol ( $\text{CH}_3\text{OH}$ )	Tangki Silinder Vertikal Berpengaduk	$T = 30^\circ\text{C}$ $P = 1 \text{ atm}$	$V = 11,356 \text{ m}^3$ $D = 2,2860 \text{ m}$ $H = 4,0789 \text{ m}$ $T \text{ shell} = 0,0048 \text{ m}$ Daya motor = 7 Hp	Stainless Steel SA-240 Grade C	1 buah	3800
Mixer-02 (M-02)	Melarutkan NaOH menggunakan metanol ( $\text{CH}_3\text{OH}$ )	Tangki silinder <i>vertical</i> dengan <i>conical bottom head</i> dan bagian atas tertutup	$T = 30^\circ\text{C}$ $P = 1 \text{ atm}$	$V = 3,785 \text{ m}^3$ $D = 1,5240 \text{ m}$ $H = 2,8365 \text{ m}$ $T \text{ shell} = 0,0048 \text{ m}$ Daya motor = 3 Hp	Stainless Steel SA-240 grade C	1 buah	3800
Reaktor (R-01)	Mereaksikan polivinil asetat dengan metanol menjadi polivinil alkohol dan metil asetat dengan katalis NaOH	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)	$T = 57^\circ\text{C}$ $P = 1 \text{ atm}$	$V = 18,927 \text{ m}^3$ $\text{OD} = 2,59 \text{ m}$ $\text{ID} = 2,58 \text{ m}$ $H = 4,77 \text{ m}$ Daya motor = 7,5 Hp Jenis pendingin = Coil Media Pendingin = air	Carbon Steel SA-283 grade C	1 buah	427302



<b>Nama Alat</b>	<b>Fungsi</b>	<b>Tipe Alat</b>	<b>Kondisi Operasi</b>	<b>Spesifikasi</b>	<b>Bahan Kontraksi</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Harga (\$)</b>
Centrifuge (CF-01)	Memisahkan padatan polivinil alkohol ((CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub> ) dari liquid hasil keluaran Reaktor (R-01)	<i>Continuous scroll decanter centrifuge</i>	T = 57°C P = 1 atm	D = 0,45 m L = 1,89 m Speed = 300 rpm Daya motor = 20 Hp	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>	1 buah	76447
Rotary Dryer (RD-01)	Mengeringkan padatan polivinil alkohol menjadi 99% dengan cara menguapkan cairan	<i>Direct contact-counter current rotary dryer</i>	T = 30°C P = 1 atm	V = 38,43 m <sup>3</sup> D = 2,075 m L = 16,93 m T shell = 0,0048 m Daya motor = 3 Hp T shell = 0,0048 m Ts1 = 53,33°C TSs2 = 80°C Tg1 = 100°C Tg2 = 82,54°C Tw = 77,52°C	<i>Stainless Steel SA-240 grade C</i>	1 buah	163048
Cyclone (CY-01)	Memisahkan produk yang terikat udara pengering pada Rotary Dryer (RD-01)	<i>Van Tongaren Cyclone</i>	T = 82,54°C P = 1 atm	Dc = 0,2030 m De = 0,1015 m H = 0,5075 m h = 0,3045 m	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	1 buah	1156

### 3. Alat Penukar Panas

Nama Alat	Fungsi	Tipe Alat	Kondisi Operasi	Spesifikasi	Bahan Kontraksi	Jumlah	Harga (\$)
Heat Exchanger (HE-01)	Memanaskan campuran polivinil asetat ((CH <sub>2</sub> CHCOO CH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub> ) dan metanol (CH <sub>3</sub> OH) dari suhu 30°C sampai 57°C	<i>Double pipe Exchanger</i>	T = 30°C P = 1 atm	Pipa inner : - ID = 1,38 in - OD = 1,66 in - panjang pipa = 12 ft - Hairpin = 9 Pipa annulus : - OD = 2,88 in - ID = 2,47 in A = 94,1184 ft <sup>2</sup> UD = 110,1854 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .F Rd = 0,0027 jam.ft <sup>2</sup> .F/BTU		1 buah	4450
Heat Exchanger (HE-02)	Memanaskan campuran natrium hidroksida (NaOH) dan metanol (CH <sub>3</sub> OH) dari suhu 40°C sampai 57°C	<i>Double pipe Exchanger</i>	T = 40°C P = 1 atm	Pipa inner : - ID = 1,38 in - OD = 1,66 in - panjang pipa = 12 ft - Hairpin = 12 Pipa annulus : - OD = 2,88 in - ID = 2,47 in A = 124,7878 ft <sup>2</sup> UD = 54,2859		1 buah	44841

				BTU/jam.ft <sup>2</sup> F Rd = 0,0028 jam.ft <sup>2</sup> F/BTU			
Heat Exchanger (HE-03)	Memanaskan udara lingkungan dari suhu 30°C sampai 100°C	<i>Double pipe Exchanger</i>	T = 30°C P = 1 atm	Pipa inner : - ID = 1,38 in - OD = 1,66 in - panjang pipa = 12 ft - Hairpin = 7 Pipa annulus : - OD = 2,88 in - ID = 2,07 in A = 72,5951,7878 ft <sup>2</sup> UD = 46,19915 BTU/jam.ft <sup>2</sup> F Rd = 0,0028 jam.ft <sup>2</sup> F/BTU		1 buah	38107

#### 4. Spesifikasi Alat Transportasi

Nama Alat	Fungsi	Tipe Alat	Kondisi Operasi	Spesifikasi	Bahan Kontraksi	Jumlah	Harga (\$)
Hopper-01 (HO-01)	Menampung sementara bahan baku polivinil asetat sebelum diumpankan ke Silo-01 (S-01)	Silinder vertical dengan dasar berbentuk <i>conical bottom head</i>	T = 30°C P = 1 atm	V = 4,3041 m <sup>3</sup> D = 1,4344 m H = 2,1515 m	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	1 buah	13350
Hopper-02 (HO-02)	Menampung sementara bahan baku polivinil asetat sebelum diumpankan ke Mixer 01 (M-01) untuk dilarutkan dengan metanol	Silinder vertical dengan dasar berbentuk <i>conical bottom head</i>	T = 30°C P = 1 atm	V = 4,3041 m <sup>3</sup> D = 1,4344 m H = 2,797 m	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	1 buah	13350
Hopper-03 (HO-03)	Menampung sementara bahan baku NaOH sebelum diumpankan ke Silo-02 (S-02)	Silinder vertical dengan dasar berbentuk <i>conical bottom head</i>	T = 30°C P = 1 atm	V = 0,0134 m <sup>3</sup> D = 0,209 m H = 0,408 m	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	1 buah	12208

<b>Nama Alat</b>	<b>Fungsi</b>	<b>Tipe Alat</b>	<b>Kondisi Operasi</b>	<b>Spesifikasi</b>	<b>Bahan Kontraksi</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Harga (\$)</b>
Hopper-04 (HO-04)	Menampung sementara bahan baku NaOH sebelum diumpankan ke Mixer 02 (M-02) untuk dilarutkan dengan metanol	Silinder vertical dengan dasar berbentuk <i>conical bottom head</i>	T = 30°C P = 1 atm	V = 4,3041 m <sup>3</sup> D = 1,4344 m H = 2,1515 m	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	1 buah	12208
Hopper-05 (HO-05)	Menampung sementara produk polivinil alkohol sebelum	Silinder vertical dengan dasar berbentuk <i>conical bottom head</i>	T = 30°C P = 1 atm	V = 1,9618 m <sup>3</sup> D = 1,104 m H = 2,153 m	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	1 buah	12779
Screw Conveyor-01 (SC-01)	Mengangkut polivinil asetat dari silo-01 (S-01) menuju bucket elevator (BE-01) untuk dimasukkan ke mixer-01 (M-01)	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	T = 30°C P = 1 atm	V = 15.261,9692 m <sup>3</sup> D = 0,254 m P = 4,19 m Daya motor = 1,5 Hp	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	1 buah	4564

<b>Nama Alat</b>	<b>Fungsi</b>	<b>Tipe Alat</b>	<b>Kondisi Operasi</b>	<b>Spesifikasi</b>	<b>Bahan Kontraksi</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Harga (\$)</b>
Screw Conveyor-02 (SC-02)	Mengangkut NaOH dari silo-02 (S-02) menuju bucket elevator (BE-04) untuk dimasukkan ke mixer-02 (M-02)	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	T = 30°C P = 1 atm	V = 76,3098 m <sup>3</sup> D = 0,254 m P = 10,55 m Daya Motor = 0,5 Hp	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	1 buah	7873
8.Screw Conveyor-03 (SC-03)	Mengangkut polivinil alkohol (CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub> dari rotary dryer (RD-01) menuju bucket elevator (BE-05) untuk dimasukkan ke mixer-02 (M-02)	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	T = 30°C P = 1 atm	V = 7579,3064 m <sup>3</sup> D = 0,254 m P = 4,8 m Daya Motor = 0,5 Hp	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	1 buah	4906
Bucket Elevator-01 (BE-01)	Menaikkan polivinil asetat dari truk pengantar menuju silo-01 (S-01)	<i>Centrifugal Discharge Bucket Elevator</i>	T = 30°C P = 1 atm	K = 28039,069 kg/jam T = 38,668 m Jumlah bucket = 94 Daya Motor = 5 Hp t = 0,88 menit	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	1 buah	31948

<b>Nama Alat</b>	<b>Fungsi</b>	<b>Tipe Alat</b>	<b>Kondisi Operasi</b>	<b>Spesifikasi</b>	<b>Bahan Kontraksi</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Harga (\$)</b>
Bucket Elevator-02 (BE-02)	Menaikkan polivinil asetat (CH <sub>3</sub> CHCOOC H <sub>3</sub> ) <sub>n</sub> dari screw conveyor (SC-01) menuju mixer-01 (M-01)	<i>Centrifugal Discharge Bucket Elevator</i>	T = 30°C P = 1 atm	K = 28.039 kg/jam T = 38,668 m Jumlah bucket = 94 Daya Motor = 5 Hp t = 0,88 menit	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	1 buah	31948
Bucket Elevator-03 (BE-03)	Menaikkan NaOH dari truk pengantar menuju silo-02 (S-02)	<i>Centrifugal Discharge Bucket Elevator</i>	T = 30°C P = 1 atm	K = 140,1953 kg/jam T = 5,644 m Jumlah bucket = 14 Daya Motor = 2 Hp t = 43,082 menit	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	1 buah	10839
Bucket Elevator-04 (BE-04)	Menaikkan NaOH dari screw conveyor (SC-02) menuju mixer-02 (M-02)	<i>Centrifugal Discharge Bucket Elevator</i>	T = 30°C P = 1 atm	K = 140,1953 kg/jam T = 5,644 m Jumlah bucket = 14 Daya Motor = 2 Hp t = 43,082 menit	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	1 buah	10839

<b>Nama Alat</b>	<b>Fungsi</b>	<b>Tipe Alat</b>	<b>Kondisi Operasi</b>	<b>Spesifikasi</b>	<b>Bahan Kontraksi</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Harga (\$)</b>
Bucket Elevator-05 (BE-05)	Menaikkan polivinil alkohol (CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub> dari screw conveyor (SC-03) menuju silo-03 (S-03)	<i>Centrifugal Discharge Bucket Elevator</i>	T = 30°C P = 1 atm	K = 139924,592 kg/jam T = 29,758 m Jumlah bucket = 73 Daya Motor = 5 Hp t = 1,489 menit	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	1 buah	26699
Pompa-01 (P-01)	Mengalirkan larutan metanol (CH <sub>3</sub> OH) dari tangki 01 (T-01) menuju mixer (M-01) dan mixer (M-02)	<i>Centrifugal pump</i>	T = 30°C P = 1 atm	K = 9,0513 m <sup>3</sup> /jam Head P = 16,4977 m Daya motor = 1,5 Hp	<i>Steel</i>	1 buah	1393
Pompa-02 (P-02)	Mengalirkan campuran larutan dari mixer 01 (M-01) menuju reaktor-01 (R-01)	<i>Centrifugal pump</i>	T = 30°C P = 1 atm	K = 18,1373 m <sup>3</sup> /jam Head P = 17,2900 m Daya motor = 3 Hp	<i>Steel</i>	1 buah	1821



<b>Nama Alat</b>	<b>Fungsi</b>	<b>Tipe Alat</b>	<b>Kondisi Operasi</b>	<b>Spesifikasi</b>	<b>Bahan Kontraksi</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Harga (\$)</b>
Pompa-03 (P-03)	Mengalirkan lcampuran larutan dari mixer 02 (M-02) menuju reaktor 01 (R-01)	<i>Centrifugal pump</i>	T = 30°C P = 1 atm	K = 4,0663 kg/jam Head P = 26,6411 m Daya motor = 1 Hp	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	1 buah	1243
Pompa-04 (P-04)	Mengalirkan keluaran reaktor 01 (R-01) menuju centrifuge 01 (CF-01)	<i>Centrifugal pump</i>	T = 30°C P = 1 atm	K = 21,5936 m <sup>3</sup> /jam Head P = 4,9498 m Daya motor =1 Hp	<i>Steel</i>	1 buah	1243
Pompa-05 (P-05)	Mengalirkan larutan metanol (CH <sub>3</sub> OH) dari truk unit pembelian menuju tangki penyimpanan (T-01)	<i>Centrifugal pump</i>	T = 30°C P = 1 atm	K = 18,1373 m <sup>3</sup> /jam Head P = 17,2900 m Daya motor = 3 Hp	<i>Steel</i>	1 buah	1821

## 5. Spesifikasi Alat Utilitas

Nama Alat	Fungsi	Jenis	Kondisi Operasi	Spesifikasi	Bahan Konstruksi	Jumlah	Harga (\$)
Bak Penampung Air (BU-01)	Menampung air bersih dari JIPE dengan waktu tinggal 3 hari	Bak Persegi Panjang	T = 30°C P = 1 atm	Panjang = 9,8324 m Lebar = 3,2775m Kedalaman = 5 m	Beton	1	612206678
Bak Penampung Air Rumah Tangga (BU-02)	Menampung air untuk kantor pelayanan, rumah tangga, hydran, dan sanitasi	Bak Persegi Panjang	T = 30°C P = 1 atm	Panjang = 3,4772 m Lebar = 1,7386 m Kedalaman = 3 m	Beton	1	36268801
Tangki Klorinasi (TU-01)	Tempat klorinasi air untuk membunuh bakteri-bakteri sehingga air dapat digunakan sebagai air sanitasi dan servis	Tangki silinder tegak berpengaduk	T = 30°C P = 1 atm	V = 3,627 m <sup>3</sup> D = 1,8288 m H = 2,4067 m	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	1	214963
Tangki H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (TU-02)	Melarutkan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> menjadi 2% untuk regenerasi Resin pada Kation Exchanger	Tangki Silinder Tegak Berpengaduk	T = 30°C P = 1 atm	V = 0,1546 m <sup>3</sup> D = 2,5908 m H = 1,7921 m	<i>Stainless Steel SA 167 tipe 305</i>	1	21907
Tangki NaOH (TU-03)	Melarutkan NaOH menjadi 2% untuk regenerasi Resin pada Kation Exchanger	Tangki Silinder Tegak Berpengaduk	T = 30°C P = 1 atm	V = 0,09713 m <sup>3</sup> D = 2,286 m H = 1,5362 m	<i>Stainless Steel SA 167 tipe 305</i>	1	17343

Tangki N <sub>2</sub> H <sub>4</sub> (TU-04)	Mengencerkan hidrazin menjadi 5% untuk diumpankan ke Deaerator	Tangki Silinder Tegak Berpengaduk	T = 30°C P = 1 atm	V = 0,1309 m <sup>3</sup> D = 0,6069 m H = 0,8680 m	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	1	20652
Tangki Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> (TU-05)	Melarutkan natrium fosfat menjadi 5% untuk diumpankan ke Deaerator (DA-01)	Tangki Silinder Tegak Berpengaduk	T = 30°C P = 1 atm	V = 0,0848 m <sup>3</sup> D = 0,4860 m H = 0,8464 m	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	1	17685
Tangki Umpan Boiler (TU-06)	Menampung air umpan boiler sebagai air pembuat steam	Tangki silinder horizontal	T = 35°C P = 1 atm	V = 8,027 m <sup>3</sup> D = 1,6764 m P = 5,4759 m	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	1	12893
Tangki Bahan Bakar Boiler (TU-07)	Menyimpan <i>Fuel Oil</i> sebagai bahan bakar boiler selama 15 hari	Tangki silinder horizontal	T = 30°C P = 1 atm	V = 32,3070 m <sup>3</sup> D = 2,1336 m P = 7,5498 m	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	1	8672
Tangki Kondensat (TU-08)	Menyimpan air yang berasal dari steam yang terkondensasi dari unit pemanas	Tangki silinder horizontal	T = 100°C P = 1 atm	V = 9,106 m <sup>3</sup> D = 1,5249 m P = 4,5461 m	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	1	13920
Tangki Silika (TU-09)	Menyerap uap air yang terbawa oleh udara tekan	Tangki silinder vertikal dengan bahan isian Silica	T = 30°C P = 1 atm	V = 0,081 m <sup>3</sup> D = 0,508 m P = 0,7518 m	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	1	5134

Tangki Udara Tekan (TU-10)	Menampung udara tekan	Tangki silinder horizontal	T = 94,17°C P = 4 atm	V = 12,24 m <sup>3</sup> D = 1,829 m P = 5,9268 m	Carbon steel SA-283 grade C	1	14262
Tangki Bahan Bakar Generator (TU-11)	Menyimpan <i>fuel oil</i> sebagai bahan bakar generator selama 30 hari	Tangki silinder horizontal	T = 30°C P = 1 atm	V = 0,0173 m <sup>3</sup> D = 0,3048 m P = 0,7816 m	Carbon steel SA-283 grade C	1	81
Cooling Tower (CT-12)	Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan di alat alat proses untuk disirkulasi kembali	<i>Mechanical induced draft counterflow cooling tower</i>	T in = 50°C T out = 30°C P = 1 atm	Panjang = 1 m Lebar = 1 m Tinggi = 7,6 m Power fan = 0,5 Hp	Carbon steel SA-283 grade C	1	25982
Kation Exchanger (KE-01)	Menghilangkan mineral yang terkandung dalam air dengan mengikat ion-ion positif sebagai air umpan boiler	Tangki silinder vertikal	T = 30°C P = 1 atm	V = 0,0071 m <sup>3</sup> D = 0,3048 m H = 0,9228 m	Stainless Steel SA 167 type 316	1	638
Anion Exchanger (AE-01)	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion negatif keluaran Kation Exchanger sebagai umpan boiler	Tangki silinder vertikal	T = 30°C P = 1 atm	V = 0,0053 m <sup>3</sup> D = 0,3048 m H = 0,7407 m	Stainless Steel SA 167 type 316	1	638

Deaerator (DA-01)	Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> , CO, dan lainnya	Tangki silinder horizontal yang berisi bahan isian	T = 100°C P = 1 atm	V = 0,0088 m <sup>3</sup> D = 0,762 m H = 0,3529 m	<i>Stainless Steel Type SA 167 type 309</i>	1	224
Boiler (BL-01)	Membuat steam jenuh pada suhu 150 °C dengan tekanan 4,699 atm	<i>Fire tube boiler</i>	T air = 35°C T <sub>steam</sub> = 150°C P <sub>steam</sub> = 4,699 atm	V = 0,9582 m <sup>3</sup> L = 2,2714 m D = 1,1357 m	<i>Stainless Steel SA 167 type 316</i>	1	268019
Blower Utilitas (BU-01)	Mengalirkan udara ke dalam boiler	<i>Centrifugal Blower</i>	T <sub>in</sub> = 30°C T <sub>out</sub> = 30,8°C P <sub>in</sub> = 1 atm P <sub>out</sub> = 1,1 atm	Kapasitas umpan = 665,7347 ft <sup>3</sup> /menit Power = 17,5 Hp	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	1	3195
Flash Tank (FTU-01)	Menguapkan kembali air yang berasal dari unit pemanas	Tangki silinder vertikal	T <sub>in</sub> = 150°C P = 4,699 atm	V = 1,129 m <sup>3</sup> D = 0,9144 m H = 0,4673 m	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	1	2000
Kompresor Udara (KU-01)	Menaikkan tekanan udara dari 1 atm menjadi 4 atm	Kompresor sentrifugal	T <sub>in</sub> = 30°C P <sub>in</sub> = 1 atm P <sub>out</sub> = 4,699 atm	Kapasitas = 70,230 kg/jam Power = 5 Hp		1	8215
Pompa Utilitas-01 (PU-01)	Memompa air dari bawah tanah ke Bak Air Bersih (BU-01)	<i>Centrifugal Pump</i>	T = 30°C P = 1 atm	Head = 13,3950 m NPSHa = 1,356 m NPSHR = 0,6539 m Power = 0,5 Hp	<i>Commercial Steel</i>	2	173
Pompa Utilitas-02 (PU-02)	Memompa air dari Bak Air Bersih (BU-01) menuju air servis, Bak Air	<i>Centrifugal Pump</i>	T = 30°C P = 5 atm	Head = 11,328 m NPSHa = 3,808 m NPSHR = 0,6319 m Power = Hp	<i>Commercial Steel</i>	2	124

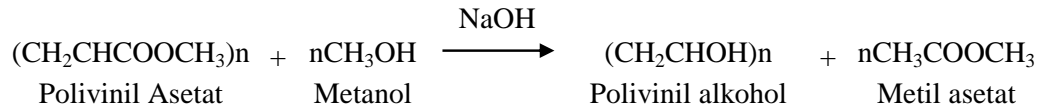
	Sanitasi dan Perumahan, cooling tower, dan Kation Exchanger						
Pompa Utilitas-03 (PU-03)	Memompa air dari Tangki Klorinasi (TU-01) menuju Bak Air Kebutuhan Kantor & Perumahan (BU-02)	<i>Centrifugal Pump</i>	T = 30°C P = 1 atm	Head = 10,0359 m NPSHa = 1,435 m NPSHR = 0,5684 m Power = 0,5 Hp	<i>Commercial Steel</i>	2	108
Pompa Utilitas-04 (PU-04)	Memompa air dari Cooling Tower (CT-01) menuju unit pendingin	<i>Centrifugal Pump</i>	T = 30°C P = 1 atm	Head = 17,158 m NPSHa = 1,891 m NPSHR = 1,0153 m Power = 1,5 Hp	<i>Commercial Steel</i>	2	124
Pompa Utilitas-05 (PU-05)	Memompa air dari Kation Exchanger (KE-01) menuju Anion Exchanger (AE-01)	<i>Centrifugal Pump</i>	T = 30°C P = 1 atm	Head = 2,6812 m NPSHa = 2,913 m NPSHR = 0,0651 m Power = 0,5 Hp	<i>Commercial Steel</i>	2	63
Pompa Utilitas-06 (PU-06)	Memompa air dari Anion Exchanger menuju Deaerator	<i>Centrifugal Pump</i>	T = 30°C P = 1 atm	Head = 2,72 m NPSHa = 2,296 m NPSHR = 0,0651 m Power = 0,5 Hp	<i>Commercial Steel</i>	2	63
Pompa Utilitas-07 (PU-07)	Memompa air dari tangki umpan boiler menuju boiler	<i>Centrifugal Pump</i>	T = 30°C P = 1 atm	Head = 12,33 m NPSHa = 1,141 m NPSHR = 0,2781 m Power = 0,5 Hp	<i>Commercial Steel</i>	2	83

Pompa Utilitas-08 (PU-08)	Memompa cairan dari tangki kondensat menuju Deaerator	<i>Centrifugal Pump</i>	T = 30°C P = 1 atm	Head = 12,95 m NPSHa = 0,955 m NPSHR = 0,2625 m Power = 0,5 Hp	<i>Commercial Steel</i>	2	83
Pompa Utilitas-09 (PU-09)	Memompa Larutan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> dari Tangki H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> menuju Kation Exchanger (KE-01)	<i>Centrifugal Pump</i>	T = 30°C P = 1 atm	Head = 4,43 m NPSHa = 2,365 m NPSHR = 0,0708 m Power = 1 Hp	<i>Commercial Steel</i>	2	63
Pompa Utilitas-10 (PU-10)	Memompa larutan NaOH dari Tangki NaOH menuju Anion Exchanger	<i>Centrifugal Pump</i>	T = 30°C P = 1 atm	Head = 2,57 m NPSHa = 2,827 m NPSHR = 0,0515 m Power = 0,75 Hp	<i>Commercial Steel</i>	2	63

**REAKTOR  
(R-01)**

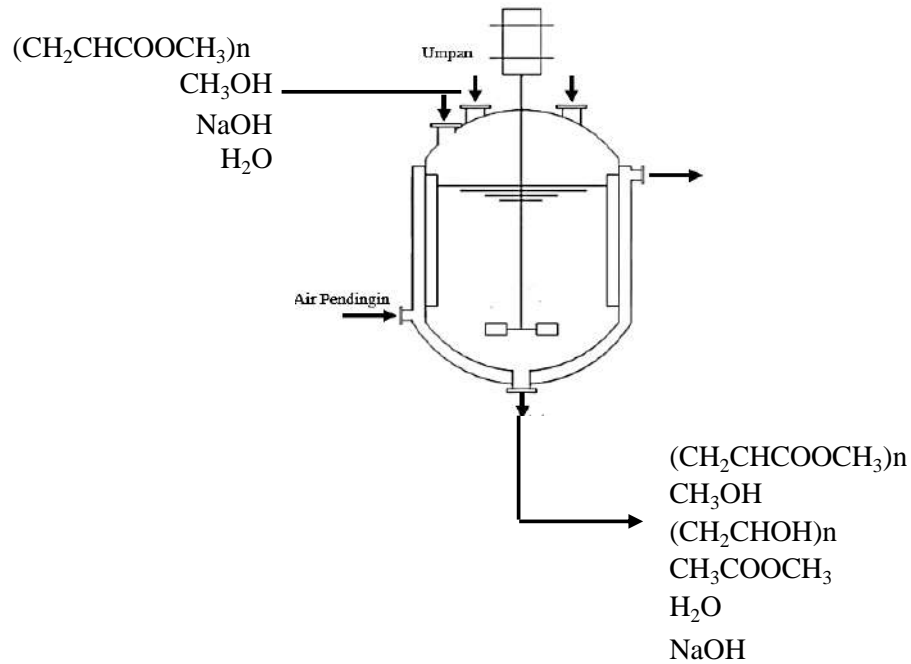
Fungsi : Mereaksikan Polivinil Asetat ((CH<sub>2</sub>CHCOOCH<sub>3</sub>)<sub>n</sub>) dengan Metanol (CH<sub>3</sub>OH) menjadi polivinil alkohol ((CH<sub>2</sub>CHOH)<sub>n</sub>) dan Metil Asetat (CH<sub>3</sub>COOCH<sub>3</sub>) dengan katalis NaOH.

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)



Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm  
 Suhu = 57 °C = 330 K  
 Fasa Reaksi = Cair-cair  
 Perbandingan Reaktan = 1 : 1,8  
 Konversi yang ingin dicapai = 98,00%





**A. Umpan Masuk Reaktor**

Komponen	BM (Kg/Kmol)	$\rho_i$ (kg/L)	F (kmol/jam)	m (kg/jam)
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	86	1,16	146,4084	12591,1246
$\text{CH}_3\text{OH}$	32	0,7571	263,3919	8428,5408
$(\text{CH}_2\text{CHOH})_n$	44	1,25	-	-
$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$	74	0,8846	-	-
NaOH	40	1,8976	1,5739	62,9556
$\text{H}_2\text{O}$	18	0,9978	0,9596	17,2719
<b>Total</b>		5,9538	412,3338	21099,8929

**Antoine**

$$\rho = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Komponen	A	B	n	Tc
$\text{CH}_3\text{OH}$	0,27197	0,27192	0,2331	512,58
$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$	0,32119	0,25855	0,2745	506,8
NaOH	0,19975	0,09793	0,25382	2820
$\text{H}_2\text{O}$	0,3471	0,274	0,28571	647,13

**Stoikiometri :**

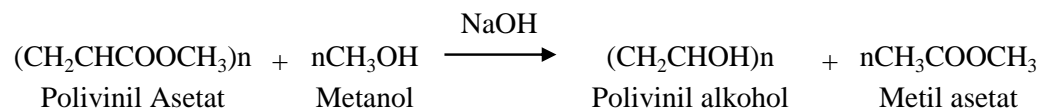
Komponen	Masuk	Bereaksi	Keluar
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	FA0	-FA0.XA	FA = FA0 (1-XA)
$\text{CH}_3\text{OH}$	FB0	-FA0.XA	FB = FB0-FA0.XA
$(\text{CH}_2\text{CHOH})_n$	FC0 = 0	+FA0.XA	FC = FA0.XA
$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$	FD0 = 0	+FA0.XA	FD = FA0.XA

**B. Menentukan laju Reaksi (r)**

Asumsi :

- Reaksi transesterifikasi antara polivinil asetat dengan metanol menggunakan katalis NaOH mengikuti reaksi orde 2.
- Nilai k merupakan pendekatan dari nilai k transesterifikasi polivinil asetat dengan metanol menggunakan katalis  $\text{NaOCH}_3$ . (Joshi and Pritchard, 1977)
- $k = 12744 \text{ L/kmol.jam}$

Reaksi :



$$-r_A = k \cdot C_a \cdot C_b$$

Dimana : k = Laju kecepatan reaksi

-r\_A = konstanta kecepatan reaksi

C\_a = konsentrasi polivinil asetat saat setimbang

C\_b = konsentrasi metanol saat setimbang

**C. Optimasi Reaktor**

Komponen	BM (Kg/Kmol)	$\rho_i$ (kg/L)	m (kg/jam)	$\xi_i$	$\rho_i \xi_i$ (kg/L)
$(CH_2CHCOOCH_3)_n$	86	1,1644	12591,1	0,5967	0,6948
CH <sub>3</sub> OH	32	0,7571	8428,54081	0,3995	0,3024
$(CH_2CHOH)_n$	44	1,2502	-	-	-
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	74	0,8846	-	-	-
NaOH	40	1,8976	62,9556	0,0030	0,0057
H <sub>2</sub> O	18	0,9978	17,2719	0,0008	0,0008
<b>Total</b>			21099,8929	1,0000	1,0037

Menghitung debit masuk reaktor ( $Q_0$ )

$$\begin{aligned}
 Q_0 &= \frac{\text{Massa (kg/jam)}}{\text{Densitas (Kg/L)}} \\
 &= \frac{21099,8929 \text{ kg/jam}}{1,0037 \text{ kg/L}} \\
 &= 21021,3885 \text{ L/jam}
 \end{aligned}$$

$$k = 12744 \text{ L/kmol.jam} \quad (\text{Joshi, D.P., \& Pritchard, J.G. (1977)})$$

$$Ca_0 = \frac{Fa_0}{Q_0} = \frac{146,4084}{21021,3885} = 0,006965 \text{ kmol/L}$$

$$Cb_0 = \frac{Fb_0}{Q_0} = \frac{263,3919}{21021,3885} = 0,01253 \text{ kmol/L}$$

$$M = \frac{Cb_0}{Ca_0} = \frac{0,01253}{0,00696} = 1,8$$

**D. Optimasi Reaktor**

Menghitung jumlah reaktor

**1. Menggunakan 1 RATB**

Reaktor 1

Persamaan Neraca Mol

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

$$F_{A_0} - F_{A_0}(1-X_{A1}) - (-r_A).V_1 = 0$$

$$F_{A_0}.X_{A1} - (-r_A).V_1 = 0$$

$$F_{A_0}.X_{A1} = (-r_A).V_1$$

$$V_1 = \frac{F_{A_0} X_{A1}}{(-r_A)}$$

$$V_1 = \frac{F_{A_0}.X_{A1}}{k.C_{A_0}.(1-X_{A1})(C_{B_0}-C_{A_0}X_{A1})}$$

$$V_1 = \frac{F_{A_0}.X_{A1}}{k.C_{A_0}.(1-X_{A1}).C_{A_0}.(M-X_{A1})}$$

Diperoleh :

$$\begin{aligned} X_{ao} &= 0 \\ X_{a1} &= 0,980 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} k &= 12744 \quad \text{L/kmol.jam} \\ Q_o &= 21021,3885 \quad \text{L/jam} \\ C_{ao} &= 0,006965 \quad \text{kmol/jam} \\ V_1 &= \frac{21021,3885 \times 0,980}{12744 \times 0,006965 \times (1 - 0,98) \times (1,8 - 0,98)} \\ &= 14169,410 \quad \text{L} \\ &= 14,1694 \quad \text{m}^3 \\ &= 3743,16 \quad \text{gallon} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal} &= \frac{V_f}{Q_o} \\ &= \frac{14169,4098 \quad \text{L}}{21021,4 \quad \text{L/jam}} \\ &= 0,6740 \quad \text{jam} \\ &= 40,4428 \quad \text{menit} \end{aligned}$$

Keputusan perancang :

Dipilih 1 reaktor dengan kapasitas 3743,1621 gallon.

Karena dengan menggunakan 1 reaktor waktu tinggal kurang dari 1 jam, sehingga tidak perlu dilakukan optimasi.

### Perhitungan Reaktor

#### A. Menentukan Volume Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal di dalam Reaktor } (\tau) &= 0,6740 \quad \text{Jam} \\ \text{Laju Alir masuk Reaktor } (Q_o) &= 21,0214 \quad \text{m}^3/\text{jam} \\ \text{Volume Fluida } (V_f) &= 14,169 \quad \text{m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Over Design} &= 20\% \quad (\text{Faktor keselamatan}) \\ V_{\text{reaktor}} &= (1 + 0.2) \times \text{Volume fluida} \\ &= 1,2 \times 14,1694 \quad \text{m}^3 \\ &= 17,00329 \quad \text{m}^3 \\ &= 17003,29 \quad \text{L} \\ &= 4491,794 \quad \text{gallon} \end{aligned}$$

Distandarkan dengan volume reaktor standar (Tabel 7.3. Silla, 2003)

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

Rated Capacity <sup>a</sup> gal	Actual Capacity <sup>a</sup> gal	Jacket Area <sup>b</sup> ft <sup>2</sup>	Outside Diameter <sup>c</sup> in	Straight Shell <sup>e</sup> in
500	559	75	54	51
750	807	97	60	60
1000	1075	118	66	66
1200	1253	135	66	78
1500	1554	155	72	81
2000	2083	191	78	93
2500	2756	230	84	105
3000	3272	256	90	108

3500	3827	283	96	111
4000	4354	304	102	111
5000	5388	353	108	123
6000	6601	395	120	120
8000	8765	466	132	132
10,000	10,775	540	144	135

- a) To convert gal to m<sup>3</sup>, multiply by 3.785x10<sup>-3</sup>.  
 b) To convert ft<sup>3</sup> to m<sup>3</sup>, multiply by 9.29x10<sup>-2</sup>.  
 c) To convert in to m, multiply by 2.54x10<sup>-2</sup>.

Maka, dipilih :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Reaktor} &= 5000 \text{ gallon} \times \frac{\text{dm}^3}{0,2642 \text{ gallon}} \\
 &= 18927,0589 \text{ dm}^3 \\
 &= 18,9271 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

## B. Menentukan Dimensi Reaktor

Untuk menentukan bentuk-bentuk *head* ada 3 pilihan :

### a. Flanged and Standard Dished Head

Digunakan untuk vesel proses bertekanan rendah, terutama digunakan untuk tangki penyimpanan horizontal, serta untuk menyimpan fluida yang volatil. Selain itu, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil. (Brownell & Young, 1959: hal. 86)

### b. Torispherical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig - 200 psig dan harganya cukup ekonomis. (Brownell & Young, 1959: hal. 88)

### c. Elliptical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig hingga diatas 200 psig. (Brownell & Young, 1959 : hal. 92)

Maka dipilih :

Bentuk = Silinder vertikal dengan alas dan *head* berbentuk Torispherical and Standard Dished Head

Alasan = Tekanan pada reaktor sebesar 1 atm (15 psig) yang berarti tekanan rendah dan relatif ekonomis.

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell-Young halaman 88 diperoleh :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{torispherical (VH)}} &= 0,000049 \text{ ID}^3 \quad (\text{d dalam in}) \\
 &= 1.2446 \times 10^{-5} \text{ ID}^3 \quad (\text{d dalam dm})
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich (198-248), dimana D/H < 2 dipilih perbandingan ID : H = 1 : 1.5

$$\begin{aligned}
 V_{\text{reaktor}} &= \text{Volume shell (Vs)} + (2 \times \text{Volume Head}) \\
 &= \left( \frac{1}{4} \times \pi \times \text{ID}^2 \times H \right) + (2 \times V_{\text{H}}) \\
 &= \left( \frac{1}{4} \times \pi \times \text{ID}^2 \times 1,5\text{ID} \right) + (2 \times V_{\text{H}}) \\
 &= \left( \frac{1}{4} \times \pi \times \text{ID}^3 \times 1,5 \right) + (2 \times V_{\text{H}}) \\
 &= 1,1786 \text{ ID}^3 + (2 \times 1,2446 \times 10^{-5} \text{ ID}^3) \\
 &= 1,1786 \text{ ID}^3 + 2,4892 \times 10^{-5} \text{ ID}^3 \\
 &= 1,1786 \text{ ID}^3
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\text{Inside Diameter (ID)} = \sqrt[3]{\frac{V \text{ reaktor}}{1.1786}}$$

Sehingga diperoleh *Inside Diameter* (ID)

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \sqrt[3]{\frac{18,9271}{1.1786}} \\ &= 2,5229 \text{ m} = 8,2773 \text{ ft} = 99,328 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka, tinggi shell (Hs)

$$\begin{aligned} \text{Hs} &= 1.5 \times \text{ID} \\ &= 1,5 \times 2,5229 \text{ m} \\ &= 3,7844 \text{ m} = 12,416005 \text{ ft} = 148,992 \text{ in} \end{aligned}$$

### C. Menentukan Tebal Dinding Reaktor

Reaktor terdiri dari atas dinding (*shell*), tutup atas dan tutup bawah (*head*).

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 P} + C \quad (\text{Brownell and Young, pers. 13.1 hal. 254})$$

Keterangan :

- C = Faktor korosi
- P<sub>desain</sub> = Tekanan terukur
- r<sub>i</sub> = Jari-jari dalam *shell*
- f = *Stress* yang diijinkan
- E = Efisiensi sambungan

#### 1. Bahan Kontruksi

Bahan kontruksi dipilih : Stainless Steel SA-167 Grade 11 Type 316. *Stress* maksimum yang diijinkan (f) pada suhu 134.6°F diperoleh dari hal 342, Brownell and Young adalah 18750 psi

(Extracted from the 1956 Edition of the ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Unfired Pres-

Item 4. Maximum Allowable Stress Values in Tension  
For Metal Temperatures

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	-20 to						
						100	200	300	400	500	600	650
Plate Steels												
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,300
SA-167	5	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	6	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	8	309	23 Cr-12 Ni	75,000	...	18,750	18,750	17,300	16,700	16,600	16,500	16,450
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	10	310	23 Cr-20 Ni	75,000	(3)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	11	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	A	410	13 Cr	65,000	...	16,250	15,600	15,100	14,600	14,150	13,850	13,700
SA-240	B	...	15 Cr	70,000	...	17,500	17,500	16,300	15,650	15,160	14,660	14,300
SA-240	C	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-240	D	430	17 Cr	70,000	(9)	17,500	17,500	16,300	15,650	15,160	14,660	14,300
SA-240	M	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	O	405	12 Cr-Al	60,000	...	15,000	15,000	14,700	14,400	13,950	13,460	13,000
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,300
SA-240	T	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850

#### 2. Jari-jari Dalam Shell

$$\begin{aligned} \text{Jari-jari dalam Shell (r}_i) &= (1/2) \times \text{ID reaktor} \\ &= 0,5 \times 99,3280 \text{ in} \\ &= 49,6640 \text{ in} \end{aligned}$$

**3. Efisiensi Sambungan**

Dipilih sambungan *Double Welded butt Joint* dengan efisiensi sambungan E sebesar 0,8 Dipilih dari halaman 254 tabel 13.2, Brownell and Young

Table 13.2. Maximum Allowable Efficiencies for Arc- and Gas-welded Joints (11)  
From the 1956 ASME Unfired-Pressure-Vessel Code with Permission of the American Society of Mechanical Engineers

Type of Joint	Limitations	Basic Joint Efficiency, per cent	Radio-graphed	Thermally Reheated	Maximum Joint Efficiency, per cent
Double-welded butt joint	None		No	No	80
Single-welded butt joint with backing strip	Longitudinal joints not over 1 1/4 in. thick. No thickness limitation on circumferential joints.	80	No Yes	Yes No	85 90 95
Single-welded butt joint without backing strip	Circumferential joints only, not over 3/4 in. thick.	70	No No	No Yes	70 75
Double full-fillet lap joint	Longitudinal joints not over 3/4 in. thick. Circumferential joints not over 3/4 in. thick.	65	No No	No Yes	65 70
Single full-fillet lap joint with plug welds	Circumferential joints only, not over 3/4 in. thick; attachment of heads not over 24 in. in outside diameter to shells not over 3/4 in. thick.	60	No No	No Yes	60 65
Single full-fillet lap joint without plug welds	Only for attachment of heads convex to pressure to shells not over 3/4 in. thick, and for attachment of heads concave to pressure not over 24 in. in outside diameter to shells not over 3/4 in. thick.	50	No No	No Yes	50 55

**4. Faktor Korosi**

Faktor korosi (C) untuk *stainless steel* yang diijinkan adalah 0,125 in (Tabel 6, Hal. 542, 1958, Timmerhaus)

**5. Tekanan Perancangan**

$$\begin{aligned}
 P_{operasi} &= 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ psi} \\
 \text{Tekanan desain } &5\text{-}10\% \text{ diatas tekanan kerja normal (Coulson, 1988 Hal. 673). Tekanan yang dipilih } 10\% \text{ diatasnya.} \\
 P_{desain} &= 1,1 \times P_{operasi} \\
 &= 1,1 \times 14,6959 \text{ psi} \\
 &= 16,16549 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

**6. Tebal Dinding Reaktor (ts)**

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 P} + C \\
 &= \frac{16,1655 \text{ psi} \times 49,6640 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 16,1655 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,1786 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter tebal shell standar} &= 0,1875 \text{ in} \\
 &\text{(Brownell and Young, hal. 88)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Outside diameter (OD)} &= ID + 2 \times ts \text{ standar} \\
 &= 99,3280 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in})
 \end{aligned}$$

$$= 99,703 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 hal. 90 Brownell & Young, OD standar yang mendekati perhitungan adalah 102 in

$$\text{OD standar} = 102 \text{ in} = 2,5908 \text{ m}$$

Koreksi ID

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD standar} - 2 \times t_{\text{s standar}} \\ &= 102 \text{ in} - 2 \times 0,1875 \text{ in} \\ &= 101,6250 \text{ in} \\ &= 2,5813 \text{ m} \\ &= 8,4688 \text{ ft} \end{aligned}$$

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

## G. Menentukan Jenis, Tebal, dan Tinggi Head

### 1. Menentukan Jenis Head

Untuk menentukan bentuk-bentuk head ada 3 pilihan :

#### a. Flanged and Standard Dished Head

Digunakan untuk vesel proses bertekanan rendah, terutama digunakan untuk tangki penyimpanan horizontal, serta untuk menyimpan fluida yang volatil. Selain itu, harganya murah dan digunakan untuk tangki

(Brownell & Young, 1959 : hal 86)

#### b. Torispherical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig-200 psig (1 - 13,6 atm) dan harganya cukup ekonomis.

(Brownell & Young, 1959 : hal 88)

#### c. Elliptical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig hingga diatas 200 psig.

(Brownell & Young, 1959 : hal 92)

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan tersebut di atas dan tekanan operasi perancangan yang dibuat maka dipilih *Torispherical Flanged and*

**2. Menentukan Ketebalan Torispherical Head**

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C$$

(Persamaan 7.77,hal 138 Brownell & Young, 1959)

Keterangan :

th = Tebal *head* (in)

W = Faktor intensifikasi *stress*

f = *Allowable stress* untuk *plate steel SA-167* tipe : 316

E = Efisiensi sambungan

C = *Corrosion allowence*

P = Tekanan desain (psi)

**3. Menghitung Faktor Intensifikasi Stress (W)**

Dengan nilai OD standar 102 in

(Brownell & Young, tabel 5.7 halaman 91)

Maka diperoleh :

$$rc = 102 \text{ in}$$

$$icr = 6,13 \text{ in}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\ &= \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{102}{6.5}} \right) \\ &= 2,8316 \end{aligned}$$

Maka, ketebalan *torispherical head*

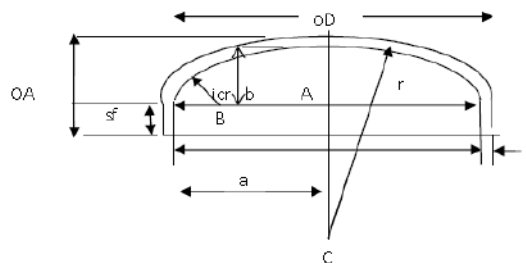
$$th = \frac{rc \cdot W \cdot P}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C$$

$$\begin{aligned} &= \frac{102 \times 2,8316 \times 16,1655}{2 \times 18750 \times 0,8 - 0,2 \times 16,1655} + 0,125 \\ &= 0,2807 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai tebal *head* (th) standar 5/16 in = 0,3125 in

(Brownell&Young, tabel 5.6, hal. 88)

**4. Menentukan Tinggi Torispherical Head**



Keterangan :

icr = Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in)



- rc = Jari-jari kelengkungan (in)
- sf = Flange lurus (*straight flange*) (in)
- th = Tebal *head* (in)
- OA = Tinggi head (in)
- b = *Depth of dish (inside)* (in)
- a = *Inside radius / jari-jari shell* (in)
- ID = *Inside diameter* (in)

Berdasarkan tebal head standar (5/16 in), maka dipilih straight flange (sf) antara 1.5 hingga 3 in. (Tabel 5.8 hal. 93, Brownell & Young)

Dipilih sf = 2 in

$$a = \frac{\text{ID koreksi}}{2}$$

$$= \frac{101,625 \text{ in}}{2}$$

$$= 50,8125 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 50,8125 \text{ in} - 6,125 \text{ in}$$

$$= 44,6875 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$= 102 - 6,125$$

$$= 95,9 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= \sqrt{95,9^2 - 44,6875^2}$$

$$= 84,8236 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= 102 \text{ in} - 84,8236 \text{ in}$$

$$= 17,1764 \text{ in}$$

Maka, tinggi head (OA)

$$= \text{th standar} + b + \text{sf}$$

$$= 0,3125 \text{ in} + 17,1764 \text{ in} + 2 \text{ in}$$

$$= 19,4889 \text{ in}$$

$$= 0,4950 \text{ m}$$

#### **H. Menentukan Tinggi Total Reaktor**

$$\text{Tinggi total reaktor} = \text{Tinggi shell} + 2 \times \text{Tinggi head}$$

$$= 148,99205 \text{ in} + 2 \times 19,4889 \text{ in}$$

$$= 187,96986 \text{ in}$$

$$= 4,7744 \text{ m}$$

$$= 15,6642 \text{ ft}$$

**I. Menentukan Tinggi Fluida dalam Reaktor**

$$\begin{aligned}
 A &= (\pi/4) \times ID \text{ koreksi}^2 \\
 &= ((22/7)/4) \times (2,5813 \text{ m})^2 \\
 &= 5,2352 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter dalam reaktor (ID)} &= 101,625 \text{ in} \\
 \text{Volume cairan dalam shell} &= \text{Volume head atas (V}_H) \\
 &= 0,000049 \text{ ID}^3 \\
 &= 0,000049 \times (101,625 \text{ in})^3 \\
 &= 51,4278 \text{ in}^3 \\
 &= 0,0008 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan dalam shell} &= \text{Volume larutan} - \text{Volume head} \\
 &= 14,1694 \text{ m}^3 - 0,0008 \text{ m}^3 \\
 &= 14,1686 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi larutan dalam shell (H}_{LS}) &= \frac{\text{Volume larutan}}{\text{Luas penampang}} \\
 &= \frac{14,1686 \text{ m}^3}{5,2352 \text{ m}^2} \\
 &= 2,7064 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**J. Menentukan Pengaduk Reaktor**

$$\text{Suhu di dalam reaktor} = 57 \text{ }^\circ\text{C} = 330 \text{ K} = 135 \text{ }^\circ\text{F}$$

Pengaduk yang akan digunakan dalam reaktor dipilih berdasarkan viskositas total komponenen masuk reaktor pada suhu 57°C

$$\log_{10} \mu_{liq} = A + \frac{B}{T} + C \cdot T + D \cdot T^2 \quad (T, K)(\mu, cP)$$

Data untuk menghitung Viskositas Komponen

Komponen	A	B	C	D
CH <sub>3</sub> OH	-9,0562	1254,2	0,02238	-2,4E-05
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	-7,0933	930,74	0,01748	-1,9E-05
NaOH	-4,1939	2051,5	0,00279	-6,2E-07
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,3E-05

(Yaws, 1999)

1. Menentukan Jenis Pengaduk

Viskositas Komponen Masuk Reaktor

Komponen	log10 $\mu$	$\mu$ (cP)
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>		15
CH <sub>3</sub> OH	-0,4325	0,3694
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>		20
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	-0,5774	0,2646
NaOH	2,8770	753,2795
H <sub>2</sub> O	-0,3086	0,4914

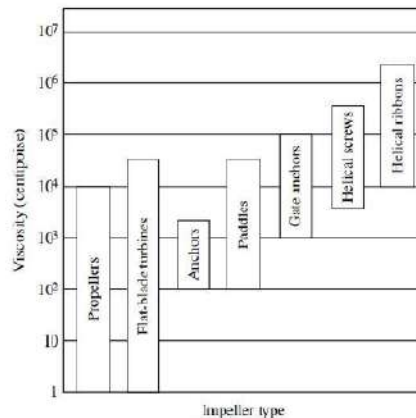
Menentukan viskositas campuran komponen masuk Reaktor

Viskositas Campuran Komponen Masuk Reaktor

Komponen	Massa Masuk (kg/jam)	Fraksi Massa (xi)	$\mu$ (cP)	xi. $\mu$ (cP)
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	12591,1246	0,59674	15	8,9511
CH <sub>3</sub> OH	8428,5408	0,39946	0,3694	0,1476
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	-	-	20	-
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	-	-	0,2646	-
NaOH	62,9556	0,00298	753,2795	2,2476
H <sub>2</sub> O	17,2719	0,00082	0,4914	0,0004
<b>Total</b>	<b>21099,8929</b>	<b>1,0000</b>	<b>789,4049</b>	<b>11,3466</b>

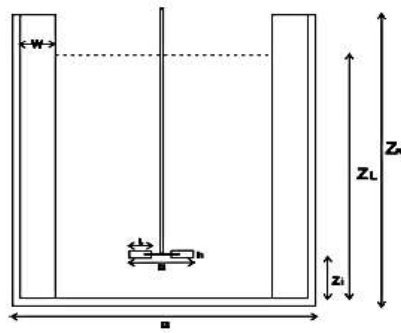
Jenis pengaduk dipilih erdasarkan viskositas fluida yang diaduk.

(Holland, F. A dan F.S., Chapman, 1996, hal 5)



Untuk viskositas 11,3466 cP maka jenis pengaduk yang dipilih adalah *Flat Blade Turbines Impellers*. (Rase H. F, Fig. 8.4 Hal. 341). Dipilih *Flat Blade Propeller* atau *Turbines* untuk *Impeller* karena dapat menghasilkan pengadukan yang baik dan biasanya digunakan reaktor dengan proses

(Rase H. F, Hal. 344)



Keterangan :

$Z_R$  : Tinggi reaktor

$Z_L$  : Tinggi cairan

$Z_i$  : Tinggi pengaduk dari dasar

$D_t$  : Diameter reaktor

$D_i$  : Diameter pengaduk

$L$  : Panjang pengaduk

$h$  : Lebar pengaduk

$w$  : Lebar *baffle*

Gambar. Komponen Bagian Reaktor

Menurut Brown, 1978, hal. 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudu (flat blade turbines impellers) :

$$\begin{aligned} D_t/D_i &= 3 \\ Z_L/D_i &= 2,7 - 3,9 \\ Z_i/D_i &= 0,75 - 1,3 \\ \text{Jumlah } \textit{baffle} &= 4 \\ w/D_i &= 0,1 \end{aligned}$$

laporan mengenai spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut

- a. Jumlah blade = 6 buah
- b. Jumlah *baffle* = 4 buah
- c. Diameter Impeller ( $D_i$ ) =  $1/3 \times$  Diameter tangki ( $D_t$ )  
=  $1/3 \times 2,5229 \text{ m}$   
=  $0,8410 \text{ m} = 2,7591 \text{ ft}$
- d. Tinggi *Impeller* dari dasar ( $Z_i$ ) =  $1/3 \times$  Diameter tangki ( $D_t$ )  
=  $1/3 \times 2,5229 \text{ m}$   
=  $0,8410 \text{ m} = 2,7591 \text{ ft}$
- e. Lebar *Blade Impeller* ( $h$ ) =  $1/12 \times D_t$   
=  $0,08333 \times 2,5229 \text{ m}$   
=  $0,5046 \text{ m} = 1,6555 \text{ ft}$
- f. Panjang *Blade Impeller* ( $L$ ) =  $1/4 \times D_i$   
=  $1/4 \times 2,5229 \text{ m}$   
=  $0,6307 \text{ m} = 2,06933 \text{ ft}$
- g. Tinggi blade ( $W$ ) =  $(1/5) \times D_i$   
=  $0,1682 \text{ m}$
- h. Lebar *Baffle* ( $w$ ) =  $0.1 \times D_i$   
=  $0.1 \times 2,5229 \text{ m}$   
=  $0,2523 \text{ m} = 0,8277 \text{ ft}$
- i. Tinggi *Baffle* ( $H$ ) = Tinggi dibagain shell

$$= 2,7064 \text{ m}$$

Volume Baffle ( $V_{\text{baffle}}$ )

$$\begin{aligned} \text{Panjang Baffle} &= \text{Tinggi shell} - \text{Jarak pengaduk dari dasar tangki} \\ &= 3,7844 \text{ m} - 0,8410 \text{ m} \\ &= 2,9434 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal baffle standar = 0,0079 m

$$\begin{aligned} V_{\text{baffle}} &= \text{Lebar baffle} \times \text{Panjang baffle} \times \text{Tebal baffle} \times \text{Jumlah baffle} \\ &= 0,2523 \text{ m} \times 2,9434 \text{ m} \times 0,0079 \text{ m} \times 4 \\ &= 0,023466 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

## 2. Menentukan Kecepatan Pengaduk

Densitas Campuran Komponen Masuk Reaktor

Komponen	Masuk		$\xi$ (fraksi massa)	$\rho_i$ ( $\text{kg/m}^3$ )	$\rho_i \xi$ ( $\text{kg/m}^3$ )
	Massa ( $\text{kg/jam}$ )	Mol ( $\text{kgmol/jam}$ )			
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	12591,12	146,4084	0,59674	1164,40	694,843
$\text{CH}_3\text{OH}$	8428,54	263,3919	0,39946	757,06	302,413
$(\text{CH}_2\text{CHOH})_n$	-	-	-	1250,20	-
$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$	-	-	-	884,59	-
$\text{NaOH}$	62,96	1,5739	0,00298	1897,55	5,6617
$\text{H}_2\text{O}$	17,27	0,9596	0,00082	997,81	0,8168
<b>Total</b>	<b>21099,89</b>	<b>412,3338</b>	<b>1,0000</b>	<b>6951,61</b>	<b>1003,73</b>

Berdasarkan Rase, H. F., (1997) vol.1, hal. 345, kecepatan putaran untuk pengaduk tipe Flat Blade Turbin Impeller dengan 6 blade berkisar antara 500 ft/menit - 700 ft/menit.

Untuk Turbin Impeller memberikan agitasi yang baik pada 600 ft/menit. Sehingga dipilih kecepatan putar pengaduk = 600 ft/menit

Untuk mencari kecepatan putar pengaduk dalam satuan rpm maka menggunakan rumus :

$$\begin{aligned} N &= \frac{600}{\pi \times D_i} = \frac{600 \text{ ft/menit}}{(22/7) \times 2,7591 \text{ ft}} \\ &= 69,1922 \text{ rpm} \end{aligned}$$

Dari Wallas, hal. 288 untuk kecepatan pengaduk standar yang digunakan adalah kecepatan pengaduk yang mendekati 69,1922 rpm adalah 68 rpm.

$$\begin{aligned} N_{\text{standar}} &= 68 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ s}} \\ &= 1,1333 \text{ rps} \end{aligned}$$

## 3. Menentukan Bilangan Reynold

$$N_{\text{Re}} = \frac{\rho \times N \times D_i^2}{\mu}$$

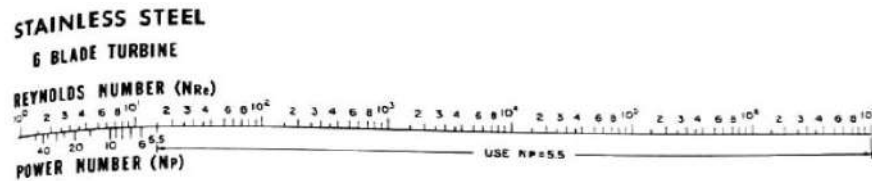
Keterangan rumus :

$$\rho = \rho_{\text{campuran umpan masuk}} = 1,0037 \text{ kg/lite} = 62,6611 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 N &= \text{Kecepatan pengadukan} &= 1,1333 \text{ rps} \\
 D_i &= \text{Diameter Impeller} &= 2,7591 \text{ ft} \\
 \mu &= \text{Viskositas campuran komponen masuk reaktor} \\
 &= 11,3466 \text{ cP} = 0,00762 \text{ lb/ft.s}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{62,6611 \text{ lb/ft}^3 \times 1,1333 \text{ rps} \times 7,6127 \text{ ft}^2}{0,00762 \text{ lb/ft.s}} \\
 &= 70905,4336
 \end{aligned}$$



Dari fig 8.8 - Rase, 1957 untuk  $N_{re} > 10$ ,  $N_p = 5,5$

#### 4. Menghitung Tenaga Pengaduk

Dihitung dengan persamaan

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times D_i^5$$

Keterangan :

$P$  = Daya penggerak (watt)

$N_p$  = Power number

$\rho$  = Densitas cairan yang diaduk ( $\text{kg/m}^3$ )

$N$  = Kecepatan pengaduk standar (1/s)

$D_i$  = Diameter pengaduk (m)

Maka,

$$\begin{aligned}
 P &= 5,5 \times 1003,7345 \text{ kg/m}^3 \times 1,4557 \text{ rps}^3 \times 0,42065 \text{ m}^5 \\
 &= 3380,4622 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\
 &= 3380,4622 \text{ J/s} \\
 &= 3380,4622 \text{ W} \\
 &= 3,3805 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Towler, hal. 111 :  
Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kWatt)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
> 4000	97

Dengan daya penggerak 3,3805 kW, sehingga efisiensinya adalah 80%

Maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$P = \frac{3,3805 \text{ kW}}{80\%}$$

$$= 4,2256 \text{ kW} = 5,6666 \text{ HP}$$

Digunakan motor pengaduk standar, diperoleh dari Ludwig, 2001 edisi 3, hal 628

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.  
 Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih motor pengaduk standar 10 HP

### 5. Beban Hidraulik ( $\sigma$ )

$$\sigma = \frac{Po}{N}$$

Dimana :

- $\sigma$  = Beban Hidraulik (N.m)
- $Po$  = Daya Penggerak (N.m/s)
- $N$  = Kecepatan Putar (rps)

Sehingga,

$$\sigma = \frac{3380,4622 \text{ N.m/s}}{1,1333 \text{ rps}}$$

$$= 2982,7608 \text{ N.m}$$

### 6. Momen Bending

$$M = \frac{0.3 \cdot Po \cdot Lp}{N.L}$$

Dimana :

- $M$  = Momen Bending
- $Lp$  = Panjang Poros (m)
- $L$  = Panjang impeller (m)

$$Lp = (H_{head} + H_{shell}) - (1/3 \times H_{shell})$$

$$= (b + sf + H_{shell}) - (1/3 \times H_{shell})$$

$$= (17,2 \text{ in} + 2 \text{ in} + 148,992 \text{ in}) - (1/3 \times 148,992 \text{ in})$$

$$= 118,504 \text{ in}$$

$$= 3,0100 \text{ m}$$

$$M = \frac{0,3 \times 3380,4622 \text{ N.m/s} \times 3,0100 \text{ m}}{1,1333 \text{ rps} \times 0,6307 \text{ m}}$$

$$= 4270,33976 \text{ N.m}$$

**7. Diameter poros (Dshaft)**

$$\begin{aligned}
 D_{\text{shaft}} &= \left( \frac{16 \times (\sigma^2 + M^2)^{0.5}}{\pi \times f} \right)^{1/3} \\
 &= \left( \frac{16 \times (2982,761^2 + 4270,33976^2)^{0.5}}{3,14 \times 129276750 \text{ N/m}^2} \right)^{1/3} \\
 &= 0,05899 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**8. Volume poros (Vshaft)**

$$\begin{aligned}
 V_{\text{shaft}} &= \pi \cdot D_{\text{shaft}}^2 \cdot L_p \\
 &= 3,14 \times (0,05899 \text{ m})^2 \times 3,0100 \text{ m} \\
 &= 0,03289 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

**9. Volume Impeller (Vimpeller)**

$$\begin{aligned}
 V_{\text{impeller}} &= \text{Jml Impeller} \times P_j \text{ blade} \times t \text{ blade} \times T_{\text{bl Impeller}} \times \text{Jml sudut} \\
 &= 4 \times 0,6307 \text{ m} \times 0,1682 \text{ m} \times 0,0079 \text{ m} \times 6 \\
 &= 0,02011 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

**10. Volume Pengaduk**

$$\begin{aligned}
 V_{\text{pengaduk}} &= V_{\text{shaft}} + V_{\text{impeller}} \\
 &= 0,03289 \text{ m}^3 + 0,02011 \text{ m}^3 \\
 &= 0,05301 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

**K. Menghitung Ukuran Pipa**

**1. Umpan Masuk Reaktor Bahan Baku**

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	ρ (kg/L)	xi	ρ · xi
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	86	12591,125	146,408	1,164	0,704	0,820
CH <sub>3</sub> OH	32	5280,760	165,024	0,757	0,295	0,224
H <sub>2</sub> O	18	10,328	0,574	0,998	0,001	0,001
Total		17882,212	312,006	2,919	1,000	1,044

Kecepatan massa = 17882,2121 kg/jam = 10,9510 lb/det

Rapat massa = 1,04401 kg/L = 65,1756 lb/ft<sup>3</sup>

$$\begin{aligned}
 q &= \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Rapat massa}} \\
 &= \frac{10,9510 \text{ lb/det}}{65,1756 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 0,16802 \text{ ft}^3/\text{det}
 \end{aligned}$$

Menentukan Diameter Pipa Optimum :

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

(Walas. S. M., 1990 pers 6.32 page 100)

Dopt = 3,0082 in

Berdasarkan Kern. D. Q., 1965 Tab. 11 page 844, dipilih ukuran standar yaitu :

ID = 4,026 in

OD = 4,5 in



## 2. Umpan Masuk Reaktor Katalis

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\rho$ (kg/L)	xi	$\rho \cdot xi$
NaOH	40	62,9556	1,5739	1,8976	0,01957	0,03713
CH <sub>3</sub> OH	32	3147,7812	98,3682	0,7571	0,97828	0,74061
H <sub>2</sub> O	18	6,9441	0,3858	0,9978	0,00216	0,00215
<b>Total</b>		3217,6809	100,3278	3,6524	1,0000	0,7799

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan massa} &= 3217,6809 \text{ kg/jam} = 1,9705 \text{ lb/det} \\ \text{Rapat massa} &= 0,77989 \text{ kg/L} = 48,6871 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} q &= \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Rapat massa}} \\ &= \frac{1,9705 \text{ lb/det}}{48,6871 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 0,04047 \text{ ft}^3/\text{det} \end{aligned}$$

Menentukan Diameter Pipa Optimum :

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

(Walas. S. M., 1990 pers 6.32 page 100)

$$D_{opt} = 1,5263 \text{ in}$$

Berdasarkan Kern. D. Q., 1965 Tab. 11 page 844, dipilih ukuran standar yaitu

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 2,067 \text{ in} \\ \text{OD} &= 2,38 \text{ in} \end{aligned}$$

## 3. Keluaran Reaktor

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\rho$ (kg/L)	xi	$\rho \cdot xi$
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	86	251,822	2,928	1,164	0,012	0,014
CH <sub>3</sub> OH	32	3837,173	119,912	0,757	0,182	0,138
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	44	6313,131	143,480	1,250	0,299	0,374
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	74	10617,539	143,480	0,885	0,503	0,445
NaOH	40	62,956	1,574	1,898	0,003	0,006
H <sub>2</sub> O	18	17,272	0,960	0,998	0,001	0,001
<b>Total</b>		21099,893	412,334	6,952	1,000	0,977

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan massa} &= 21099,8929 \text{ kg/jam} = 12,9215 \text{ lb/det} \\ \text{Rapat massa} &= 0,97724 \text{ kg/L} = 61,0072 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} q &= \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Rapat massa}} \\ &= \frac{12,9215 \text{ lb/det}}{61,0072 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 0,2118 \text{ ft}^3/\text{det} \end{aligned}$$

Menentukan Diameter Pipa Optimum :

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

(Walas. S. M., 1990 pers 6.32 page 100)

$$D_{opt} = 3,3100 \text{ in}$$

Berdasarkan Kern. D. Q., 1965 Tab. 11 page 844, dipilih ukuran standar yaitu

$$ID = 4,026 \text{ in}$$

$$OD = 4,5 \text{ in}$$

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.085	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/16	0.675	40*	0.493	0.182	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

### L. Neraca Panas

Data Kapasitas Panas (Cp) dari setiap komponen

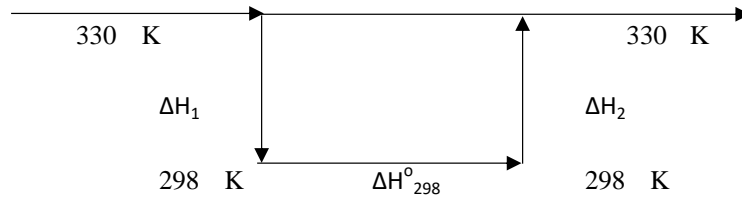
$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (C_p = \text{J/mol.K})$$

Komponen	A	B	C	D
CH <sub>3</sub> OH	40,152	0,31046	-1,029E-03	1,4590E-06
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	57,308	0,63751	-2,131E-03	3,0569E-06
NaOH	87,639	-4,837E-04	-4,5423E-06	1,1863E-09
H <sub>2</sub> O	92,053	-3,995E-02	-2,110E-04	5,3469E-07

(Yaws, 1999)

Dari Polymer Data Handbook by James E. Mark diperoleh :

$$\begin{aligned} (\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n &= 0,1866 \text{ kJ/mol.K} = 186,6 \text{ kJ/kmol.K} \\ (\text{CH}_2\text{CHOH})_n &= 78,94 \text{ J/mol.K} = 78,94 \text{ kJ/kmol.K} \end{aligned}$$



$$\int_{330}^{298} C_p \text{CH}_3\text{OH} dT = \int_{330}^{298} (40.152 + 0.31046T - 1.029 \times 10^{-3}T^2 - 1.459 \times 10^{-6}T^3) dT$$

$$= -2603,84 \text{ kJ/kmol}$$

Dengan cara yang sama diperoleh hasil sebagai berikut :

Panas Masuk dari Setiap Komponen

Komponen	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	-5971,2
$\text{CH}_3\text{OH}$	-2603,84

$$\Delta H1 = -8575,044839$$

Data Panas Pembentukan ( $\Delta H_f^0$ ) dari Setiap Komponen

Komponen	$\Delta H_f^0$ (kJ/mol)
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	-264,35
$\text{CH}_3\text{OH}$	-201,71
$(\text{CH}_2\text{CHOH})_n$	-130,5
$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$	-410

$$\begin{aligned} \Delta H^0_{298} &= \Delta H_{f298} \text{ produk} - \Delta H_{f298} \text{ reaktan} \\ &= [(1 \times (-410)) + (-130,5)] - [(-254,35) + (1 \times (-201,71))] \\ &= -74,44 \text{ kJ/mol} \\ &= -74440 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\int_{298}^{330} C_p \text{CH}_3\text{COOCH}_3 dT = \int_{298}^{330} (57.308 + 0.63751T - 2.131 \times 10^{-3}T^2 + 3.0569 \times 10^{-6}T^3) dT$$

$$= 4547,2220 \text{ kJ/kmol}$$

Dengan cara yang sama diperoleh hasil sebagai berikut :

Panas Keluar dari Setiap Komponen

Komponen	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)
$(\text{CH}_2\text{CHOH})_n$	2526,08
$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$	4547,2220

$$\Delta H2 = 7073,30202 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{RT} &= \Delta H1 + \Delta H_{R0} + \Delta H2 \\ &= -8575,04 \text{ kJ/kmol} + -74440 \text{ kJ/kmol} + 7073,3020 \text{ kJ/kmol} \\ &= -75941,7 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

**M. Neraca Panas Reaktor**

Data Kapasitas Panas (Cp) dari setiap komponen

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	8039	131,9	-5,049E-02	-4,000E-06
CH <sub>3</sub> OH	40,152	0,31046	-1,029E-03	1,4590E-06
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	715,9	91,96	-5,690E-02	1,3190E-05
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	57,308	0,63751	-2,131E-03	3,0569E-06
NaOH	87,639	-4,837E-04	-4,542E-06	1,1863E-09
H <sub>2</sub> O	92,053	-3,995E-02	-2,110E-04	5,3469E-07

**1. Panas Masuk Reaktor**

$$\begin{aligned}
 Q_{CH_3OH} &= n_{CH_3OH} \times \int_{298}^{330} C_p CH_3OH \\
 &= 146,4084 \text{ kmol/jam} \times 5971,2000 \text{ kJ/jam} \\
 &= 874233,991 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama diperoleh hasil sebagai berikut :

Panas masuk setiap komponen

Komponen	n (kmol/jam)	∫Cp dT (kJ/kmol)	Q masuk (kJ/jam)
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	146,4084	5971,2000	874233,9911
CH <sub>3</sub> OH	263,3919	2603,8448	685831,6403
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	-	-	-
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	-	-	-
NaOH	1,5739	2786,4226	4385,5243
H <sub>2</sub> O	0,9596	2408,9460	2311,5045
<b>Total</b>	<b>412,3338</b>	<b>13770,4134</b>	<b>1566762,6601</b>

**2. Panas Reaksi (ΔH<sub>R</sub>)**

$$\begin{aligned}
 Q_r &= F_{Ao} \cdot X_A \times -\Delta H_{RT} \\
 &= 143,4803 \text{ kmol/jam} \times 75941,74282 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 10896140,8 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**3. Panas Keluar Reaktor**

$$\begin{aligned}
 Q_{CH_3OH} &= n_{CH_3OH} \times \int_{298}^{330} C_p CH_3OH \\
 &= 2,9282 \text{ kmol/jam} \times 5971,2000 \text{ kJ/jam} \\
 &= 17484,67982 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama diperoleh hasil sebagai berikut

Panas Keluar dari setiap komponen

Komponen	n (kmol/jam)	∫Cp dT (kJ/kmol)	Q keluar (kJ/jam)
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	2,9282	5971,2000	17484,6798
CH <sub>3</sub> OH	119,9116	2603,8448	312231,3133
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	143,4803	2526,0800	362442,6079
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	143,4803	4547,2220	652436,5844
NaOH	1,5739	2786,4226	4385,5243

H <sub>2</sub> O	0,9596	2408,9460	2311,5045
<b>Total</b>	412,3338	20843,7154	1351292,2141

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

$$Q_s = Q \text{ masuk} + Q_R - Q \text{ keluar}$$

$$= 1566762,6601 + 10896140,79 - 1351292,2141$$

$$= 11111611,2318 \text{ kJ/jam}$$

Q berharga positif sehingga harus ada pengambilan panas untuk menjaga suhu reaksi tetap.

$$\text{umlah panas yang dipertukarkan oleh pendingin} = 11111611,232 \text{ kJ/jam}$$

$$= 10531774,02 \text{ BTU/jam}$$

$$= 2653976,268 \text{ kcal/jam}$$

#### N. Perancangan Pendingin pada Reaktor

$$\text{Suhu Reaktor} = 57 \text{ }^\circ\text{C} = 134,60 \text{ F} = 330 \text{ K}$$

$$\text{Media Pendingin} = \text{Air}$$

$$\text{Suhu Masuk (T1)} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K} = 86 \text{ F}$$

$$\text{Suhu Keluar (T2)} = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 323 \text{ K} = 122 \text{ F}$$

$$\text{Suhu Rerata (Tav)} = 40 \text{ }^\circ\text{C} = 313 \text{ K} = 104 \text{ F}$$

Data sifat fisis Air pada suhu rata-rata

$$\text{Berat molekul, BM} = 18,00$$

$$\text{Kapasitas panas, Cp} = 75,2692 \text{ kJ/kg.K} = 0,99876 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\text{Viskositas, } \mu = 0,6654 \text{ cp} = 1,6097 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Rapat massa, } \rho = 1013,78 \text{ kg/m}^3 = 63288,1 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Konduktifitas term, k} = 0,6251 \text{ w/mK} = 0,36256 \text{ Btu/ft jam }^\circ\text{F}$$

$$Q = 11111611,2318 \text{ kJ/jam} = 10531775,4 \text{ BTU/jam}$$

#### 1. Kebutuhan Pendingin (Wb)

$$Q = C_p \times \Delta T$$

$$W = \frac{Q}{C_p \times \Delta T}$$

Keterangan :

$$Q = \text{Jumlah panas yang diserap (kJ/jam)}$$

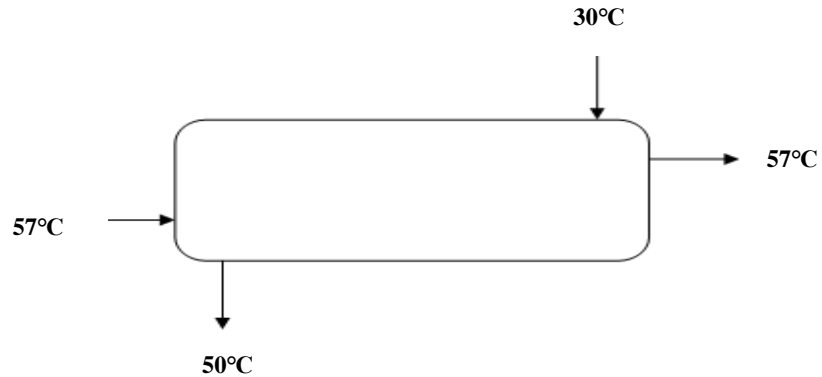
$$C_p = \text{Panas jenis pendingin (kJ/kg.K)}$$

$$\Delta T = \text{Beda suhu air (K)}$$

Maka,

$$\begin{aligned} W &= \frac{11111611,2318 \text{ kJ/jam}}{75,27 \text{ kJ/kg.K} \times 20 \text{ K}} \\ &= 7381,2465 \text{ kg/jam} = 16272,863 \text{ lb/jam} \\ &= 2,0503 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

2. Pemilihan Media Pendingin



Fluida panas

$$T1 = 57 \text{ } ^\circ\text{C} = 135 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T2 = 57 \text{ } ^\circ\text{C} = 134,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida dingin

$$t1 = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 122 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T1 - t2 = 7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T2 - t1 = 27 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{\ln \frac{(T1 - t2)}{(T2 - t1)}} \\ &= \frac{7 \text{ } ^\circ\text{C} - 27 \text{ } ^\circ\text{C}}{\ln \frac{7}{27}} \\ &= 14,8 \text{ } ^\circ\text{C} = 58,668 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dari Table 8 *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plantas* halaman 94 :

$$\text{Range UD} = 250-500 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dirancang UD} = 250 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dari persamaan 6.11 Kern, 1976 halaman 107 :

$$Q = UD \times A \times \Delta T \text{ LMTD}$$

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T \text{ LMTD}}$$

$$A = \frac{10531775,4 \text{ BTU/jam}}{250 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 58,6681 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$A = 718,0579 \text{ ft}^2 = 66,7098 \text{ m}^2$$

### Luas Selimut Reaktor

$$\begin{aligned}
 A &= (\pi \times OD \times HLS) + \text{Luas selimut head bawah} \\
 &= (\pi \times OD \times H_{LS}) + (2 \times \pi \times r^2) \\
 &= (3,14 \times 2,591 \text{ m} \times 2,71 \text{ m}) + (2 \times 3,14 \times 1,68 \text{ m}^2) \\
 &= 32,5848 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Luas selimut reaktor < daripada luas selimut reaktor maka digunakan koil pendingin.

### 3. Menghitung Laju Volumetrik Pendingin

$$\text{Laju volumetrik } (Q_A) = \frac{m}{\rho}$$

Keterangan :

m = Laju alir massa pendingin (kg/jam)

$\rho$  = Densitas pendingin (kg/m<sup>3</sup>)

Dengan :

Massa pendingin (m) = 7381,2465 kg/jam

Densitas pendingin ( $\rho$ ) = 1013,778 kg/m<sup>3</sup>

Maka,

$$\begin{aligned}
 Q_A &= \frac{7381,2465 \text{ kg/jam}}{1013,7775 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 7,28093 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00202 \text{ m}^3/\text{s} = 0,07142 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

### 4. Menentukan Diameter Coil

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37} \quad (\text{persamaan 5.14, Coulson hal 221})$$

Keterangan :

G = Massa (kg/s)

$\rho$  = Densitas (kg/m<sup>3</sup>)

Sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}
 D_{opt} &= 386,565 \text{ mm} \\
 &= 0,3866 \text{ m} \\
 &= 15,2191 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 11 Kern, halaman 844, didapatkan data sebagai berikut.

Ukuran normal pipa = 16 in

Schedule number = 30

Diameter luar = 16 in = 1,3333

Diameter dalam = 15,250 in

Surface per lin ft = 4,189 ft<sup>2</sup>/ft

Flow area tiap pipa = 183 in<sup>2</sup>

### 5. Panjang Pipa Coil yang Dibutuhkan

$$L = \frac{A}{A_o}$$

$$L = \frac{718,058 \text{ ft}^2}{4,189 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 171,4151 \text{ ft} = 52,2448 \text{ m}$$

### 6. Menghitung Volume Coil

$$\begin{aligned}
 V_c &= \frac{\pi}{4} \times OD^2 \times L \\
 &= \frac{3,14}{4} \times \frac{232,563}{144} \times 171,4151 \\
 &= 217,5159 \text{ ft}^3 \\
 &= 6,15936 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume cairan setelah ada coil} &= \text{Volume cairan mula-mula} + \text{Volume coil} \\
 &= 14,2459 + 6,15936 \\
 &= 20,4052 \text{ m}^3 \\
 &= 720,6045 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

### 7. Tinggi Cairan Setelah Ada Coil

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi cairan setelah ada coil} &= \frac{\text{Volume cairan total setelah ada coil}}{\text{Luas penampang reaktor}} \\
 &= \frac{20,4052}{5,2352} \\
 &= 3,8977 \text{ m} \\
 &= 12,7877 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### 8. Diameter Lengkungan Koil

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter lengkungan coil} &= 0,7 \times D_t \\
 &= 0,7 \times 2,5813 \text{ m} \\
 &= 1,8069 \text{ m} \\
 &= 5,9281 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### 9. Mencari Luas Perpindahan Panas Percoil

$$\begin{aligned}
 A' &= A_o \times \pi \times D_c \\
 &= 4,189 \times 3,143 \times 5,9281 \text{ ft} \\
 &= 78,0463 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

### 10. Jumlah Lengkungan Coil

$$\begin{aligned}
 N_c &= \frac{L_{pc}}{\pi \times D_c} \\
 &= \frac{171,4151}{3,14 \times 5,9281} \\
 &= 7,6598 = 8
 \end{aligned}$$

### 11. Menghitung Tinggi Koil

$$\begin{aligned}
 H_c &= N_c \times OD \\
 &= 8 \times \frac{15,250}{12} \\
 &= 10,1667 \text{ ft} \\
 &= 3,0988 \text{ m}
 \end{aligned}$$



**12. Jarak Antar Coil**

$$\begin{aligned} J_c &= \frac{H_l - H_c}{N_c} \\ &= \frac{3,8977 - 3,0988}{8} \\ &= 0,0999 \text{ m} \\ &= 3,9316 \text{ in} \end{aligned}$$

**O. Volume dan Tinggi Fluida Total Reaktor**

$$\begin{aligned} \text{Volume Total Reaktor} &= V_{liq} + V_p + V_b + V_c \\ &= 14,169 + 0,05301 + 0,02347 + 6,15936 \\ &= 20,4052 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Fluida Total di dalam Reaktor} &= \frac{\text{Volume Total Reaktor}}{\text{Luas Penampang Reaktor}} \\ &= \frac{20,4052}{5,2352} \\ &= 3,8977 \text{ m} \end{aligned}$$

**KESIMPULAN  
REAKTOR (R-01)**

Tugas : Mereaksikan Polivinil Asetat  $((\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n)$  dengan Metanol  $(\text{CH}_3\text{OH})$  menjadi polivinil alkohol  $((\text{CH}_2\text{CHOH})_n)$  dan Metil Asetat  $(\text{CH}_3\text{COOCH}_3)$  dengan katalis NaOH.

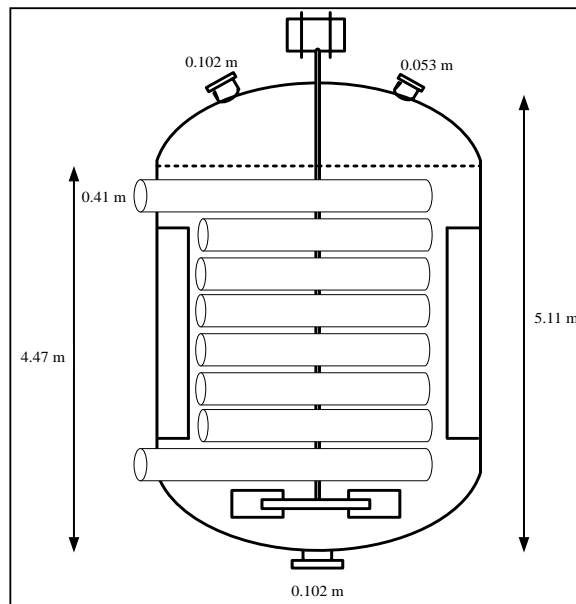
Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Spesifikasi Reaktor

- Kondisi Operasi
  - Suhu = 57 °C
  - Tekanan = 1 atm
  - Konversi = 98%
  
- Dimensi Reaktor
  - Diameter Dalam (ID) = 101,63 in = 2,58 m
  - Diameter Luar (OD) = 102 in = 2,59 m
  - Tinggi Reaktor = 187,97 in = 4,77 m
  - Volume Reaktor Total = 18,927 m<sup>3</sup>
  - Tinggi Cairan di Shell = 2,7064 m
  - Tebal Shell Reaktor = 0,1875 in
  - Tebal Head Reaktor = 0,3125 in
  - Tinggi Head Reaktor = 19,489 in = 0,5 m
  - Diameter (ID) Pipa Inlet Bahan Baku = 4,026 in = 0,102 m
  - Diameter (ID) Pipa Inlet Katalis = 2,067 in = 0,053 m
  - Diameter (ID) Pipa Outlet = 4,026 in = 0,102 m
  
- Pengaduk Reaktor
  - Jumlah *blade* = 6 buah
  - Jumlah *baffle* = 4 buah
  - Diameter *impeller* = 0,8410 m
  - Tinggi *impeller* dari das = 0,8410 m
  - Lebar *blade impeller* = 0,5046 m
  - Panjang *blade impeller* = 0,6307 m
  - Lebar *baffle* = 0,2523 m
  - Tebal *baffle* = 0,0079 m
  - Tinggi *baffle* = 2,7064 m
  - Volume pengaduk = 0,0530 m<sup>3</sup>
  - Volume *baffle* = 0,0235 m<sup>3</sup>
  - Kecepatan putaran = 69,192 rpm
  - Tenaga motor pengaduk = 10 HP
  
- Pendingin Reaktor
  - Suhu Masuk = 30 °C

## Lampiran Perhitungan Alat Besar Reaktor

Suhu Keluar	=	50 °C
Jenis	=	Coil Pendingin
Media Pendingin	=	Water
Diameter Luar (OD) Coil	=	16 in = 0,41 m
Diameter Dalam (ID) Coil	=	15,250 in = 0,39 m
Panjang Pipa Coil	=	52,245 m
Volume Coil	=	6,1594 m <sup>3</sup>
Diameter Lengkungan Coil	=	1,8069 m
Jumlah Lengkungan Coil	=	8
Tinggi Coil	=	3,0988 m
Jarak Antar Coil	=	0,100 m



**CENTRIFUGE  
(CF-01)**

Tugas : Memisahkan padatan Polivinil Alkohol (CH<sub>2</sub>CHOH)<sub>n</sub> dari liquid hasil keluaran Reaktor (R-01).

Jenis : *Countinuous scroll decanter centrifuge*

Kondisi Operasi :

Tekanan : 1 atm

Suhu : 57 °C

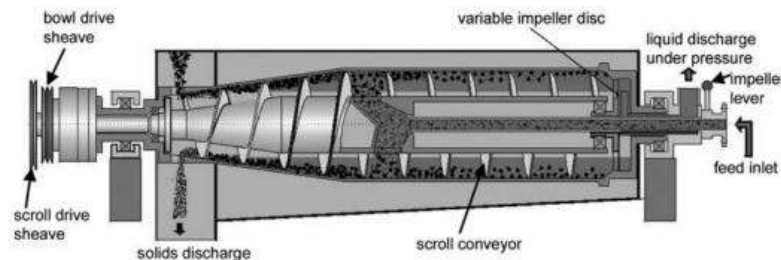


FIG. 18-157 Two-phase decanter centrifuge—pressurized liquid discharge. (Flottweg Separation Technology.)

**1. Neraca Massa**

**a. Neraca Massa Umpan Masuk Centrifuge**

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	86	251,8225	2,9282
CH <sub>3</sub> OH	32	3837,1726	119,9116
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	44	6313,1313	143,4803
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	74	10617,5390	143,4803
NaOH	40	62,9556	1,5739
H <sub>2</sub> O	18	17,2719	0,9596
<b>Jumlah</b>		21099,8929	412,3338

Mencari kadar cairan dalam *cake*

crystals, since this water is not available for retaining the solute in solution. The yield is also influenced in most plants by the removal of some mother liquor with the crystals being separated from the process. Typically, with a product separated on a centrifuge or filter, the adhering mother liquor would be in the range of 2 to 10 percent of the weight of the crystals.

Berdasarkan Perry, 7th ed halaman 18-36, komposisi cairan terikut *cake* 2-10% .

Apabila diasumsikan komposisi cairan terikut *cake* adalah 2% maka :

$$\begin{aligned} \text{Filtrat total} &= 21099,89 \text{ kg/jam} - 6313,131 \text{ kg/jam} \\ &= 14786,76 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Filtrat yang terikut cake} &= 14786,76 \text{ kg/jam} \times 2\% \\ &= 295,7352 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca massa total centrifuge

Komponen	BM	Massa Masuk (kg/jam)	Fraksi Filtrat	Massa Keluar	
				Cake (kg/jam)	Filtrat (kg/jam)
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	86	251,8225	0,0170	0,0003	251,8222
CH <sub>3</sub> OH	32	3837,1726	0,2595	0,0052	3837,1674
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	44	6313,1313	-	6313,1313	-
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	74	10617,5390	0,7180	0,0144	10617,5247
NaOH	40	62,9556	0,0043	0,0001	62,9555
H <sub>2</sub> O	18	17,2719	0,0012	0,0000	17,2719
<b>Jumlah</b>		21099,8929	1,4269	6313,1513	14786,7416
		21099,8929		21099,8929	

Laju Alir Umpan Masuk

Komponen	Massa (kg/jam)	xi	ρ (g/L)	ρ.xi	%
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	251,8225	0,0119	1,1644	0,0139	1,1935
CH <sub>3</sub> OH	3837,173	0,1819	0,7571	0,1377	18,1857
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	6313,131	0,2992	1,2502	0,3741	29,9202
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	10617,54	0,5032	0,8846	0,4451	50,3203
NaOH	62,9556	0,0030	1,8976	0,0057	0,2984
H <sub>2</sub> O	17,272	0,0008	0,9978	0,0008	0,0819
<b>Jumlah</b>	21099,89	1,0000		0,9772	100,0000

(Yaws, Chemical Properties 1999)

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik umpan} &= \frac{21099,8929 \text{ kg/jam}}{977,2412 \text{ kg/m}^3} \\ &= 21,5913 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

#### b. Neraca Massa Keluar Cake

Untuk pemisahan padat-cair dengan menggunakan centrifuge, berdasarkan Perry, 7th ed hal. 18 - 116, komposisi cairan terikut cake 2 - 10%. Diasumsikan diambil cairan terikut cake 2%, maka komposisi laju cake keluaran centrifuge adalah :

Komponen	BM	Cake (kg/jam)	Fraksi Massa (xi)	ρ (g/L)	ρ . xi
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	86	0,0003	0,00000	1,1644	0,0000
CH <sub>3</sub> OH	32	0,0052	0,00000	0,757057	0,0000
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	44	6313,1313	1,00000	1,2502	1,2502
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	74	0,0144	0,00000	0,884586	0,0000

**Lampiran Perhitungan Alat Besar Centrifuge**

NaOH	40	0,0001	0,00000	1,89755	0,0000
H <sub>2</sub> O	18	0,0000	0,00000	0,997814	0,0000
<b>Jumlah</b>		6313,1513	1		1,2502

(Yaws, Chemical Properties 1999)

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik cake} &= \frac{6313,1513 \text{ kg/jam}}{1250,1988 \text{ kg/m}^3} \\ &= 5,0497 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

**c. Neraca Massa Keluar Filtrat**

Komponen	BM	Filtrat (kg/jam)	Fraksi Massa (xi)	ρ (g/L)	ρ · xi
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	86	251,8222	0,01703	1,1644	0,0198
CH <sub>3</sub> OH	32	3837,1674	0,25950	0,757057	0,1965
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	74	10617,5247	0,71804	0,884586	0,6352
NaOH	40	62,9555	0,00426	1,89755	0,0081
H <sub>2</sub> O	18	17,2719	0,00117	0,997814	0,0012
<b>Jumlah</b>		14786,7416	1,00000		0,8607

(Yaws, Chemical Properties 1999)

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik filtrat} &= \frac{14786,7416 \text{ kg/jam}}{860,7028 \text{ kg/m}^3} \\ &= 17,1798 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

**Neraca Massa Total Centrifuge**

Komponen	Massa (kg/jam)		
	Input	Cake	Filtrat
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	251,8225	0,0003	251,8222
CH <sub>3</sub> OH	3837,1726	0,0052	3837,1674
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	6313,1313	6313,1313	-
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	10617,5390	0,0144	10617,5247
NaOH	62,9556	0,0001	62,9555
H <sub>2</sub> O	17,2719	0,0000	17,2719
<b>Jumlah</b>	21099,8929	6313,1513	14786,7416
	21099,8929	21099,8929	

**2. Pertimbangan Pemilihan Jenis Centrifuge dan Perancangannya**

Data-data yang dibutuhkan :

- Kandungan *solid* dalam umpan = 29,9202 %
- Laju alir volumetrik umpan (Qv) = 21099,8929 kg/jam
- Laju alir massa output *cake* = 6313,1513 kg/jam
- Laju alir volumetrik output filtrat = 14786,7416 kg/jam
- Ukuran partikel padatan = 80 mesh
- = 177 μm

**d. Pertimbangan Pemilihan Centrifuge**

Dari ukuran partikel dan kandungan *solid* pada umpan, dari( Coulson & Richardson Chem. Eng. Vol. 6. Hal. 415.) Teknik pemisahan padat-cair yang dapat digunakan adalah menggunakan centrifuges. Kemudian pada tabel 10.4 pada sumber yang sama (hal. 415). Mekanisme pemisahan untuk padatan berukuran >150 μm adalah dengan cara sedimentasi.

(Coulson & Richardson Chem. Eng. Vol. 6. Hal. 415.)

Table 10.4. Selection of sedimentation or filter centrifuge

Factor	Sedimentation	Filtration
Solids size, fine		x
Solids size, >150 μm	x	
Compressible cakes	x	
Open cakes		x
Dry cake required		x
High filtrate clarity	x	
Crystal breakage problems		x
Pressure operation		
High-temperature operation	will depend on the type of centrifuge used	

berdasarkan  
yang  
kontinyu digunakan centrifuge dengan tipe *Continuous scroll discharge centrifuge*

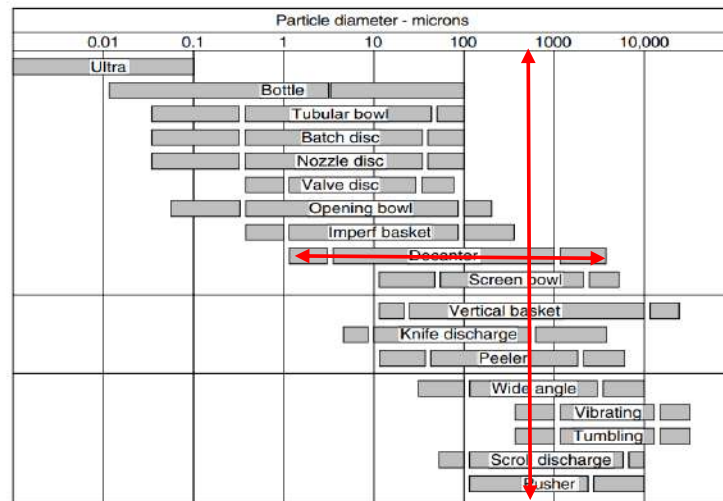


Figure 10.16. Classification of centrifuges by particle size (after Sutherland, 1970)

**3. Perancangan Centrifuge**

Berdasarkan Perry's Chem. Eng. Handbook edisi 8, pada tabel 18-12 terkait spesifikasi dan kinerja dari sedimentasi centrifuge, sebagai berikut :

TABLE 18-12 Specifications and Performance Characteristics of Typical Sedimenting Centrifuges

Type	Bowl diameter	Speed, r/min	Maximum centrifugal force × gravity	Throughput		Typical motor size, hp
				Liquid, gal/min	Solids, tons/h	
Tubular	1.75	50,000*	62,400	0.05-0.25		0
	4.125	15,000	13,200	0.1-10		2
	5	15,000	15,900	0.2-20		3
Disc	7	12,000	14,300	0.1-10		1/6
	13	7,500	10,400	5-50		6
	24	4,000	5,500	20-200		7 1/2
Nozzle discharge	10	10,000	14,200	10-40	0.1-1	20

## Lampiran Perhitungan Alat Besar Centrifuge

	16	6,250	8,900	25-150	0.4-4	40
	27	4,200	6,750	40-400	1-11	125
	30	3,300	4,600	40-400	1-11	125
Scroll conveyor	6	8,000	5,500	To 20	0.03-0.25	5
	14	4,000	3,180	To 75	0.5-1.5	20
	18	3,500	2,120	To 100	1-2	50
	24	3,000	3,070	To 250	2.5-12	125
	30	2,700	3,105	To 350	3-15	200
	36	2,250	2,590	To 600	10-25	300
	44	1,600	1,600	To 700	10-25	400
	54	1,000	770	To 750	20-60	250
Knife discharge	20	1,800	920	†	1.0†	20
	36	1,200	740	†	4.1†	30
	68	900	780	†	20.5†	40

\*Turbine drive, 100 lb/h (45 kg/h) of steam at 40 lbf/in<sup>2</sup> gauge (372 KPa) or equivalent compressed air.  
 †Widely variable.

‡Maximum volume of solids that the bowl can contain, ft<sup>3</sup>.

NOTE: To convert inches to millimeters, multiply by 25.4; to convert revolutions per minute to radians per second, multiply by 0.105; to convert gallons per minute to liters per second, multiply by 0.063; to convert tons per hour to kilograms per second, multiply by 0.253; and to convert horsepower to kilowatts, multiply by 0.746.

Dengan,

Laju alir massa padatan masuk = 6,3131 ton/jam

Laju alir volumetrik filtrat = 75,6406 gallon/menit

Maka spesifikasi alat yang digunakan :

Type centrifugal = *Scroll conveyor*

Diameter bowl = 24 in

= 0,6096 m

Speed = 3000 rpm

= 50 rps

Max centrifuge = 3070

Horse power = 125 hp

#### 4. Menghitung Volume Centrifuge Total

##### a. Volume Silinder

$$V_{\text{silinder}} = \frac{\pi \times D_b^2 \times L_{\text{silinder}}}{4}$$

Dimana  $D_b$  adalah diameter *bowl* yaitu 24 in. Menurut Coulson vol 6 hal 497 (1983), untuk scroll conveyor centrifuge, rasio dan panjang diameter = 1 : 3

$$D_b = 24 \text{ in} = 0,6096 \text{ m}$$

$$L = 3D = 72 \text{ in} = 1,8288 \text{ m}$$

$$L_{\text{silinder}} = 3/4L = 1,3716 \text{ m}$$

Maka,

$$\begin{aligned} V_{\text{silinder}} &= \frac{3,14 \times 0,3716 \text{ m}^2 \times 1,8288 \text{ m}}{4} \\ &= 0,533489 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

##### b. Volume Conical Bowl

$$V_{\text{conical bowl}} = \frac{\pi}{3} \times \left(\frac{D_b}{2}\right)^2 \times L_{\text{conical bowl}}$$

$$L_{\text{conical bowl}} = 1/4L = 0,4572 \text{ m}$$



Maka,

$$\begin{aligned} V_{\text{conical bowl}} &= \frac{3,14}{3} \times \frac{0,3716 \text{ m}^2}{4} \times 0,4572 \text{ m} \\ &= 0,0445 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

**c. Volume Centrifuge Total**

$$\begin{aligned} V_{\text{centrifuge}} &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical bowl}} \\ &= 0,5335 \text{ m}^3 + 0,0445 \text{ m}^3 \\ &= 0,5779 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

**5. Menghitung Volume Ruang Tengah Centrifuge**

**a. Volume Ruang Tengah Silinder**

$$V_{\text{silinder}} = \frac{\pi \times (D_b - 2T_c)^2 \times L_{\text{silinder}}}{4}$$

Dimana  $D_b$  adalah diameter *bowl* yaitu 24 in. Menurut Coulson vol 6 hal 497 (1983) untuk scroll conveyor centrifuge, rasio panjang dan diameter = 1 : 3

$$D_b = 24 \text{ in} = 0,6096 \text{ m}$$

Tebal *cake* dalam *bowl* sekitar 1 - 3 in (Mc Cabe and Smith, 1976)

Diambil tebal *cake* 2 in

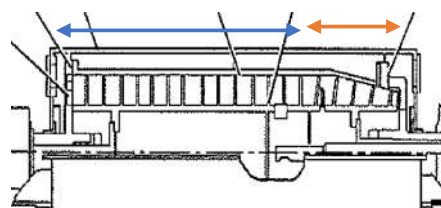
$$T_c = 2 \text{ in} = 0,0508 \text{ m}$$

$$L = 3D = 72 \text{ in} = 1,8288 \text{ m}$$

$$L_{\text{silinder}} = 3/4L = 1,3716 \text{ m}$$

Maka,

$$\begin{aligned} V_{\text{silinder}} &= \frac{3,14 \times (0,6096 - 0,1016)^2 \text{ m}^2 \times 1,3716 \text{ m}}{4} \\ &= 0,2779 \text{ m}^3 \end{aligned}$$



Asumsi :

- =  $L_{\text{silinder}} (3/4 L)$
- =  $L_{\text{conical}} (1/4 L)$

**b. Volume Ruang Tengah Conical Bowl**

$$V_{\text{ruang conical bowl}} = \frac{\pi}{3} \times \left( \frac{D_b - 2T_c}{2} \right)^2 \times L_{\text{conical bowl}}$$

Tebal *cake* dalam *bowl* sekitar 1 - 3 in (Mc Cabe and Smith, 1976)

Diambil tebal *cake* 2 in

$$T_c = 2 \text{ in} = 0,0508 \text{ m}$$

$$L_{\text{conical bowl}} = 1/4L = 0,4572 \text{ m}$$

Maka,

$$\begin{aligned} V_{\text{ruang conical bowl}} &= \frac{3,14}{3} \times \frac{(0,6096 - 0,1016)^2}{2} \text{ m}^2 \times 0,457 \text{ m} \\ &= 0,0617 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

**c. Volume Ruang Tengah Centrifuge**

$$\begin{aligned} V_{\text{centrifuge}} &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical bowl}} \\ &= 0,2779 \text{ m}^3 + 0,0617 \text{ m}^3 \\ &= 0,3396 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

**6. Menentukan Panjang Centrifuge**

Dari perhitungan yang telah dilakukan didapatkan panjang centrifuge :

$$L = 1,8288 \text{ m}$$

Berdasarkan nilai tersebut dapat diambil spesifikasi centrifuge yang ada di pasar:

$$\text{Panjang bowl} = 1,89 \text{ m}$$

$$\text{Diameter bowl} = 0,45 \text{ m}$$

**7. Perhitungan Pengaduk (Scroll)**

Pengaduk yang digunakan adalah pengaduk jenis *scroll*. Untuk mempermudah pengadukan dan mencegah penggumpalan maka diberi jarak antara pengaduk dengan dinding bowl.

**a. Jarak Dinding Bowl dengan Pengaduk (b)**

$$b = 0,8 \times \text{Tebal cake}$$

$$b = 0,8 \times 0,0508 \text{ m}$$

$$b = 0,04064 \text{ m}$$

**b. Diameter Pengaduk (Ds)**

$$D_s = D - 2b$$

$$D_s = 0,6096 \text{ m} - (2 \times 0,04064 \text{ m})$$

$$D_s = 0,52832 \text{ m}$$

**8. Menghitung Waktu Tinggal**

$$\begin{aligned} t &= \frac{V_{\text{centrifuge}}}{q} \quad (\text{Mc Cabe, hal 1070 persamaan 30-81}) \\ &= \frac{0,5779 \text{ m}^3}{17,1798 \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 0,0336 \text{ jam} \\ &= 2,0185 \text{ menit} \\ &= 121,1075 \text{ detik} \end{aligned}$$

## 9. Menghitung Daya Penggerak Motor Pengaduk Centrifuge

Power may be estimated by the equation 713

$$hp = \frac{CLWF}{33,000} \quad (16-4)$$

where  $C$  = capacity, cfm  
 $L$  = length, ft  
 $W$  = weight of material, lb/cu ft  
 $F$  = factor taken from headings of columns in Table 16-6  
 If the solution comes out 2 hp or less, multiply by 2; if 2 to 4 hp, multiply by 1.5.

(Introduction to Chemical Engineering, Badger & Banchero, 1957)

Dimana :

Hp = Daya penggerak (Hp)

C = Kapasitas (ft<sup>3</sup>)

L = Panjang (ft)

W = Densitas (lb/ft<sup>3</sup>)

F = Faktor Bahan

Maka,

$$C = 21,5913 \text{ m}^3 = 762,489 \text{ ft}^3$$

$$L = 1,89 \text{ m} = 6,200787 \text{ ft}$$

$$W = 0,8607 \text{ kg/l} = 53,73196 \text{ lb/ft}^3$$

$$F = 2,2$$

$$\begin{aligned} Hp &= \frac{C \times L \times W \times F}{33000} \\ &= \frac{762,489 \text{ ft}^3 \times 6,201 \text{ ft} \times 53,73196 \text{ lb/ft}^3 \times 2,2}{33000} \\ &= 16,93643 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari Ludwig, E. E., "Appllies Process Design for Chemical and Petrochemical Plants vol. III" hal. 628. Diketahui standar NEMA untuk motor besar daya induksi

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> 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.

Maka, digunakan power motor standard 20 Hp

## 10. Menghitung Tekanan Fluida





Figure 13.48. Centrifugal fluid pressure (a) Single fluid (b) Two fluids

For design, the maximum fluid pressure will occur when the bowl is full,  $R_2 = 0$ .

If the centrifuge is separating two immiscible liquids, Figure 13.48b, the pressure will be given by:

$$P_f = \frac{1}{2} \omega^2 [\rho_{L1}(R_1^2 - R_i^2) + \rho_{L2}(R_i^2 - R_2^2)] \quad (13.132)$$

where  $\rho_{L1}$  = density of the heavier liquid, kg/m<sup>3</sup>,  
 $\rho_{L2}$  = density of the lighter liquid, kg/m<sup>3</sup>,  
 $R_i$  = radius of the interface between the two liquids, m.

(Coulson, hal 880)

Diketahui :

$$\begin{aligned} \text{Tebal cake} &= 2 \text{ in} \\ &= 0,0508 \text{ m} \\ \text{R bowl} &= 12 \text{ in} \\ &= 0,3048 \text{ m} \end{aligned}$$

Asumsi :

$$\begin{aligned} R_2 &= \text{Rbowl} - 2 \text{ tebal cake} \\ R_1 &= \text{Rbowl} \\ R_i &= \text{Rbowl} - \text{tebal cake} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} R_1 &= 0,3048 \text{ m} \\ R_i &= 0,3048 \text{ m} - 0,0508 \text{ m} \\ &= 0,254 \text{ m} \\ R_2 &= 0,3048 \text{ m} - (2 \times 0,0508 \text{ m}) \\ &= 0,2032 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\rho_{\text{cake}} = 1250,199 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{liquid}} = 860,703 \text{ kg/m}^3$$

$$\omega = \text{Kecepatan rotasi} = 50 \text{ rps}$$

$$\begin{aligned} P_f &= \frac{1 \cdot \omega \cdot [\rho_{L1}(R_1^2 - R_i^2) + \rho_{L2}(R_i^2 - R_2^2)]}{2} \\ &= \frac{1 \times 50 \text{ rps} \times [35,4894 \text{ kg/m} + 19,99 \text{ kg/m}]}{2} \\ &= 1386,998 \text{ N/m}^2 \\ &= 0,2012 \text{ psi} \\ &= 0,0137 \text{ atm} \end{aligned}$$

## 11. Menghitung Tekanan Bowl

Menentukan Ketebalan Dinding

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 P} + C \quad (\text{Brownell and Young, pers. 13.1 hal. 254})$$

Keterangan :

- C = Faktor korosi
- Pdesain = Tekanan terukur
- ri = Jari-jari dalam shell
- f = Stress yang diijinkan
- E = Efisiensi sambungan

**a. Bahan Konstruksi**

Bahan konstruksi dipilih : Baja *Stainless Steel* SA 16/ Type 316. *Stress* maksimum yang diijinkan (f) pada suhu 57°C diperoleh dari hal 342, Brownell and Young adalah 18750 psi

(Extracted from the 1956 Edition of the ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Unfired Pres-  
For Metal Temperatures

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	Maximum Allowable Stress Values in Tension								
						100	200	300	400	500	600	650		
Plate Steels														
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850		
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200		
SA-167	5	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850		
SA-167	6	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850		
SA-167	8	309	25 Cr-12 Ni	75,000	...	18,750	18,750	17,300	16,700	16,600	16,500	16,450		
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900		
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(3)	18,750	18,750	18,500	18,300	17,700	17,200	16,900		
SA-167	11	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050		
SA-240	A	410	13 Cr	60,000	...	16,350	15,600	15,100	14,600	14,150	13,850	13,700		
SA-240	B	...	15 Cr	70,000	...	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300		
SA-240	C	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050		
SA-240	D	430	17 Cr	70,000	(9)	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300		
SA-240	M	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050		
SA-240	O	405	12 Cr-Al	60,000	...	15,000	15,000	14,700	14,400	13,950	13,400	13,000		
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850		
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200		
SA-240	T	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850		

**b. Jari-jari Bowl**

$$\begin{aligned} \text{Jari-jari dalam} &= (1/2) \times \text{ID bowl} \\ &= 0,5 \times 24 \text{ in} \\ &= 12 \text{ in} \end{aligned}$$

**c. Efisiensi Sambungan (E)**

0,8

sebesar

Type of Joint	Limitations	Basic Joint Efficiency, per cent	Radio-graphed	Thermally Stressed, Re-lieved	Maximum Joint Efficiency, per cent
Double-welded butt joint	None	80	No	No	80
Double-welded butt joint with backing strip	Longitudinal joints not over 1 1/4 in. thick. No thickness limitation on circumferential joints.	80	No	Yes	85
Single-welded butt joint without backing strip	Circumferential joints only, not over 3/4 in. thick.	70	No	No	70
Double full-fillet lap joint	Longitudinal joints not over 3/4 in. thick. Circumferential joints not over 3/4 in. thick.	65	No	Yes	70
Single full-fillet lap joint with plug welds	Circumferential joints only, not over 3/4 in. thick; attachment of heads not over 2 1/2 in. in outside diameter to shells not over 3/4 in. thick.	60	No	Yes	65
Single full-fillet lap joint without plug welds	Only for attachment of heads convex to pressure to shells not over 3/4 in. thick, and for attachment of heads	50	No	Yes	55

attachment of heads  
concave to pressure not  
over 24 in. in outside  
diameter to shells not  
over 3/4 in. thick.

(Brownell and Young, hal. 254)

**d. Faktor Korosi (C)**

Faktor korosi (C) untuk *stainless steel* yang diijinkan adalah: 0,125 in  
(Timmerhaus, Tabel 6, Hal. 542, 1958)

**e. Tekanan Perancangan**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi} &= 1 \text{ atm} \\ &= 14,6959 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan desain 5-10% diatas tekanan kerja normal

(Coulsin, 1988 halaman 673)

Tekanan yang dipilih 10% diatasnya

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{operasi}} \\ &= 1,1 \times 14,6959 \text{ psi} \\ &= 16,1655 \text{ psi} \end{aligned}$$

**f. Tebal Dinding (ts)**

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 P} + C \\ &= \frac{16,1655 \times 12}{18750 \times 1 - 0,6 \times 16,1655} + 0,125 \\ &= 0,1379 \text{ in} \end{aligned}$$

Diameter tebal *shell* standar = 3/16 in = 0,1875

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads  
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
<i>t</i>	<i>sf</i>	<i>icr</i>
3/16	1 1/2-2	3/16
1/4	1 1/2-2 1/2	3/4
5/16	1 1/2-3	1 1/4
3/8	1 1/2-3	1 3/8
7/16	1 1/2-3 1/2	1 7/8
1/2	1 1/2-3 1/2	1 1/2
5/8	1 1/2-3 1/2	1 7/8
3/4	1 1/2-3 1/2	2 1/4
7/8	1 1/2-4	2 5/8
1	1 1/2-4	3
1 1/8	1 1/2-4 1/2	3 3/8
1 1/4	1 1/2-4 1/2	3 3/4
1 3/8	1 1/2-4 1/2	4 1/8
1 1/2	1 1/2-4 1/2	4 1/2
1 5/8	1 1/2-4 1/2	4 7/8
1 3/4	1 1/2-4 1/2	5 1/4
1 7/8	1 1/2-4 1/2	5 5/8
2	1 1/2-4 1/2	6
2 1/4	1 1/2-4 1/2	6 3/4
2 1/2	1 1/2-4 1/2	7 1/2
2 3/4	1 1/2-4 1/2	8 1/4
3	1 1/2-4 1/2	9

The shell of an empty centrifuge bowl will be under stress due to the rotation of the bowl's own mass; this "self-pressure"  $P_m$  is given by:

$$P_m = \frac{1}{2} \omega^2 \rho_m [(R_1 + t)^2 - R_1^2] \tag{13.133}$$

where  $\rho_m$  = density of the bowl material,  $\text{kg/m}^3$

where  $\rho_m$  = density of the bowl material, kg/m<sup>3</sup>,  
 $t$  = bowl wall thickness, m.

$$\begin{aligned}
 P_m &= \frac{1 \cdot \rho_m \cdot \omega \cdot [(R1 + ts)^2 - R1^2]}{2} \\
 &= \frac{1 \times 7980 \text{ kg/m}^3 \times 50 \text{ rps} \times [(0,196 - 0,0929)]}{2} \\
 &= 20571,72 \text{ N/m}^2 \\
 &= 2,9837 \text{ psi} \\
 &= 0,2030 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

## 12. Menghitung Tekanan Total

$$\begin{aligned}
 P_t &= P_f + P_m \\
 &= 0,2012 \text{ psi} + 2,9837 \text{ psi} \\
 &= 3,1848 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

## 13. Neraca Panas

Umpan masuk centrifuge

$$T = 57 \text{ }^\circ\text{C} = 330 \text{ }^\circ\text{C}$$

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

Data Kapasitas Panas ( $C_p$ ) dari setiap Komponen

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

Komponen	A	B	C	D
CH <sub>3</sub> OH	40,152	0,31046	-1,029E-03	1,4590E-06
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	57,308	0,63751	-2,131E-03	3,0569E-06
NaOH	87,639	-4,837E-04	-4,5423E-06	1,1863E-09
H <sub>2</sub> O	92,053	-3,995E-02	-2,110E-04	5,3469E-07

(Yaws, 1999)

Data Panas Pembentukan Komponen ( $\Delta H_f^\circ$ )

Komponen	$\Delta H_f^\circ$ (kJ/mol)
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	-264,35
CH <sub>3</sub> OH	-201,71
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	-130,5
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	-410

Berat Molekul Komponen

Komponen	BM (kg/kmol)
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	86
CH <sub>3</sub> OH	32
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	44
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	74
NaOH	40
H <sub>2</sub> O	18

a. Panas Masuk Centrifuge (Qin)

$$\begin{aligned}
 Q (\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n &= n (\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_{400} \times \int_{298}^{330} C_p (\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n \\
 &= 2,9282 \text{ kmol/jam} \times 5971,200 \text{ kJ/jam} \\
 &= 17484,68 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama diperoleh hasil sebagai berikut :

Panas masuk setiap komponen

Komponen	Mol (kmol/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q keluar (kJ/jam)
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	2,9282	5971,2000	17484,6798
$\text{CH}_3\text{OH}$	119,9116	2603,8448	312231,3133
$(\text{CH}_2\text{CHOH})_n$	143,4803	26050,2000	3737689,3939
$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$	143,4803	4547,2220	652436,5844
NaOH	1,5739	2786,4226	4385,5243
$\text{H}_2\text{O}$	0,9596	2408,9460	2311,5045
<b>Total</b>	<b>412,3338</b>	<b>4770906,8356</b>	<b>4726539,0002</b>

$$Q_{in} = Q_{out}$$

$$Q_{out} = 4726539,00 \text{ kJ/jam}$$

b. Mencari Suhu Output Centrifuge

Misal  $T_{out} = 326,3 \text{ K}$

Panas Keluar *Cake*

Komponen	Mol (kmol/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q keluar (kJ/jam)
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	0,0586	60893,7731	3566,1446
$\text{CH}_3\text{OH}$	2,3982	2300,3396	5516,7501
$(\text{CH}_2\text{CHOH})_n$	143,4803	25760,7420	3696157,8801
$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$	2,8696	4015,2392	11522,1510
NaOH	0,0315	2467,2890	77,6649
$\text{H}_2\text{O}$	0,0192	2133,5235	40,9445
<b>Total</b>	<b>148,8573</b>	<b>3814452,4416</b>	<b>3716881,5351</b>

Panas Keluar Filtrat

Komponen	Mol (kmol/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q keluar (kJ/jam)
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	2,8696	60893,7731	174741,0845
$\text{CH}_3\text{OH}$	117,5134	2300,3396	270320,7553
$(\text{CH}_2\text{CHOH})_n$	-	25760,7420	-
$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$	140,6107	4015,2392	564585,4012
NaOH	0,0035	2467,2890	8,5125
$\text{H}_2\text{O}$	0,0008	2133,5235	1,7115
<b>Total</b>	<b>260,9979</b>	<b>1107228,3715</b>	<b>1009657,4650</b>



## *Lampiran Perhitungan Alat Besar Centrifuge*

$$\begin{aligned} Q_{out} &= 3716881,535 + 1009657,465 \\ &= 4726539 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Dengan metode *Goal Seek* didapatkan suhu *output Centrifuge*

$$\begin{aligned} T_{out} &= 326 \text{ K} \\ &= 53 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

**KESIMPULAN  
CENTRIFUGE (CF-01)**

Tujuan : Memisahkan padatan Polivinil Alkohol ( $\text{CH}_2\text{CHOH}$ )<sub>n</sub> dari liquid hasil keluaran reaktor

Jenis : *Countinuous scroll decanter centrifuge*

Spesifikasi Centrifuge

- Kondisi Operasi

Suhu = 57 °C

Tekanan = 1 atm

- Dimensi Centrifuge

Panjang Centrifuge = 1,89 m

Diameter Bowl = 0,45 m = 17,71654 in

*Speed* = 3000 rpm

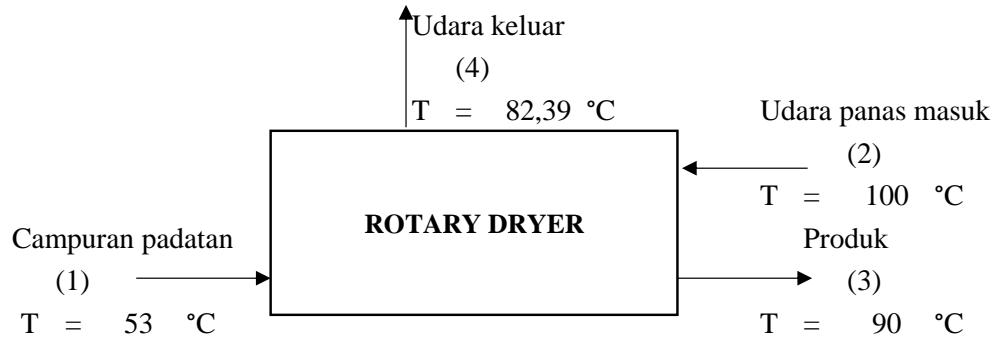
Daya Motor = 20 HP

Tekanan Fluida = 0,201 psi

Tekanan Bowl = 2,984 psi

**ROTARY DRYER  
(RD-01)**

- Tugas : Mengurangi konsentrasi cairan pada produk Polivinil Alkohol ( $(CH_2CHCOOCH_3)_n$ ) dari 4,475% menjadi 0,05%.
- Jenis : *Direct contact - counter current rotary dryer*
- Kondisi Operasi : 53,3 °C = 326,3 K
- Tekanan : 1 atm
- Bahan : *Stainless steel SA-167 tipe 321*



**1. Menentukan Jenis Bahan Konstruksi**

Bahan konstruksi untuk rotary dryer menggunakan *Stainless steel SA-167 tipe 321* (Perry 5ed., tabel 6-57 page 6-691)

- Allowable stress ( $f$ ) : 18750  
 Faktor Korosi (C) : 0,125  
 Efisiensi (E) : 80%

**2. Neraca Massa Rotary Dryer**

a. Umpan masuk rotary dryer

Komponen	BM	Masuk		%
		Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	
$(CH_2CHCOOCH_3)_n$	86	5,0364	0,0586	0,076%
$CH_3OH$	32	76,7435	2,3982	1,161%
$(CH_2CHOH)_n$	44	6313,1313	143,4803	95,525%
$CH_3COOCH_3$	74	212,3508	2,8696	3,213%
NaOH	40	1,2591	0,0315	0,019%
$H_2O$	18	0,3454	0,0192	0,005%
Total		6608,8665	148,8573	100%

b. Hasil Keluaran Atas Rotary Dryer

Pada hasil keluaran atas  $H_2O$  diuapkan dari kadar 0,005% menjadi 0,0001% dan komponen padat lainnya diasumsikan 1% padatan keluar bersama udara panas.

Komponen	BM	Keluar	
		Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	86	4,9861	0,0580
CH <sub>3</sub> OH	32	75,9760	2,3743
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	44	63,1313	1,4348
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	74	210,2273	2,8409
NaOH	40	1,2465	0,0312
H <sub>2</sub> O	18	0,3420	0,0190
Total		355,9092	6,7581

c. Hasil keluaran bawah (produk) rotary dryer

Komponen	BM	Keluar		%
		Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	86	0,0504	0,0006	0,0008%
CH <sub>3</sub> OH	32	0,7674	0,0240	0,01%
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	44	6250	142,0455	99,95%
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	74	2,1235	0,0287	0,03%
NaOH	40	0,0126	0,0003	0,0002%
H <sub>2</sub> O	18	0,0035	0,0002	0,0001%
Total		6252,9574	142,0992	100%

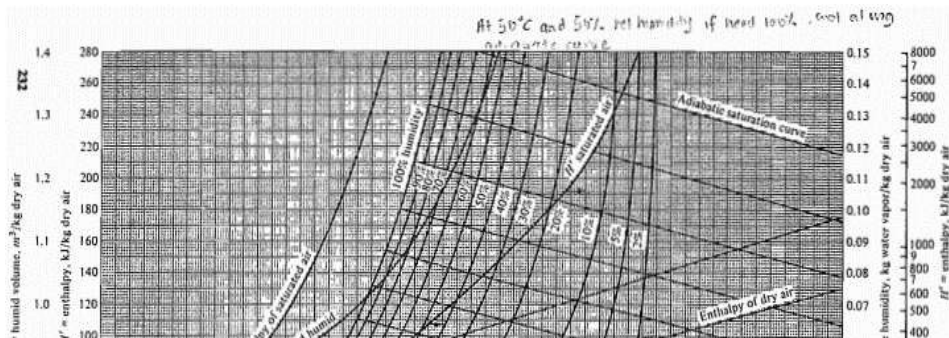
### 3. Perancangan Rotary Dryer

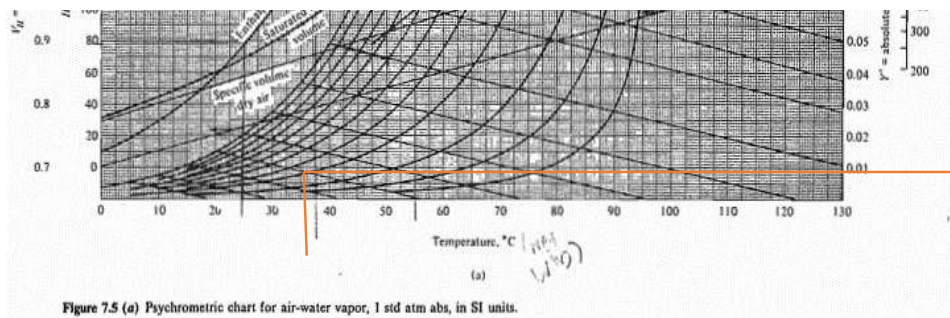
a. Menentukan kadar air dalam udara lingkungan

Berdasarkan tabel 7.1 *Treyball* hal 234, diperoleh data sifat udara yaitu:

- Kapasitas panas udara (Cpu) = 1,005 kJ/kg.K
- Kapasitas panas uap air (Cps) = 1,887 kJ/kg.K
- Suhu referensi (Tref) = 298 K
- Panas laten penguapan (Hvap) = 2210,194 kJ/kg
- Berat molekul udara = 28,97 kg/kmol
- Suhu udara lingkungan = 30 °C = 86 °F
- Tekanan = 1 atm

Asumsi perpindahan kalor hanya terjadi diantara udara panas dalam rotary dryer dengan padatan. Kelembaban relatif rata-rata 85% dan suhu udara rata-rata 30°C





Pada suhu udara lingkungan awal  $T = 30^{\circ}\text{C}$  dengan kelembaban relatif 85% diperoleh kadar air dalam udara  $(Y'/Y_g) = 0,025 \text{ kg H}_2\text{O/kg udara}$   
Selanjutnya udara lingkungan dipanaskan hingga  $100^{\circ}\text{C}$  dengan kelembaban tetap dimana  $TG_1: 100^{\circ}\text{C} = 373 \text{ K}$

b. Menentukan Suhu Bola Basah ( $T_w$ )

Suhu bola basah merupakan suhu kesetimbangan antara perpindahan kalor dari udara panas ke padatan dengan panas yang digunakan untuk penguapan air dari padatan ke udara.

$$P_w = e^{a + \frac{b}{T} + c \cdot \ln(T) + d \cdot T^e}$$

Dimana:

$T = T_w$  = suhu bola basah (K)

$P_w$  = tekanan uap air (Pa)

Diketahui:

$a$  = 72,55

$b$  = -7206,7

$c$  = -7,1385

$d$  = 4,06E-06

$e$  = 2

$P_w$  = 42675,86 Pa

= 0,421 atm

Suhu Tereduksi ( $T_r$ )

$$T_r = \frac{T_w}{T_c}$$

Dimana:

$T_w$  = suhu bola basah (K)

$T_c$  = suhu kritis =  $374,3^{\circ}\text{C} = 647,3 \text{ K}$

Tekanan Uap air ( $H_{vap}$ )

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

(Carl. L., Yaws)

Diketahui:

Hvap : Panas laten penguapan air [ kJ/mol ]

$$A = 52,05$$

$$T_c = 647,1 \text{ K}$$

$$n = 0,321$$

Perpindahan kalor dari udara panas ke arah padatan:

$$Q_g = h_g(T_g - T_s)$$

Keterangan:

Qg : Perpindahan kalor dari udara ke padatan

Tg : Suhu Udara

Ts : Suhu Padatan

Transfer massa dari padatan ke udara:

$$N_a = K_y(Y's - Y'u)$$

Keterangan:

Na : Kecepatan transfer massa (kg/ms<sup>2</sup>)

Y'u : Rasio massa H<sub>2</sub>O/massa padatan kering

Y's : Rasio massa uap H<sub>2</sub>O/massa udara kering

Ky : Koefisien transfer massa uap air dari padatan ke udara

Panas yang diperlukan untuk transfer massa air

$$Q_s = H_{vap} \cdot N_a$$

Keterangan:

Qs : Panas penguapan air

hvap : Panas laten penguapan air

untuk sistem air-udara nilai Hg/Ky = 0,95 kNm/kg.K

Trial Nilai Suhu Bola Basah

$$T_w = 350,5209 \text{ K}$$

$$= 77,37094 \text{ }^\circ\text{C}$$

Menghitung Nilai Pw

$$P_w = e^{a + \frac{b}{T} + c \cdot \ln(T) + d \cdot T}$$

$$= 0,421 \text{ atm}$$

Menghitung nilai Yw

$$Y_w = \frac{BM \text{ air} \cdot P_w}{BM \text{ udara} (P_t - P_w)}$$

$$= 0,452$$

Menghitung nilai  $T_r$

$$\begin{aligned} T_r &= T_w/T_c \\ &= 0,1196 \end{aligned}$$

Menghitung nilai  $H_{vap}$

$$\begin{aligned} H_{vap} &= A \times (1 - T/T_c)^n \\ &= 49,96828 \end{aligned}$$

sehingga

$$\begin{aligned} \frac{H_G}{K_y}(T_G - T_W) &= H_V(Y_W - Y_G) \\ 21,3551 &= 21,3545 \end{aligned}$$

c. Menghitung Suhu Udara Keluar ( $T_{G2}$ )

NTU (*numbered transfer unit*) antara 1.5 sampai 2.5 (Perry, page 12-54)

$$NTU = \ln\left(\frac{T_{G1} - T_W}{T_{G2} - T_W}\right)$$

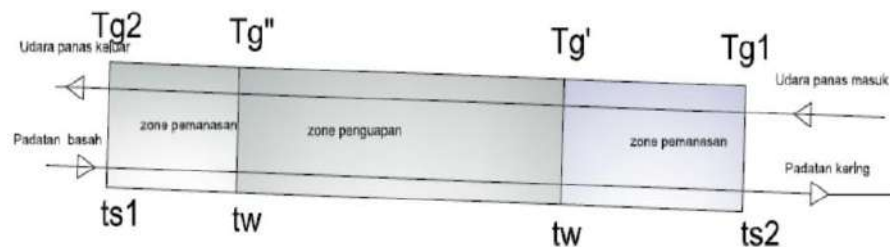
NTU dirancang = 1,5

$$T_{G2} = T_W + \left(\frac{T_{G1} - T_W}{e^{NTU}}\right)$$

$$T_{G2} = 350,5 + \frac{373 - 350,5}{e^{1,5}}$$

$$\begin{aligned} T_{G2} &= 355,5367 \text{ K} \\ &= 82,3867 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

#### 4. Neraca Panas



$$T \text{ udara masuk} = 373 \text{ K} = 100 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T \text{ udara keluar} = 355,5367 \text{ K} = 82,5367 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_w = 350,5209 \text{ K} = 77,5209 \text{ }^\circ\text{C}$$

Panas Udara Masuk

$$\begin{aligned} \int_{T_{Tot}}^{T_{in}} C_p dT \text{ udara} &= 6,871 (373 - 350,5) + \left(\frac{0,0008}{2} (373^2 - 350,5^2)\right) - (-187700) \\ &= 154,454 + 6,506 - 32,272 \\ &= 128,688 \text{ kkal/kmol} \\ &= 538,429 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Panas Udara Keluar

$$\begin{aligned} \int_{T_{Tot}}^{T_{in}} C_p dT udara &= 6,871 (355,5 - 350,5) + \left(\frac{0,0008}{2} (355,5^2 - 350,5^2)\right) - (-187700 \left(\frac{1}{355,5} - \right. \\ &= 34,4633 + 1,4166 - 7,5544 \\ &= 28,3254 \text{ kkal/kmol} \\ &= 118,5134 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Panas masuk - panas keluar + panas reaksi = panas akumulasi

Karena tidak ada reaksi yang terjadi pada rotary dryer maka persamaan diatas menjad

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

$$\text{Suhu udara masuk} = 373 \text{ K} = 100 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu udara keluar} = 355,5367 \text{ K} = 82,5367 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_w = 350,5209 \text{ K} = 77,5209 \text{ }^\circ\text{C}$$

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

Data Kapasitas Panas (Cp) dari setiap komponen

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

Komponen	A	B	C	D
CH <sub>3</sub> OH	40,152	0,31046	-1,029E-03	1,4590E-06
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	57,308	0,63751	-2,131E-03	3,0569E-06
NaOH	87,639	-4,837E-04	-4,5423E-06	1,1863E-09
H <sub>2</sub> O	92,053	-3,995E-02	-2,110E-04	5,3469E-07

(Yaws, 1999)

Dari Polymer Data Handbook by James E.Mark diperoleh :

$$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n = 0,187 \text{ J/mol.K} = 186,6 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$(\text{CH}_2\text{CHOH})_n = 78,94 \text{ J/mol.K} = 78,94 \text{ kJ/kmol.K}$$

### Zona Pemanasan (Qs1)

Panas untuk menaikkan suhu padatan (ts1) dari suhu masuk hingga suhu bola basah (t

$$T_{s1} = \text{Suhu padatan masuk}$$

$$= 326,3 \text{ K} = 53,33 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_w = 350,5 \text{ K} = 77,52 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q masuk (kJ/jam)
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	0,0586	3110,0269	182,1337
CH <sub>3</sub> OH	2,3982	1391,5077	3337,1595
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	143,4803	1315,6780	188773,8233
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	2,8696	2443,5585	7012,0481
NaOH	0,0315	1450,2254	45,6499
H <sub>2</sub> O	0,0192	1251,6074	24,0196
<b>Total</b>	<b>148,8573</b>	<b>10962,6040</b>	<b>199374,8341</b>



$$\begin{aligned}
 Q_{s1} &= 199374,8341 \text{ kJ/jam} \\
 &= 210311,0065 \text{ BTU/jam} \\
 &= 47651,7290 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

**Zona Penguapan H<sub>2</sub>O (Q<sub>vap</sub>)**

Data Panas Laten

Komponen	A	Tc	n
CH <sub>3</sub> OH	52,723	512,58	0,377
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	44,968	506,8	0,365
NaOH	281,536	2820	0,38
H <sub>2</sub> O	52,053	647,13	0,321

Komponen	Kg/jam	xi	λ (kJ/mol)	λ (kJ/kg)	λ.xi
CH <sub>3</sub> OH	76,7435	0,2640	34,1560	1067,3745	281,7831
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	212,3508	0,7305	29,2693	665,2109	485,9258
NaOH	1,2591	0,0043	267,6882	3617,4088	15,6682
H <sub>2</sub> O	0,3454	0,0012	40,5218	1013,0449	1,2038
<b>Total</b>	<b>290,6988</b>	<b>1,0000</b>	<b>371,6353</b>		<b>784,5809</b>

Panas yang dibawa 1% padatan keluar bersama udara:

$$\begin{aligned}
 T_{s2} &= \text{Suhu padatan keluar} \\
 &= 80 \text{ } ^\circ\text{C} = 353 \text{ K} \\
 T_w &= 350,5 \text{ K} = 77,52 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q keluar (kJ/jam)
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	0,0580	1866,0000	108,1865
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	1,4348	789,4000	1132,6331
<b>Total</b>	<b>1,4928</b>	<b>2655,4000</b>	<b>1240,8196</b>

$$\begin{aligned}
 Q &= 1240,8196 \text{ kJ/jam} \\
 &= 1308,8814 \text{ BTU/jam} \\
 &= 296,5630 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{vap} &= m \times \lambda \\
 &= 290,6988 \text{ kg/jam} \times 784,5809 \text{ kJ/kg} \\
 &= 228076,719 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total } Q_{vap} &= 1240,82 + 228076,719 \\
 &= 229317,5382 \text{ kJ/jam} \\
 &= 54808,2070 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

**Zona Pemanasan (Q<sub>s2</sub>)**

Menghitung beban panas untuk menaikkan suhu padatan dari suhu bola basah (T<sub>w</sub>)

sampai suhu keluar (Ts2)

$$\begin{aligned} T_{s2} &= 80 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 353 \text{ K} \\ T_w &= 350,5 \text{ K} \\ &= 77,52 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Komponen	n (kmol/jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q keluar (kJ/jam)
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	0,0006	1866,0000	1,0928
$\text{CH}_3\text{OH}$	0,0240	850,5645	20,3985
$(\text{CH}_2\text{CHOH})_n$	142,0455	789,4000	112130,6818
$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$	0,0287	1499,5250	43,0304
$\text{NaOH}$	0,0003	869,7056	0,2738
$\text{H}_2\text{O}$	0,0002	751,2975	0,1442
<b>Total</b>	142,0992	6626,4925	112195,6215

$$\begin{aligned} Q_{s2} &= 112195,622 \text{ kJ/jam} \\ &= 118349,812 \text{ BTU/jam} \\ &= 26815,3971 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Q keluar} &= 229317,5382 + 112195,622 \\ &= 341513,1597 \text{ kJ/jam} \\ &= 81623,6041 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{total}} &= Q_{s1} + Q_{\text{vap}} + Q_{s2} \\ Q_{\text{total}} &= 199374,8341 + 229317,538 + 112195,622 \\ &= 540887,9938 \text{ kJ/jam} \\ &= 570556,9555 \text{ BTU/jam} \end{aligned}$$

### Mencari Massa Udara

$$\begin{aligned} Q_{s1} + Q_{\text{udara masuk}} &= Q_{\text{out}} + Q_{\text{udara keluar}} \\ 47651,7 \text{ kkal/jam} + 128,7 \text{ kkal/kmol (n)} &= 81623,6 \text{ kkal/jam} + 28,33 \text{ (n)} \\ n_{\text{udara}} \times 100,3623 \text{ kkal/kmol} &= 33971,88 \text{ kkal/jam} \\ n_{\text{udara}} &= 338,4922 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa udara} &= 338,4922 \text{ kmol/jam} \times 28,97 \text{ kg/kmol} \\ &= 9806,1200 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### Perhitungan Entalpi Udara

Entalpi udara masuk:

$$\int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{in}}} C_p dT_{\text{udara}, 100^\circ\text{C}} = 538,429 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Mol udara} = 338,492 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ udara masuk} &= 538,429 \text{ kJ/kmol} \times 338,492 \text{ kmol/jam} \\ &= 182254,2036 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Entalpi udara keluar:

$$\int_{T_{ref}}^{T_{out}} C_p dT \text{ udara, } 82^\circ\text{C} = 118,5134 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Mol udara} = 338,492 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ udara keluar} &= 118,513 \text{ kJ/kmol} \times 338,492 \text{ kmol/jam} \\ &= 40115,87804 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Komponen	Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
	1	2	3	4
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	182,1337	-	1,0928	108,1865
CH <sub>3</sub> OH	3337,1595	-	20,3985	-
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	188773,8233	-	112130,6818	1132,6331
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	7012,0481	-	43,0304	-
NaOH	45,6499	-	0,2738	-
H <sub>2</sub> O	24,0196	-	0,1442	-
Udara	-	182254,2036	-	40115,87804
Q <sub>vap</sub>	-	-	-	228076,719
<b>Total</b>	199374,8341	182254,2036	112195,6215	269433,4162
	381629,0377		381629,0377	

### 5. Menghitung Kecepatan Massa Udara

$$Q_t = [(G \cdot C_{pu} + G \cdot Y_G \cdot C_{ps})x(T_{G1} - T_{ref})] + [(G \cdot C_{pu} + G \cdot Y_G + m_{H_2O} \text{ masuk})x(T_{G2} - T_{ref})]$$

Diketahui:

$$Y/Y_G = 0,025 \text{ kg H}_2\text{O/kg udara kering}$$

$$C_{pu} = 1,005 \text{ kJ/kg.K}$$

$$C_{ps} = 1,887 \text{ kJ/kg.K}$$

$$m_{H_2O} = 292,7779 \text{ kg/jam}$$

$$T_{G2} = 355,5367 \text{ K}$$

$$T_{G1} = 373 \text{ K}$$

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

$$Q_t = 540888,0 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} Q_t &= [((3187,67 \times 1,005) + (3187,67 \times 0,024 \times 1,887)) \times (373 - 298)] + \\ &\quad [(3187,67 \times 1,005) + (3187,67 \times 0,024) + 0,342] \times (355,5 - 298) \end{aligned}$$

$$G = 3792,5749 \text{ kg/jam}$$

dengan metode *goal seek* = 540887,9938

## 6. Mencari Kelembaban Udara Keluar Rotary

$$\begin{aligned}
 Y_2 &= \frac{(G \cdot Y_G + mH_2O \text{ teruapkan})}{G} \\
 &= \frac{(3793 \times 0,025 + 292,7779)}{3792,57491} \\
 &= 0,1022 \quad \text{kg H}_2\text{O/ kg udara kering}
 \end{aligned}$$

## 7. Menghitung Diameter Rotary

Fluks massa udara berkisar antara 0,5 – 5 kg/m<sup>2</sup>.s berdasarkan buku Perry, R.H., *Chemical Engineers Handbook* 7<sup>th</sup>. Ed. Hal 12-55.

$$\begin{aligned}
 \text{Dirancang fluks massa udara (G'')} &= 0,5 \quad \text{kg/m}^2 \cdot \text{s} \\
 &= 368,665 \quad \text{lb/ft}^2 \cdot \text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kec. udara keluar (G')} &= \text{Kecepatan massa udara + uap air yang dibawa} \\
 &= 3792,575 + 292,7779 \\
 &= 4085,353 \quad \text{kg/jam} \\
 &= 1,1348 \quad \text{kg/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas Penampang (A)} &= \frac{\text{Kecepatan massa udara (G')}}{\text{Flux massa (G'')}} \\
 &= \frac{1,1348 \quad \text{kg/s}}{0,5 \quad \text{kg/m}^2 \cdot \text{s}} \\
 &= 2,270 \quad \text{m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter (D)} &= \frac{(4 \times A)^{0,5}}{\pi} \\
 &= 1,7004 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

## 8. Menghitung TG'' dan TG'

Data :

$$\begin{aligned}
 T_g &= 100,00 \quad ^\circ\text{C} = 212 \quad ^\circ\text{F} \\
 T_{g2} &= 82,54 \quad ^\circ\text{C} = 180,566 \quad ^\circ\text{F} \\
 T_w &= 77,52094 \quad ^\circ\text{C} = 171,5377 \quad ^\circ\text{F} \\
 T_{s1} &= 53,3 \quad ^\circ\text{C} = 127,9997 \quad ^\circ\text{F} \\
 T_{s2} &= 80 \quad ^\circ\text{C} = 176 \quad ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Pada zona pemanasan (Qs1)

$$\begin{aligned}
 \text{Perubahan suhu udara} &= \frac{Q_p}{Q_t} \times (T_G - T_w) \\
 &= \frac{210311,01 \quad \text{btu/jam}}{570556,96 \quad \text{btu/jam}} \times 40,46232 \quad ^\circ\text{F} \\
 &= 14,91467 \quad ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 T_g'' &= T_w + \Delta T \\
 &= 171,5377 \text{ }^\circ\text{F} + 14,91467 \text{ }^\circ\text{F} \\
 &= 186,4524 \text{ }^\circ\text{F} \\
 &= 85,80687 \text{ }^\circ\text{C} \\
 &= 358,8069 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Pada zona penguapan

$$\begin{aligned}
 \text{Perubahan suhu udara} &= \frac{Q_s}{Q_t} \times (T_g - T_w) \\
 &= \frac{118349,81 \text{ btu/jam}}{570556,96 \text{ btu/jam}} \times 40,46232 \text{ F} \\
 &= 8,39304 \text{ F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 T_g' &= T_g - \Delta T \\
 &= 212 \text{ F} - 8,3930 \text{ F} \\
 &= 203,607 \text{ F} \\
 &= 95,3372 \text{ }^\circ\text{C} \\
 &= 368,3372 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Beda suhu rerata log

- Zona pemanasan 1

	Suhu atas (dT1)			Suhu bawah (dT2)		
Fluida Panas	Tg''	=	358,8	Tg2	=	355,5
Fluida Dingin	Tw	=	350,5	Ts1	=	326,3332
	ΔT1	=	8,286	ΔT2	=	29,20

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$\Delta T_{LMTD 1} = 16,6048 \text{ K}$$

- Zona Penguapan

	Suhu atas (dT1)			Suhu bawah (dT2)		
Fluida Panas	Tg'	=	368,3	Tg''	=	358,8
Fluida Dingin	Tw	=	350,5	Ts1	=	326,3332
	ΔT1	=	17,82	ΔT2	=	32,5

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$\Delta T_{LMTD 2} = 24,4161 \text{ K}$$

- Zona Pemanasan 2

	Suhu atas (dT1)			Suhu bawah (dT2)		
Fluida Panas	Tg1	=	373	Tg'	=	368,3
Fluida Dingin	Ts2	=	353	Tw	=	350,5209
	ΔT1	=	20	ΔT2	=	17,82

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$\Delta T_{LMTD 3} = 18,8871 \text{ K}$$

Maka, beda suhu rerata log sebagai berikut :

$$\frac{1}{\Delta T_m} = \frac{Q_{s1}}{Q_t \Delta T_{LMTD1}} + \frac{Q_{vap}}{Q_t \Delta T_{LMTD2}} + \frac{Q_{s2}}{Q_t \Delta T_{LMTD3}}$$

$$\frac{1}{\Delta T_m} = \frac{199374,8341}{540887,994} \times \frac{1}{16,60} + \frac{229317,5382}{540887,9938} \times \frac{1}{24,42}$$

$$+ \frac{112195,6215}{540887,9938} \times \frac{1}{18,89}$$

$$\frac{1}{\Delta T_m} = 0,0505$$

$$\Delta T_m = 19,7842 \text{ K}$$

### 9. Menghitung Koefisien Perpindahan Rotary Dryer

Koefisien perpindahan kalor antara padatan dan udara:

$$Ua = 0,237 \frac{G^{0,67}}{D}$$

$$Ua = 0,0876 \text{ kJ/m}^3 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

### 10. Menghitung Dimensi Rotary Dryer

$$V = \frac{Q_t}{Ua \cdot \Delta T_m}$$

$$= \frac{540887,9938 \text{ kJ/jam}}{0,08760 \text{ kJ/m}^3 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \times 19,78 \text{ K}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}$$

$$= 38,43 \text{ m}^3$$

Panjang Rotary Dryer

$$L = \frac{V}{A} = \frac{38,4327}{2,270}$$

$$= 16,9334 \text{ m}$$

Rasio

$$\frac{L}{D} = \frac{16,9334}{1,7004} = 9,9586$$

Kisaran nilai L/D antara 4 sampai 10, maka Rasio L/D memenuhi syarat (Perry., 7th edition, hal 12-54)

### 11. Menghitung Kecepatan Putar Rotary Dryer

Maka

dipilih kecepatan putar sebesar 0,3 m/s

$$\begin{aligned} N &= \frac{N_{avg}}{\pi \times D} \\ &= \frac{0,3 \text{ m/s}}{3,14 \times 1,7004 \text{ m}} \\ &= 0,0562 \text{ rps} \\ &= 3,3844 \text{ rpm} \end{aligned}$$

### 12. Menghitung Kemiringan Rotary Dryer

Dipilih berdasarkan Perry, hal. 12-56, kemiringan berkisar antara 0-8 cm/m.

Dipilih 8 cm/m

$$S = 8 \text{ cm/m} \times 0,01 \text{ m/cm}$$

$$= 0,08$$

$$\tan \alpha = 0,08$$

$$\alpha = 4,57$$

### 13. Menghitung Waktu Tinggal

$$\begin{aligned} \theta &= \frac{0.23L}{SN^{0.9}D} \pm 0.6 \frac{BLG}{F} \\ B &= 5(D_p)^{-0.5} \end{aligned}$$

(Perry, Chemical Engineering Handbook, ed 7, 1997 halaman 12-5)

Dimana:

$\theta$  = Waktu tinggal

D = Diameter dryer (m)

L = Panjang dryer (m)

N = kecepatan putar (rpm)

G" = fluks massa gas (lb/ft<sup>2</sup>.jam)

F = fluks massa padatan (lb/ft<sup>2</sup>.jam)

S = kemiringan

$$B = 5 \times (D_p)^{-0.5}$$

D<sub>p</sub> : Diameter butiran padatan (μm)

$$B = 5 \times (177)^{-0.5}$$

$$= 0,3758$$

Menghitung nilai F

$$\begin{aligned}
 F &= \frac{\text{kecepatan massa padatan}}{\text{luas penampang}} \\
 &= 0,765 \text{ kg/m}^2\text{s} \\
 &= 564,373 \text{ lb/ft}^2\text{.jam}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
 \theta &= \frac{0,23 \times 55,5557 \text{ ft}}{0,08 \times 3,384^{0,9} \times 1,700} + 0,6 \frac{0,376 \times 55,56 \text{ ft} \times 0,5}{564,3730 \text{ lb/ft}^2\text{.jam}} \\
 \theta &= 31,3650 \text{ menit} \\
 &= 0,5227 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

#### 14. Perhitungan Tebal Shell

Rotary Dryer memakai shell dari Stainless steel SA-167 tipe 321 (Perry 5<sup>ed</sup>, tabel 6-57, halaman 6-691) dengan spesifikasi:

$$\text{Allowable stress} = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Effisiensi (E)} = 0,8$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 0,125 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{shell}} &= \frac{P \times r}{f \times E - 0,6 \cdot P} + C && \text{(Brownell \& Young)} \\
 &= \frac{16,17 \text{ lbf/in}^2 \times 33,4719 \text{ in}}{18750 \text{ lbf/in}^2 \times 0,8 - 0,6 \times 16,17 \text{ lbf/in}^2} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,1611 \text{ in} \\
 &= 0,0041 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Brownell & Young pg 88, digunakan tebal shell standar sebe 0,188 in

#### 15. Menghitung isolasi

$$\text{Jenis isolasi} = \text{batu setebal 4 in}$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 1,7004 \text{ m}$$

$$\text{Diameter (OD)} = \text{ID} \times (2 \times t_{\text{shell}})$$

$$= 1,7004 \text{ m} + (2 \times 0,18750 \text{ m})$$

$$= 2,0754 \text{ m}$$

$$= 81,7075 \text{ in}$$

#### 16. Menghitung Daya Penggerak Dryer

Daya minimum yang dibutuhkan dihitung dengan persamaan berikut:

$$\text{Range, } H_p = 0,5 D^2 \text{ sampai } 1 D^2$$

$$\text{Dipilih} = 1 D^2$$

$$= 1 \times 1,7004^2$$

$$= 2,8913 \text{ Hp}$$

$$= 2,1560 \text{ kW}$$



**Table 3.1.** Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

Dengan daya penggerak sebesar 2,1560 Kw

Efisiensinya yaitu sebesar 80 %

$$\text{Daya} = \frac{2,1560}{0,8} = 2,6951 \text{ HP}$$

Daya motor penggerak standar yang diperoleh dari buku Ludwig E.F., Vol 3 hal 628

*horsepower Ratings<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose:* ½ , ¾ , 1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75 , 100 , 125 , 150 , 200 , 250 , 300 , 350 , 400 , 450 , and 500

*Large Motors :* 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas, hal 289)

Maka digunakan daya penggerak standar NEMA sebesar 3 HP

**KESIMPULAN**  
**ROTARY DRYER (RD-01)**

Tugas : Mengurangi konsentrasi cairan pada produk Polivinil Alkohol  
(CH<sub>2</sub>CHCOOCH<sub>3</sub>)<sub>n</sub> dari 4,475% menjadi 0,05%

Jenis : *Direct contact - counter current rotary dryer*

**Kondisi Operasi**

Suhu padatan masuk = 53,33 °C = 326,3 K

Suhu padatan keluar = 80 °C = 353 K

Tekanan = 1 atm

Waktu tinggal = 31,36 menit

**Ukuran Rotary Dryer**

Volume Rotary Dryer = 38,43 m<sup>3</sup>

Luas Penampang = 2,270 m<sup>2</sup>

Panjang = 16,93 m

Diameter dalam = 1,7 m

Diameter luar = 2,075 m

Tebal shell = 0,005 m

Daya = 3 HP

**Udara Pengering**

Suhu udara masuk (T<sub>G1</sub>) = 100 °C = 373 K

Suhu udara keluar (T<sub>G2</sub>) = 82,54 °C = 355,5 K

Suhu bola basah (T<sub>w</sub>) = 77,52 °C = 350,5 K

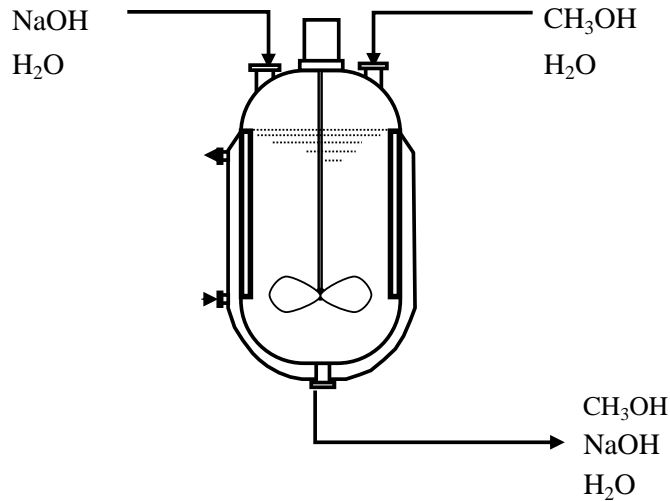
Kec. udara masuk = 3792,575 kg/jam

Fluks massa udara = 0,5 kg/m<sup>2</sup>.s

**MIXER  
(M-02)**

Tugas : Melarutkan Natrium Hidroksida (NaOH) menggunakan Metanol (CH<sub>3</sub>OH).  
 Jenis alat : Tangki Silinder Vertikal

Kondisi operasi :  
 Tekanan : 1 atm  
 Suhu : 30 °C = 303 K



**1. Menentukan Volume Mixer**

Komponen	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Q (m <sup>3</sup> /jam)
CH <sub>3</sub> OH	3147,7812	782,807	4,0211
NaOH	62,9556	1909,2966	0,0330
H <sub>2</sub> O	6,9441	1023,013	0,0068
<b>Total</b>	<b>3217,6809</b>		<b>4,0609</b>

$\rho$  campuran = 792,3549 kg/m<sup>3</sup> = 49,4651 lb/ft<sup>3</sup>  
 Dirancang waktu tinggal 30 menit - 1 jam (Ulrich G.D, 1988)  
 Dipilih = 0,75 jam  
 $V1 = 3,0457 \text{ m}^3$

**2. Menentukan Dimensi Mixer**

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan *head torispherical dishead*  
 Alasan : Bentuk silinder memiliki struktur kuat sehingga mampu menahan tekanan 15 - 200 psia dan relatif ekonomis.

a). Menentukan Volume Mixer

Dengan mengacu pada faktor safety dan kontrol pada proses yang berlangsung di *mixer* diambil over design faktor untuk volume mixer sebesar 20% terhadap volume cairan terhitung.

(Peters & Timmerhaus, 1991, hal.17)

$$V_{\text{cairan}} = 3,0457 \text{ m}^3$$

Dirancang angka keamanan 20%, volume mixer diambil 120% dari volume larutan

$$V_{\text{mixer}} = 3,6548 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{mixer}} = 965,606 \text{ gal}$$

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

a) To convert gal to m<sup>3</sup>, multiply by 3.785x10<sup>-3</sup>.  
 b) To convert ft<sup>2</sup> to m<sup>2</sup>, multiply by 9.29x10<sup>-2</sup>.  
 c) To convert in to m, multiply by 2.54x10<sup>-2</sup>.

Maka, dipilih

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor} &= 1000 \text{ gallon} \times \frac{L}{0,2642 \text{ gallon}} \\ &= 3785,4118 \text{ L} \\ &= 3,7854 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b). Menentukan Tinggi dan Diameter *Mixer*

Mixer berbentuk tegak lurus dengan perbandingan D : H = 1 : 1,5

Volume tangki (Vt) = Volume shell (Vs) + [2 x Volume Head (Vh)]

$$V_s = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4}$$

$$V_H = 0,000049 \cdot D^3 \text{ (D didalam in)}$$

$$= 1,2\text{E-}06 \cdot D^3 \text{ (D didalam m)}$$

(Brownell, 1959, pers. 5.11, hal. 88)

$$\begin{aligned} \text{Volume M} &= (\pi/4 \times D^2 \times H) + (2 \times V_H) \\ &= (\pi/4 \times D^2 \times 1,5D) + (2 \times 1,2446\text{e-}6 D^3) \\ &= 1,1781 D^3 + 2,4892\text{e-}6 D^3 \\ &= 1,1781 D^3 \end{aligned}$$

Maka,

$$\text{Inside Diameter (ID)} = \sqrt[3]{\frac{\text{Volume TP}}{1,1781}}$$

Sehingga diperoleh *Inside Diameter* (ID)

$$\text{ID} = \sqrt[3]{\frac{1,7446}{1,1781}} = 1,4756 \text{ m} = 4,8413 \text{ ft} = 58,0956 \text{ in}$$

Maka, tinggi *shell* (Hs)

$$\begin{aligned} H_s &= 1,5 \times ID \\ &= 1,5 \times 1,4756 \text{ m} \\ &= 2,2134 \text{ m} = 7,2620 \text{ ft} = 87,1434 \text{ in} \end{aligned}$$

c). Menentukan Tebal Dinding *Mixer*

*Mixer* terdiri dari atas dinding (*shell*), tutup atas dan tutup bawah (*head*).

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell and Young, pers. 13.1 hal. 254})$$

Keterangan :

- C = Faktor korosi
- P = Tekanan desain
- r<sub>i</sub> = Jari-jari dalam *shell*
- f = *Stress* yang diijinkan
- E = Efisiensi sambungan

### Bahan Konstruksi

Dari Brownell & Young, *Process Equipment*, hal 342, bahan konstruksi yang digunakan adalah *Stainless Steel SA-167 Grade 11 Type 316* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Memiliki struktur yang kuat dan mudah dibentuk
- Memiliki ketahanan yang baik terhadap korosi
- Harga relatif lebih murah dibandingkan jenis yang lain
- *Stress* maksimum yang dipilih (f) adalah 18750 psi

Jari-Jari Dalam *Shell*

$$\begin{aligned} \text{Jari-jari dalam } Shell (r_i) &= (1/2) \times ID \\ &= 0,5 \times 58,0956 \text{ in} \\ &= 29,0478 \text{ in} \end{aligned}$$

Efisiensi Sambungan

Dipilih sambungan *Double Welded butt Joint* dengan efisiensi sambungan E sebesar 0,8 . Dipilih dari halaman 254 tabel 13.2, Brownell and Young.

Type of Joint	Limitations	Basic Joint Efficiency, per cent	Radio-graphed	Thermally Relieved	Maximum Joint Efficiency, per cent
Double-welded butt joint	None		No	No	80
Single-welded butt joint	Longitudinal joints not over 1¼ in. thick. No thickness limitation on circumferential joints.	80	No	Yes	85
with backing strip			Yes	Yes	95
Single-welded butt joint without backing strip	Circumferential joints only, not over ¾ in. thick.	70	No	No	70
Double full-fillet lap joint	Longitudinal joints not over ¾ in. thick. Circumferential joints not over ¾ in. thick.	65	No	No	65
			No	Yes	70
Single full-fillet lap joint with plug welds	Circumferential joints only, not over ¾ in. thick; attachment of heads not over 24 in. in outside diameter to shells not over ¾ in. thick.	60	No	No	60
			No	Yes	65
Single full-fillet lap joint with-	Only for attachment of heads convex to pres-	50	No	No	50
			No	Yes	55

out plug welds sure to shells not over 3/4 in. thick, and for attachment of heads concave to pressure not over 24 in. in outside diameter to shells not over 3/4 in. thick.

Faktor Korosi

Faktor korosi (C) untuk *stainless steel* yang diijinkan adalah 0,13 in  
(Tabel 6, Hal. 542, 1958, Timmerhaus)

Tekanan Perancangan

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5-10% diatas tekanan kerja normal

(Coulson, 1988 Hal. 673)

Tekanan yang dipilih 20% diatasnya

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,2 \times P_{\text{operasi}} \\ &= 1,2 \times 14,6959 \text{ psi} \\ &= 17,6351 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal Dinding (ts)

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

$$\begin{aligned} ts &= \frac{17,6351 \text{ psi} \times 29,0478 \text{ in}}{(18750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 17,6351)} + 0,13 \text{ in} \\ &= 0,1592 \text{ in} \end{aligned}$$

Diameter tebal *shell* standar 3/16 in = 0,1875 in

(Brownell and Young, hal. 88)

$$\begin{aligned} \text{Outside diameter (OD)} &= ID + 2 \times ts \text{ standar} \\ &= 58,0956 \text{ in} + 2 \times 0,188 \text{ in} \\ &= 58,4706 \text{ in} \\ &= 1,4852 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 hal. 91 Brownell&Young, OD standar yang mendekati perhitungan adalah 60 in.

$$OD \text{ standar} = 60 \text{ in} = 1,524 \text{ m}$$

Koreksi ID

$$\begin{aligned} ID &= OD \text{ standar} - 2 \times ts \text{ standar} \\ &= 60 \text{ in} - 2 \times 0,188 \text{ in} \\ &= 59,625 \text{ in} \\ &= 1,5145 \text{ m} \\ &= 4,9688 \text{ ft} \end{aligned}$$

d). Menentukan Ketebalan *Torispherical Head*

$$th = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C$$

(Persamaan 7.77, Brownell & Young, 1959)

Keterangan :

th = Tebal *head* (in)

W = Faktor intensifikasi *stress*

- $f$  = Allowable stress untuk plate steel SA-167 Grade 11 Type 316
- $E$  = Efisiensi sambungan
- $C$  = Corrosion allowance
- $P$  = Tekanan desain (psi)

Menghitung Faktor Intensifikasi Stress (W)

Dengan nilai OD standar 20 in (Brownell & Young, halaman 91)

Maka diperoleh :

$$rc = 60 \text{ in}$$

$$icr = 3,63 \text{ in}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\ &= \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{60}{3,625}} \right) \\ &= 1,7671 \end{aligned}$$

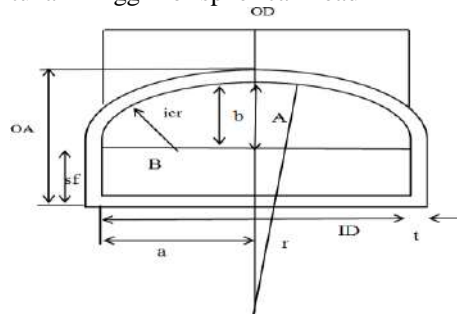
Maka, ketebalan torispherical head

$$\begin{aligned} th &= \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C \\ &= \frac{17,635 \times 60 \times 1,7671}{2 \times 18750 \times 0,8 - 0,2 \times 17,635} + 0,125 \\ &= 0,1873 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai tebal head (th) standar 3/16 in = 0,1875 in

(Brownell&Young, tabel 5.6, hal. 88)

e). Menentukan Tinggi Torispherical Head



Keterangan :

- $icr$  = Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in)
- $rc$  = Jari-jari kelengkungan (in)
- $sf$  = Flange lurus (*straight flange*) (in)
- $th$  = Tebal head (in)
- $OA$  = Tinggi head (in)
- $b$  = *Depth of dish (inside)* (in)
- $a$  = *Inside radius / jari-jari shell* (in)
- $ID$  = *Inside diameter* (in)

Berdasarkan tebal head standar (3/16 in), maka dipilih *straight flange* (sf) antara 1,5 hingga 2 in. (Tabel 5.8 hal. 93, Brownell & Young)

Dipilih sf = 2 in

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{\text{ID koreksi}}{2} \\
 &= \frac{59,6}{2} \\
 &= 29,8125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= a - \text{icr} \\
 &= 29,8125 - 3,625 \\
 &= 26,1875 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= rc - \text{icr} \\
 &= 60 - 3,625 \\
 &= 56,375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= \sqrt{18,75^2 - 8,5625^2} \\
 &= 49,9235 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= rc - AC \\
 &= 60 - 49,9235 \\
 &= 10,0765 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, tinggi head (OA)} &= \text{th standar} + b + \text{sf} \\
 &= 0,188 \text{ in} + 10,0765 \text{ in} + 2 \text{ in} \\
 &= 12,2640 \text{ in} \\
 &= 0,3115 \text{ m}
 \end{aligned}$$

f). Menentukan Tinggi Total

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total M} &= \text{Tinggi shell} + 2 \times \text{Tinggi head} \\
 &= 87,1434 \text{ in} + 2 \times 12,2640 \text{ in} \\
 &= 111,6714 \text{ in} \\
 &= 2,8365 \text{ m} \\
 &= 9,3060 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

g). Menentukan Tinggi Fluida

$$\begin{aligned}
 A &= (\pi/4) \times \text{ID koreksi}^2 \\
 &= (\pi/4) \times 2,2936 \text{ m}^2 \\
 &= 1,8005 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter dalam (ID)} &= 59,63 \text{ in} \\
 \text{Volume head bawah (V}_H) &= \text{Volume head atas (V}_H) \\
 &= 0,000049 D^3 \\
 &= 0,000049 \times (59,63 \text{ in})^3 \\
 &= 10,3868 \text{ in}^3 \\
 &= 1,7021\text{E-}04 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume fluida} = 3,0457 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi fluida dibagian shell (HLS)} = \frac{V_f}{A}$$



$$= \frac{3,0457}{1,8005}$$

$$= 1,6916 \text{ m}$$

Tinggi fluida dalam *shell* dan *head* bawah (HL) =  $H_{LS} + OA$

$$= 1,6916 \text{ m} + 0,3115 \text{ m}$$

$$= 2,0031 \text{ m}$$

**3. Menghitung Dimensi dan Daya Pengaduk**

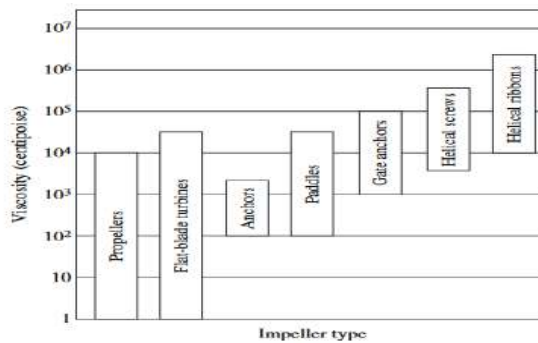
a). Menentukan Jenis Pengaduk

Suhu di dalam M = 303 K = 30 °C

Dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk (Holland, F.A dan F.S., Chapman, *Liquid Mixing and Processing in Stirred Tank*, Reinhold, New York, 1996)

T = 303 K

Komponen	F (kg/jam)	Fraksi Massa	$\mu$ [cP]	Fraksi x $\mu$ [cP]
CH <sub>3</sub> OH	3147,7812	0,9783	0,5060	0,4950
NaOH	62,9556	0,0196	2323,095	45,4526
H <sub>2</sub> O	6,9441	0,0022	0,8177	0,0018
Total	3217,6809	1,0000		45,9493

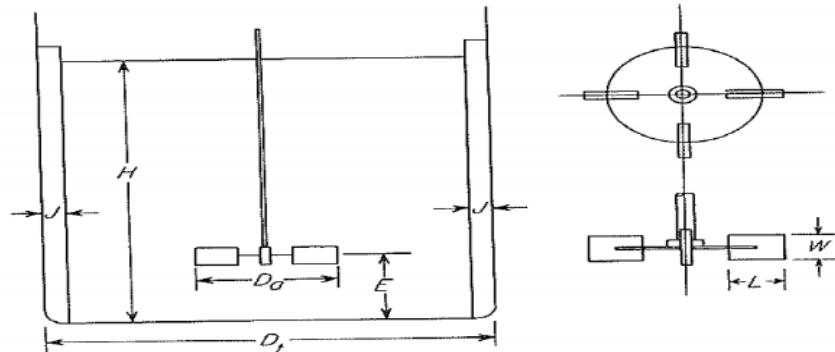


Untuk viskositas campuran 45.9493 cP jenis pengaduk yang dipilih adalah *Propeller*, *Flate Blade Turbines Impellers*.

(Rase H.F, Fig. 8.4. Hal. 341)

Dipilih *Flate Blade Tubines Impeller* karena dapat menghasilkan pengaduk yang baik dan biasanya digunakan untuk dengan proses continuous.

(Rase H.F, Hal. 344)



Keterangan :

- $Z_R$  : Tinggi Mixer
- $Z_L$  : Tinggi cairan
- $Z_i$  : Tinggi pengaduk dari dasar
- $D_t$  : Diameter Mixer
- $D_i$  : Diameter pengaduk
- $L$  : Panjang pengaduk
- $h$  : Lebar pengaduk
- $w$  : Lebar *baffle*

Menurut Brown, 1978, hal. 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudut (*flat blade turbines impellers*) :

$$\begin{aligned} D_t/D_i &= 3 \\ Z_1/D_i &= 2,7 - 3,9 \\ Z_i/D_i &= 0,75 - 1,3 \\ \text{Jumlah baffle} &= 4 \\ w/D_i &= 0,1 \end{aligned}$$

Adapun mengenai spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut :

1. Jumlah Blade = 6 buah
2. Jumlah Baffle = 4 buah
3. Diameter Impeller ( $D_i$ ) =  $1/3 \times$  Diameter tangki ( $D_t$ )  
 $= 1/3 \times 1,5145 \text{ m}$   
 $= 0,5048 \text{ m}$   
 $= 1,6563 \text{ ft}$
4. Tinggi Impeller dari dasar =  $D_i$  (Diambil  $Z_i/D_i = 1$ )  
 $= 0,5048 \text{ m}$   
 $= 1,6563 \text{ ft}$
5. Lebar Blade Impeller ( $h$ ) =  $1/5 \times D_i$   
 $= 1/5 \times 0,5048 \text{ m}$   
 $= 0,1010 \text{ m}$   
 $= 0,3313 \text{ ft}$
6. Panjang Blade Impeller ( $L$ ) =  $1/4 \times D_i$   
 $= 1/4 \times 0,5048 \text{ m}$   
 $= 0,1262 \text{ m}$   
 $= 0,4141 \text{ ft}$
7. Lebar Baffle ( $W$ ) =  $0,1 \times D_i$   
 $= 0,1 \times 0,5048 \text{ m}$   
 $= 0,0505 \text{ m}$   
 $= 0,1656 \text{ ft}$

b). Menentukan Kecepatan Pengaduk

Densitas Campuran Komponen Masuk

Komponen	F (kg/jam)	Fraksi Massa	$\rho_i$ ( $\text{kg/m}^3$ )	$\rho_i x_i$ ( $\text{kg/m}^3$ )
CH <sub>3</sub> OH	3147,7812	0,9783	782,807	765,8013
NaOH	62,9556	0,0196	1909,297	37,3564

H <sub>2</sub> O	6,9441	0,0022	1023,013	2,2078
<b>Total</b>	3217,6809	1,0000		805,3654

Berdasarkan Rase, H. F., (1997) vol.1, hal. 345, kecepatan putaran untuk pengaduk tipe Flat Blade Turbin Impeller dengan 6 blade berkisar antara 500 ft/menit - 700 ft/menit. Untuk Turbin Impeller memberikan agitasi yang baik pada Sehingga dipilih kecepatan putar pengaduk = 600 ft/menit

Untuk mencari kecepatan putar pengaduk dalam satuan rpm maka menggunakan rumus :

$$N = \frac{600}{\pi \times Di} = \frac{600 \text{ ft/menit}}{3,14 \times 1,6563 \text{ ft}}$$

$$= 115,3707 \text{ rpm}$$

Dari Walas, hal. 288 untuk kecepatan pengaduk standar yang digunakan adalah 125 rpm

$$N \text{ standar} = 125 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}}$$

$$= 2,0833 \text{ rps}$$

c). Menentukan Bilangan Reynolds

$$NRe = \frac{\rho \cdot N \cdot Di^2}{\mu}$$

Keterangan :

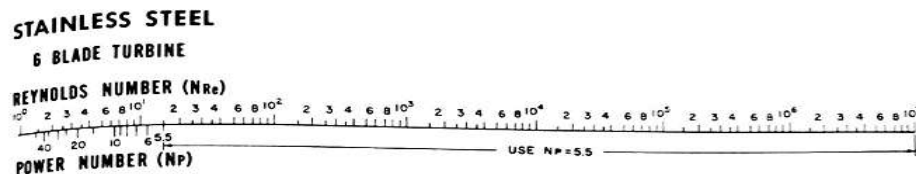
$\rho$	: $\rho$ campuran umpan masuk	=	49,4651	lb/ft <sup>3</sup>
N	: Kecepatan pengadukan	=	2,0833	rps
Di	: Diameter Impeller	=	1,6563	ft
$\mu$	: Viskositas campuran komponen masuk Mixer	=	45,9493	cP
		=	0,3088	lb/ft.s

Maka,

$$Nre = \frac{49,47 \text{ lb/ft}^3 \times 2,08 \text{ rps} \times 2,7432 \text{ ft}^2}{0,3088 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 915,5485$$

Dari gambar 8.8 (Rase, H. F., 1957) untuk *six blade turbine* dengan  $NRe > 10$ , nilai  $Np$  (*power number*) yang didapat adalah = 5,5



d). Menghitung Tenaga Pengaduk

Dihitung dengan persamaan

$$P = Np \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

Keterangan :

- P : Daya penggerak (watt)  
 Np : Power number  
 $\rho$  : Densitas cairan yang diaduk ( $\text{kg/m}^3$ )  
 N : Kecepatan pengaduk standar (rps)  
 Di : Diameter pengaduk (m)

Maka,

$$\begin{aligned} P &= 5,5 \times 792,3549 \text{ kg/m}^3 \times 9,0422 \text{ rps}^3 \times 0,0328 \text{ m}^5 \\ &= 1292,001 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\ &= 1,2920 \text{ kW} \end{aligned}$$

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Towler, hal. 111 :

*Approximate Efficiencies of Electric Motors*

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

Dengan daya penggerak 1,2920 kW, sehingga efisiensinya adalah 85%

Maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$\begin{aligned} P &= \frac{1,2920}{85\%} \\ &= 1,5200 \text{ kW} \\ &= 2,0384 \text{ HP} \end{aligned}$$

Digunakan motor pengaduk standar, diperoleh dari Ludwig, 2001, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* Vol 3, 3rd ed, hal 628

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> 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.

Sehingga dipilih motor pengaduk sebesar 3 HP

#### 4. Neraca Panas

Data kapasitas panas (Cp)

Komponen	A	B	C	D
CH <sub>3</sub> OH	40,1520	0,31046	-0,00103	1,459E-06
NaOH	87,6390	-0,000484	-4,542E-06	1,186E-09
H <sub>2</sub> O	92,053	-3,995E-02	-2,110E-04	5,347E-07

a. Neraca Panas Masuk

Arus 1

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

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

Komponen	Input		∫Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
	kg/jam	kmol/jam		
NaOH	62,9556	1,5739	435,5783	685,5526
H <sub>2</sub> O	0,6359	0,0353	377,5028	13,3367
<b>Total</b>	<b>63,5915</b>	<b>1,6092</b>	<b>813,0811</b>	<b>698,8893</b>

Arus 2

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

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

Komponen	Input		∫Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
	kg/jam	kmol/jam		
CH <sub>3</sub> OH	3147,7812	98,3682	400,5407	39400,4483
H <sub>2</sub> O	6,3082	0,3505	377,5028	132,2975
<b>Total</b>	<b>3154,0893</b>	<b>98,7186</b>	<b>778,0435</b>	<b>39532,7458</b>

b. Neraca Panas Keluar

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

$$\Delta H_{soln} = -44,51 \text{ kJ/mol}$$

$$C_p \text{ CH}_3\text{OH} = 87,1084 \text{ J/mol.K} = 2,1777 \text{ J/g.K}$$

$$\begin{aligned} \Delta H &= m \text{ NaOH} \times \frac{1 \text{ mol NaOH}}{\text{BM NaOH}} \times \frac{\Delta H_{soln} \text{ NaOH}}{1 \text{ mol NaOH}} \\ &= 62955,62 \text{ g} \times \frac{1 \text{ mol}}{40 \text{ g/mol}} \times \frac{-44,51 \text{ kJ/mol}}{1 \text{ mol}} \\ &= -70053,87 \text{ kJ} \\ &= -70053870 \text{ J} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta T &= \frac{\Delta H}{C_p \times m \text{ total}} \\ &= \frac{-70053869,52 \text{ J}}{2,1777 \text{ J/g.K} \times 3210736,77 \text{ g}} \\ &= -10,0191 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{out} &= T_{in} - \Delta T \\ &= 303 \text{ K} - (-10,0191 \text{ K}) \\ &= 313,0191 \text{ K} \\ &= 40,0191 \text{ }^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

$$T_{out} = 40,02 \text{ }^{\circ}\text{C} = 313,02 \text{ K}$$

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

Komponen	Output		∫Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
	kg/jam	kmol/jam		
CH <sub>3</sub> OH	3147,78115	98,3682	1209,89998	119015,6365
NaOH	62,9556	1,5739	1308,17624	2058,9263
H <sub>2</sub> O	6,9441	0,3858	1132,47111	436,8881
<b>Total</b>	<b>69,8997</b>	<b>1,9597</b>	<b>2440,6474</b>	<b>2495,8144</b>

*Lampiran Perhitungan Alat Kecil Mixer-02*

$$\begin{array}{rclcl} Q_{in} & - & Q_{out} & = & Q_s \\ 40231,6351 & - & 2495,8144 & = & 37735,8208 \text{ kJ/jam} \end{array}$$

**KESIMPULAN**  
**MIXER (M-02)**

Tugas : Melarutkan Natrium Hidroksida (NaOH) menggunakan Metanol (CH<sub>3</sub>OH).  
Jenis : Tangki Silinder Vertikal  
Bahan : *Stainless Steel SA-240 Grade C*

**1. Kondisi Operasi** : Suhu (T) = 30 °C  
Tekanan = 1 atm

**2. Dimensi Alat**

Volume mixer = 3,785 m<sup>3</sup>  
Diameter luar (OD) = 1,5240 m  
Diameter dalam (ID) = 1,5145 m  
Tinggi fluida total = 2,0031 m  
Tinggi head = 0,3115 m  
Tinggi *shell* = 2,2134 m  
Tinggi *mixer* = 2,8365 m  
Tebal *shell* = 0,0048 m  
Tebal *head* = 0,0048 m

**3. Pengaduk**

Jenis = *Flat blade turbine impeller*  
Jumlah *blade* = 6 buah  
Jumlah *baffle* = 4 buah  
Diameter *impeller* = 0,5048 m  
Lebar *baffle* = 0,0505 m  
Kecepatan putaran = 2,0833 rps  
Tenaga motor pengaduk = 3 HP

**MIXER  
(M-01)**

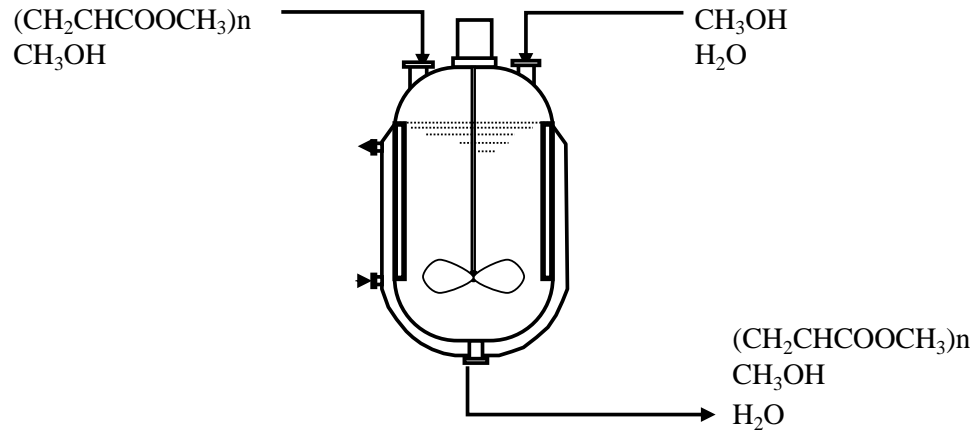
Tugas : Melarutkan Polivinil Asetat  $(CH_2CHCOOCH_3)_n$  menggunakan Metanol  $(CH_3OH)$ .

Jenis alat : Tangki Silinder Vertikal Berpengaduk

Kondisi operasi :

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C = 303 K



**1. Menentukan Volume Mixer**

Komponen	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Q (m <sup>3</sup> /jam)
$(CH_2CHCOOCH_3)_n$	12591,1246	1186	10,6165
$CH_3OH$	5280,7597	782,8067	6,7459
$H_2O$	10,3278	1288	0,0080
<b>Total</b>	17882,2121	3256,8067	17,3704

$$\rho \text{ campuran} = 1029,4639 \text{ kg/m}^3 = 64,2674 \text{ lb/ft}^3$$

Dirancang waktu tinggal 30 menit - 1 jam (Ulrich G.D, 1988)

Dipilih = 0,5 jam

$$V1 = 8,6852 \text{ m}^3$$

**2. Menentukan Dimensi Mixer**

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan *head torispherical dishead*

Alasan : Sesuai dengan kondisi operasi yang digunakan yaitu 1 atm

a). Menentukan Volume Mixer

Dengan mengacu pada faktor *safety* dan kontrol pada proses yang berlangsung di mixer diambil over design faktor untuk volume mixer sebesar 20% terhadap volume cairan terhitung.



(Peters & Timmerhaus, 1991, hal.17)

$$V_{\text{cairan}} = 8,6852 \text{ m}^3$$

Dirancang angka keamanan 20%, volume *mixer* diambil 120% dari volume larutan

$$V_{\text{mixer}} = 10,4222 \text{ m}^3$$

$$= 10422,247 \text{ L}$$

$$V_{\text{mixer}} = 2753,2664 \text{ gallon}$$

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

a) To convert gal to m<sup>3</sup>, multiply by 3.785x10<sup>-3</sup>.  
 b) To convert ft<sup>2</sup> to m<sup>2</sup>, multiply by 9.29x10<sup>-2</sup>.  
 c) To convert in to m, multiply by 2.54x10<sup>-2</sup>.

Maka, dipilih

$$\begin{aligned} \text{Volume mixer} &= 3000 \text{ gallon} \times \frac{\text{L}}{0,2642 \text{ gallon}} \\ &= 11356,2354 \text{ L} \\ &= 11,3562 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b). Menentukan Tinggi dan Diameter Mixer

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich (198-248), dimana D/H < 2

Mixer berbentuk tegak lurus dengan perbandingan D : = 1 : 1,5

Volume tangki (Vt = Volume shell (Vs) + [2 x Volume Head (Vh)])

$$V_s = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4}$$

$$V_H = 0,000049 \cdot D^3 \text{ (D didalam in)}$$

$$= 1,2\text{E-}06 \text{ D}^3 \text{ (D didalam m)}$$

(Brownell, 1959, pers. 5.11, hal. 88)

$$\begin{aligned} \text{Volume M} &= (\pi/4 \times D^2 \times H) + (2 \times V_H) \\ &= (\pi/4 \times D^2 \times 1,5D) + (2 \times 1,2446\text{e-}6 \text{ D}^3) \\ &= 1,1781 \text{ D}^3 + 2,4892\text{e-}6 \text{ D}^3 \\ &= 1,1781 \text{ D}^3 \end{aligned}$$

Maka,

$$\text{Inside Diameter (ID)} = \sqrt[3]{\frac{\text{Volume TP}}{1,1781}}$$

Sehingga diperoleh *Inside Diameter* (ID)

$$ID = \sqrt[3]{\frac{11.3562}{1,1781}} = 2,1282 \text{ m} = 6,9824 \text{ ft} = 83,7884 \text{ in}$$

Maka, tinggi *shell* (Hs)

$$\begin{aligned} Hs &= 1,5 \times ID \\ &= 1,5 \times 2,1282 \text{ m} \\ &= 3,1923 \text{ m} = 10,4735 \text{ ft} = 125,683 \text{ in} \end{aligned}$$

c). Menentukan Tebal Dinding *Mixer*

Mixer terdiri dari atas dinding (*shell*), tutup atas dan tutup bawah (*head*).

$$ts = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell and Young, pers. 13.1 hal. 254})$$

Keterangan :

C = Faktor korosi

P = Tekanan desain

ri = Jari-jari dalam *shell*

f = *Stress* yang diijinkan

E = Efisiensi sambungan

### Bahan Konstruksi

Dari Brownell & Young, Process Equipment, hal 342, bahan konstruksi yang digunakan adalah Stainless Steel Grade 11 Type 316 dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Memiliki struktur yang kuat dan mudah dibentuk
- Memiliki ketahanan yang baik terhadap korosi
- Harga relatif lebih murah dibandingkan jenis yang lain
- Stress maksimum yang dipilih (f) adalah 18750 psi

(Extracted from the 1956 Edition of the ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Unfired Pres-

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	For Metal Temperatures						
						-20 to 100	200	300	400	500	600	650
<b>Plate Steels</b>												
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-167	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-167	5	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	6	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	8	309	25 Cr-12 Ni	75,000	...	18,750	18,750	17,300	16,700	16,600	16,500	16,450
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	10	310	25 Cr-20 Ni	75,000	(3)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	11	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	A	410	13 Cr	65,000	...	16,250	15,600	15,100	14,600	14,150	13,850	13,700
SA-240	B	...	15 Cr	70,000	...	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300
SA-240	C	347	18 Cr-8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-240	D	430	17 Cr	70,000	(9)	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300
SA-240	M	316	18 Cr-10 Ni-2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	O	405	12 Cr-Al	60,000	...	15,000	15,000	14,700	14,400	13,950	13,400	13,000
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-240	S	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-240	T	321	18 Cr-8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850

(Hal 342, Brownel)

### Jari-Jari Dalam Shell

$$\begin{aligned} \text{Jari-jari dalam Shell (ri)} &= (1/2) \times ID \\ &= 0,5 \times 83,7884 \text{ in} \\ &= 41,8942 \text{ in} \\ &= 1,0641 \text{ m} \end{aligned}$$

**Efisiensi Sambungan**

Dipilih sambungan *Double Welded Butt Joint* dengan efisiensi sambungan E sebesar 0,8 Dipilih dari halaman 254 tabel 13.2, Brownell and Young.

Type of Joint	Limitations	Basic Joint Efficiency, per cent	Radio-graphed	Thermally Stress Relieved	Maximum Joint Efficiency, per cent
Double-welded butt joint	None		No	No	80
Single-welded butt joint with backing strip	Longitudinal joints not over 1 3/4 in. thick. No thickness limitation on circumferential joints.	80	No Yes	Yes No Yes	85 90 95
Single-welded butt joint without backing strip	Circumferential joints only, not over 3/8 in. thick.	70	No No	No Yes	70 75
Double full-fillet lap joint	Longitudinal joints not over 3/8 in. thick. Circumferential joints not over 3/8 in. thick.	65	No No	No Yes	65 70
Single full-fillet lap joint with plug welds	Circumferential joints only, not over 3/8 in. thick; attachment of heads not over 24 in. in outside diameter to shells not over 3/8 in. thick.	60	No No	No Yes	60 65
Single full-fillet lap joint without plug welds	Only for attachment of heads convex to pressure to shells not over 3/8 in. thick, and for attachment of heads concave to pressure not over 24 in. in outside diameter to shells not over 3/8 in. thick.	50	No No	No Yes	50 55

**Faktor Korosi**

Faktor korosi (C) untuk *stainless steel* yang diijinkan adalah 0,125 in (Tabel 6, Hal. 542, 1958, Timmerhaus)

**Tekanan Perancangan**

P operasi = 1 atm = 14,6959 psi

Tekanan desain 5-10% diatas tekanan kerja normal (Coulson, 1988 Hal. 673)

Tekanan yang dipilih 10% diatasnya

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{operasi}} \\
 &= 1,1 \times 14,6959 \text{ psi} \\
 &= 16,1655 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

**Tebal Dinding (ts)**

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{16,1655 \text{ psi} \times 41,9 \text{ in}}{(18750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 16,1655)} + 0,13 \text{ in} \\
 &= 0,1702 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Diameter tebal *shell* standar 3/16 i = 0,1875 in

(Brownell and Young, hal. 88)

$$\begin{aligned}
 \text{Outside diameter (OD)} &= ID + (2 \times ts \text{ standar}) \\
 &= 83,7884 \text{ in} + 2 \times 0,1875 \text{ in} \\
 &= 84,1634 \text{ in}
 \end{aligned}$$

= 2,1377 m

Dari tabel 5.7 hal. 91 Brownell & Young, OD standar yang mendekati adalah 90 in

OD standar = 90 in = 2,29 m

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

Koreksi ID

ID = OD standar - 2 x ts standar  
 = 90 in - 2 x 0,19 in  
 = 89,625 in  
 = 2,2765 m  
 = 7,4688 ft

d). Menentukan Ketebalan Torispherical Head

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C$$

(Persamaan 7.77, Brownell & Young, 1959)

Keterangan :

- th = Tebal head (in)
- W = Faktor intensifikasi stress
- f = Allowable stress untuk plate steel SA-167 Grade 11 Type 316
- E = Efisiensi sambungan
- C = Corrosion allowance
- P = Tekanan desain (psi)

Menghitung Faktor Intensifikasi Stress (W)

Dengan nilai OD standar 84 in (Brownell & Young, halaman 91)

Maka diperoleh :

rc = 90 in  
 icr = 5,5 in

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right) \\
 &= \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{90}{5,5}} \right) \\
 &= 1,7613
 \end{aligned}$$

Maka, ketebalan *torispherical head*

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C \\
 &= \frac{16,166 \times 90 \times 1,7613}{2 \times 18750 \times 0,8 - 0,2 \times 16,166} + 0,125 \\
 &= 0,2104 \text{ in}
 \end{aligned}$$

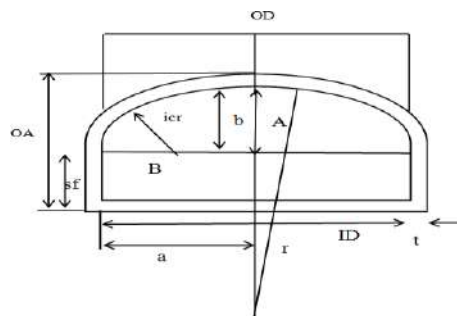
Dipakai tebal *head* (th) standar 1/4 0,25 in

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads  
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
<i>t</i>	<i>sf</i>	<i>icr</i>
3/16	1 1/2 - 2	9/16
1/4	1 1/2 - 2 1/2	3/4
5/16	1 1/2 - 3	1 1/16
3/8	1 1/2 - 3	1 1/8
3/16	1 1/2 - 3 1/2	1 5/16
1/2	1 1/2 - 3 1/2	1 1/2
5/8	1 1/2 - 3 1/2	1 7/8
3/4	1 1/2 - 3 1/2	2 1/4
7/8	1 1/2 - 4	2 5/8
1	1 1/2 - 4	3
1 1/8	1 1/2 - 4 1/2	3 3/8
1 1/4	1 1/2 - 4 1/2	3 3/4
1 3/8	1 1/2 - 4 1/2	4 1/8
1 1/2	1 1/2 - 4 1/2	4 1/2
1 5/8	1 1/2 - 4 1/2	4 7/8
1 3/4	1 1/2 - 4 1/2	5 1/4
1 7/8	1 1/2 - 4 1/2	5 5/8
2	1 1/2 - 4 1/2	6
2 1/4	1 1/2 - 4 1/2	6 3/4
2 1/2	1 1/2 - 4 1/2	7 1/2
2 3/4	1 1/2 - 4 1/2	8 1/4
3	1 1/2 - 4 1/2	9

(Brownell&Young, tabel 5.6, hal. 88)

e). Menentukan Tinggi *Torispherical Head*



Keterangan :

- icr = Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in)
- rc = Jari-jari kelengkungan (in)
- sf = Flange lurus (*straight flange*) (in)

- th = Tebal *head* (in)
- OA = Tinggi *head* (in)
- b = *Depth of dish (inside)* (in)
- a = *Inside radius / jari-jari shell* (in)
- ID = *Inside diameter* (in)

Table 5.8. Typical Standard Straight Flange for ASME Code Flanged and Dished Heads

Thick-ness, in.	Recommended		Notes on Max Straight Flange
	Standard Straight Flange, in.	Max Straight Flange, in.	
3/16	1 1/2 - 2 1/4	2	3" for 60" diam
1/4	1 1/2 - 2 1/4	3	3" for 60" diam
5/16	1 1/2 - 3	3 1/2	3" for 96" + 10" diam
3/8	1 1/2 - 3	4 1/2	3" for 126" diam
7/16	1 1/2 - 3 1/2	6	4" for 132" - 144" diam
			3 1/2" for 156" diam
1/2	1 1/2 - 3 1/2	6	5" for 168" diam
5/8	1 1/2 - 3 1/2	6	3" for 180" diam and above
3/4	1 1/2 - 4	8	3" for 180" diam and above
7/8	1 1/2 - 4	8	3" for 180" diam and above
1	1 1/2 - 4	8	3" for 180" diam and above
1 1/8	1 1/2 - 4 1/2	8	3" for 180" diam and above
1 1/4	1 1/2 - 4 1/2	8	3" for 180" diam and above
1 3/8	1 1/2 - 4 1/2	8	3" for 180" diam and above
1 1/2	1 1/2 - 4 1/2	8	3" for 180" diam and above
1 5/8	1 1/2 - 4 1/2	8	3" for 180" diam and above
1 3/4	1 1/2 - 4 1/2	8	3" for 180" diam and above
1 7/8	1 1/2 - 4 1/2	8	3" for 180" diam and above
2	1 1/2 - 4 1/2	8	3" for 180" diam and above
2 1/4	1 1/2 - 4 1/2	8	3" for 180" diam and above
2 1/2	1 1/2 - 4 1/2	8	3" for 180" diam and above
2 3/4	1 1/2 - 4 1/2	8	3" for 180" diam and above
3	1 1/2 - 4 1/2	8	3" for 180" diam and above

Berdasarkan tebal *head* standar (1/4 in), maka dipilih *straight flange* (sf) dipilih *straight flange* (sf) antara 1,5 hingga 2,25 in.

(Tabel 5.8 hal. 93, Brownell & Young)

Dipilih sf = 2 in

$$a = \frac{\text{ID koreksi}}{2}$$

$$= \frac{89,6}{2}$$

$$= 44,8125 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 44,8125 - 5,5$$

$$= 39,3125 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$= 90 - 5,5$$

$$= 84,5 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= \sqrt{89,875^2 - 44,625^2}$$

$$= 74,7982 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 90 - 74,7982 \\ &= 15,2018 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, tinggi head (OA)} &= \text{th standar} + b + sf \\ &= 0,25 \text{ in} + 15,2018 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 17,4518 \text{ in} \\ &= 0,4433 \text{ m} \end{aligned}$$

**f). Menentukan Tinggi Total**

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total M} &= \text{Tinggi shell} + (2 \times \text{Tinggi head}) \\ &= 125,683 \text{ in} + 2 \times 17,4518 \text{ in} \\ &= 160,586 \text{ in} \\ &= 4,0789 \text{ m} \\ &= 13,3822 \text{ ft} \end{aligned}$$

**g). Menentukan Tinggi Fluida**

$$\begin{aligned} A &= (\pi/4) \times \text{ID koreksi}^2 \\ &= (\pi/4) \times 5,1823 \text{ m}^2 \\ &= 4,0681 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter dalam (ID)} &= 89,6 \text{ in} \\ \text{Volume head bawah (V}_{H'}) &= \text{Volume head atas (V}_H) \\ &= 0,000049 D^3 \\ &= 0,000049 \times (89,6 \text{ in})^3 \\ &= 35,2763 \text{ in}^3 \\ &= 0,0005781 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume fluida} = 8,6852 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi fluida dibagian shell (H}_I) &= \frac{V_f}{A} \\ &= \frac{8,6852}{4,0681} \\ &= 2,1349 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi fluida dalam shell dan head bawah (F)} &= H_{LS} + OA \\ &= 2,1349 \text{ m} + 0,4433 \text{ m} \\ &= 2,5782 \text{ m} = 8,4587 \text{ ft} \end{aligned}$$

**3. Menghitung Dimensi dan Daya Pengaduk**

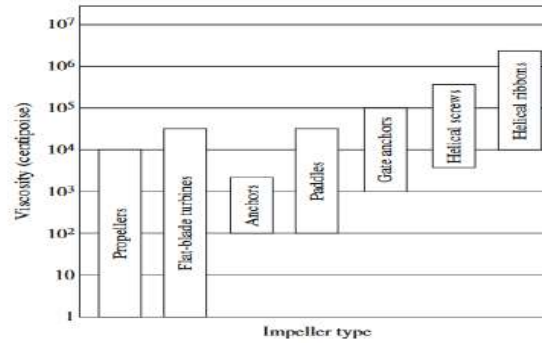
**a). Menentukan Jenis Pengaduk**

$$\text{Suhu di dalam M} = 303 \text{ K} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

Dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk (Holland, F.A dan F.S., Chapman, Liquid Mixing and Processing in Stirred Tank, Reinhold, New York,

$T = 303 \text{ K}$

Komponen	F (kg/jam)	Fraksi Massa	$\mu$ [cP]	Fraksi x $\mu$ [cP]
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	12591,125	0,7041	15	10,5617
$\text{CH}_3\text{OH}$	5280,7597	0,2953	0,50597	0,1494
$\text{H}_2\text{O}$	10,3278	0,0006	0,8177	0,0005
<b>Total</b>	<b>17882,212</b>	<b>1,0000</b>		<b>10,7116</b>

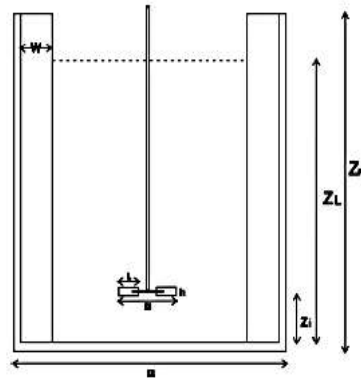


Untuk viskositas campuran 10.7116 cP jenis pengaduk yang dipilih adalah *Propeller* dan *Flate Blade Turbines Impellers*.

(Rase H.F, Fig. 8.4. Hal. 341)

Dipilih *Flate Blade Turbines Impeller* karena dapat menghasilkan pengaduk yang baik dan biasanya digunakan untuk dengan proses *continous*.

(Rase H.F, Hal. 344)



Keterangan :

- $Z_R$  : Tinggi Mixer
- $Z_L$  : Tinggi cairan
- $Z_i$  : Tinggi pengaduk dari dasar
- $D_t$  : Diameter Mixer
- $D_i$  : Diameter pengaduk
- $L$  : Panjang pengaduk
- $h$  : Lebar pengaduk
- $w$  : Lebar *baffle*



Menurut Brown, 1978, hal. 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudut (*flat blade turbines impellers*) :

$$\begin{aligned} Dt/Di &= 3 \\ Z_1/Di &= 2,7 - 3,9 \\ Z_i/Di &= 0,75 - 1,3 \\ \text{Jumlah baffle} &= 4 \\ w/Di &= 0,1 \end{aligned}$$

Adapun mengenai spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut

1. Jumlah Blade = 6 buah
2. Jumlah Baffle = 4 buah
3. Diameter Impeller (Di) =  $1/3 \times$  Diameter tangki (Dt)  
 $= 1/3 \times 2,2765 \text{ m}$   
 $= 0,7588 \text{ m}$   
 $= 2,4896 \text{ ft}$
4. Tinggi Impeller dari dasar = Di (Diambil  $Z_i/D_i = 1$ )  
 $= 0,7588 \text{ m}$   
 $= 2,4896 \text{ ft}$
5. Lebar Blade Impeller (h) =  $1/5 \times$  Di  
 $= 1/5 \times 0,7588 \text{ m}$   
 $= 0,1518 \text{ m}$   
 $= 0,4979 \text{ ft}$
6. Panjang Blade Impeller (L) =  $1/4 \times$  Di  
 $= 1/4 \times 0,7588 \text{ m}$   
 $= 0,1897 \text{ m}$   
 $= 0,6224 \text{ ft}$
7. Lebar Baffle (W) =  $0,1 \times$  Di  
 $= 0,1 \times 0,7588 \text{ m}$   
 $= 0,0759 \text{ m}$   
 $= 0,2490 \text{ ft}$

**b). Menentukan Kecepatan Pengaduk**

Densitas Campuran Komponen Masuk

Komponen	F (kg/jam)	Fraksi Massa	$\rho_i$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho_i x_i$ (kg/m <sup>3</sup> )
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>400</sub>	12591,125	0,704	1186,00	835,080
CH <sub>3</sub> OH	5280,760	0,295	782,81	231,169
H <sub>2</sub> O	10,328	0,001	1288,00	0,744
<b>Total</b>	17882,212	1,000		1066,993

Berdasarkan Rase, H. F., (1997) vol.1, hal. 345, kecepatan putaran untuk pengaduk tipe Flat Blade Turbin Impeller dengan 6 blade berkisar antara 500 ft/menit - 700 ft/menit. Untuk Turbin Impeller memberikan agitasi yang baik pada Sehingga dipilih kecepatan putar pengaduk = 600 ft/menit

Untuk mencari kecepatan putar pengaduk dalam satuan rpm maka menggunakan rumus :

$$N = \frac{600}{\pi \times Di} = \frac{600 \text{ ft/menit}}{3,14 \times 2,4896 \text{ ft}} = 76,7529 \text{ rpm}$$

Dari Walas, hal. 288 untuk kecepatan pengaduk standar yang digunakan adalah 84 rpm

$$N \text{ standar} = 84 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}} = 1,4 \text{ rps}$$

**c). Menentukan Bilangan Reynolds**

$$NRe = \frac{\rho \cdot N \cdot Di^2}{\mu}$$

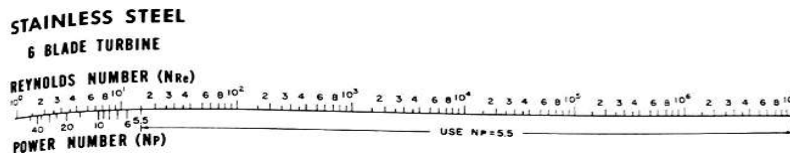
Keterangan :

$\rho$	: $\rho$ campuran umpan masuk	=	64,2674	lb/ft <sup>3</sup>
N	: Kecepatan pengadukan	=	1,4	rps
Di	: Diameter Impeller	=	2,4896	ft
$\mu$	: Viskositas campuran komponen masuk Mixer	=	10,7116	cP
		=	0,0720	lb/ft.s

Maka,

$$Nre = \frac{64,27 \text{ lb/ft}^3 \times 1,40 \text{ rps} \times 6,1980 \text{ ft}^2}{0,0720 \text{ lb/ft.s}} = 7747,6162$$

Dari gambar 8.8 (Rase, H. F., 1957) untuk *six blade turbine* dengan  $NRe > 10$ , nilai  $Np$  (*power number*) yang didapat adalah = 5,5



**d). Menghitung Tenaga Pengaduk**

Dihitung dengan persamaan

$$P = Np \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

Keterangan :

P	: Daya penggerak (watt)
$Np$	: <i>Power number</i>
$\rho$	: Densitas cairan yang diaduk (kg/m <sup>3</sup> )
N	: Kecepatan pengaduk standar (rps)
Di	: Diameter pengaduk (m)

Maka,

$$\begin{aligned}
 P &= 5,5 \times 1029,4639 \text{ kg/m}^3 \times 2,744 \text{ rps}^3 \times 0,2516 \text{ m}^5 \\
 &= 3909,0037 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\
 &= 3,9090 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Towler, hal. 111 :

*Approximate Efficiencies of Electric Motors*

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

Dengan daya penggerak 3,9090 kW, sehingga efisiensinya adalah 80%

Maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{3,9090}{80\%} \\
 &= 4,8863 \text{ kW} \\
 &= 6,5526 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Digunakan motor pengaduk standar, diperoleh dari Ludwig, 2001 edisi 3, hal 628

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Sehingga dipilih motor pengaduk 7 HP

#### 4. Neraca Panas

Data kapasitas panas (Cp)

Komponen	A	B	C	D
CH <sub>3</sub> OH	40,1520	0,31046	-0,001029	1,459E-06
H <sub>2</sub> O	92,053	-3,995E-02	-2,110E-04	5,347E-07

Dari *Polymer Data Handbook* by James E.Mark pada suhu 303 K diperoleh :

$$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n = 0,11019 \text{ kJ/mol.K} = 110,19 \text{ kJ/kmol.K}$$

1. Neraca Panas Masuk Mixer

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

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

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kmol)	Qin (kJ/jam)
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	146,4084	550,9500	80663,7221
$\text{CH}_3\text{OH}$	165,0237	400,5407	66098,7178
$\text{H}_2\text{O}$	0,5738	377,5028	216,5987
<b>Total</b>	312,0059	1328,9935	146979,0386

2. Neraca Panas Keluar

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

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

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kmol)	Qin (kJ/jam)
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	146,4084	550,9500	80663,7221
$\text{CH}_3\text{OH}$	165,0237	400,5407	66098,7178
$\text{H}_2\text{O}$	0,5738	377,5028	216,5987
<b>Total</b>	312,0059	1328,9935	146979,0386

**KESIMPULAN**  
**MIXER (M-01)**

Tugas : Melarutkan Polivinil Asetat ( $\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3$ )<sub>n</sub> menggunakan Metanol ( $\text{CH}_3\text{OH}$ ).  
Jenis : Tangki Silinder Vertikal Berpengaduk  
Bahan : *Stainless Steel SA-240 Grade C*

**1. Kondisi Operasi** : Suhu (T) = 30 °C  
Tekanan = 1 atm

**2. Dimensi Alat**

Volume mixer = 11,356 m<sup>3</sup>  
Diameter luar (OD) = 2,2860 m  
Diameter dalam (ID) = 2,2765 m  
Tinggi fluida total = 2,5782 m  
Tinggi head = 0,4433 m  
Tinggi *shell* = 3,1923 m  
Tinggi *mixer* = 4,0789 m  
Tebal *shell* = 0,0048 m  
Tebal *head* = 0,0064 m

**3. Pengaduk**

Jenis = *Flat blade turbine impeller*  
Jumlah *blade* = 6 buah  
Jumlah *baffle* = 4 buah  
Diameter *impeller* = 0,7588 m  
Lebar *baffle* = 0,0759 m  
Kecepatan putaran = 76,7529 rpm  
Tenaga motor pengaduk = 7 HP

**TANGKI  
(T-01)**

Tugas : Menyimpan bahan baku larutan Metanol (CH<sub>3</sub>OH) selama 15 hari  
 Jenis : Tangki silinder tegak dengan atap *torispherical dishead* head.  
 Kondisi Operasi : T = 30 °C  
 P = 1 atm

1. Menentukan Tekanan Uap Bahan dalam Tangki

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

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws C.L., "Chemical Properties Handbook" (1999)

Tabel 1. Data Nilai Antoine

Komponen	A	B	C	D	E
CH <sub>3</sub> OH	45,6171	-3244,7	-13,988	6,6365E-03	-1,0507E-13
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4247E-09	1,809E-06

Titik didih campuran pada suhu 64,74 °C = 337,7 K

Komponen	xi	Pi(atm)	K=Pi/P	yi=xi.Ki
CH <sub>3</sub> OH	0,998	1,0017	1,0017	0,9997
H <sub>2</sub> O	0,002	0,1510	0,1510	0,0003
Total			1,1527	1,0000

Berdasarkan perhitungan bubble point ( $\Sigma y=1$ ) untuk larutan Metanol pada T = 30°C dan P = 1 atm fasenya cair

2. Tipe Tangki

Dalam perancangan ini dipilih tipe tangki silinder tegak dengan atap *torispherical dishead* head karena tekanan operasi berada pada range 15 - 200 psig.

3. Kapasitas Tangki

Data Densitas

Komponen	F (kg/jam)	Fraksi Massa	ρ (kg/L)	Fraksi x ρ (kg/L)
CH <sub>3</sub> OH	8301,3577	0,998	0,7828	0,7812
H <sub>2</sub> O	16,6360	0,002	1,0230	0,0020
Total	8317,9937	1,0000		0,7833

Diperoleh densitas (ρ) umpan masuk = 783,2871 kg/m<sup>3</sup>  
 = 48,9004 lb/ft<sup>3</sup>

a). Volume Bahan

Volume bahan = kecepatan volume x waktu tinggal

T = 30 °C

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (kg/L)	Q (L/jam)
CH <sub>3</sub> OH	8301,3577	0,7828	10604,6076
H <sub>2</sub> O	16,6360	1,0230	16,2618
Total	8317,9937		10620,8693

Diperoleh :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{total}} &= 10620,86934 \frac{\text{L}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 15 \text{ hari} \\
 &= 3823512,961 \text{ L} \\
 &= 3823,5130 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

b). Volume Tangki

Dirancang : Angka keamanan 20% dari kapasitas

(Peter and Timmerhaus, 1991, hal 37)

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tangki}} &= 1,2 \times 3823,513 \text{ m}^3 \\
 &= 4588,2156 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Bahan baku ditampung dalam 4 tangki penyimpanan sehingga

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tangki}} &= 1147,0539 \text{ m}^3 \\
 &= 7214,7519 \text{ bbl}
 \end{aligned}$$

3. Ukuran Tangki

Menentukan Ukuran Tangki Standar

Ukuran tangki dipilih berdasarkan appendix E item-1, Brownell and Young, 1959.

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses Recommended by API Standard 12 C  
(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)									
		4 Number of Courses in Completed Tank									
		12	18	24	30	36	42	48	54	60	
10	14.0	170	250	335	420	505	...	...	...	...	
15	31.5	380	565	755	945	1,130	...	...	...	...	
20	56.0	670	1,010	1,340	1,680	2,010	2,350	2,690	...	...	
25	87.4	1,050	1,570	2,100	2,620	3,150	3,670	4,200	4,720	5,250	
30	126	1,510	2,270	3,020	3,780	4,530	5,290	6,040	6,800	7,550	
35	171	2,060	3,080	4,110	5,140	6,170	7,200	8,230	9,250	10,280	
40	224	2,690	4,030	5,370	6,710	8,060	9,400	10,740	12,090	13,430	
45	283	3,400	5,100	6,800	8,500	10,200	11,900	13,600	15,300	17,000	
50	350	4,200	6,290	8,390	10,490	12,590	14,690	16,790	18,880	20,980	
60	504	6,030	9,060	12,909	15,110	18,130	21,150	24,170	27,190	30,220	
70	685	8,230	12,340	16,450	20,560	24,680	28,790	32,900	37,010	41,130	
80	895	10,740	16,120	21,490	26,860	32,230	37,600	42,970	48,350	53,720	
90	1133	13,600	20,390	27,190	33,990	40,790	47,590	54,380	61,180	67,980	
100	1399	16,790	25,180	33,570	41,970	50,360	58,750	67,140	75,540	83,930	
120	2014	...	36,260	48,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,800	120,900	
140	2742	...	49,350	65,800	82,250	98,700	115,100	131,600	148,000	164,500	
160	3581	...	...	...	107,400	128,900	150,400	171,900	193,400	214,900	
180	4532	...	...	...	136,000	163,200	190,400	217,500	244,800	274,300	
200	5595	...	...	...	167,900	201,400	235,000	268,600	302,500	338,000	
220	6770	...	...	...	203,100	243,700	284,400	322,300	362,500	404,000	

D = 194  
D = 219

Dari tabel tersebut dipilih kapasitas standar tangki :

$$\text{Kapasitas standar tangki} = 7214,7519 \text{ barrel}$$

Diameter tangki (OD) = 30 ft = 9,1440 m  
 Tinggi tangki = 60 ft = 18,288 m

4. Tekanan Perancangan

Tekanan Perancangan berkisar 5-10% diatas tekanan operasi  
 (Sinnott, 2008)

Tekanan perancangan yang dipilih 10% diatas tekanan operasi.

Tekanan Perancangan = 16,17 psia

5. Menghitung Tebal Shell

Dipilih bahan *Stainless Steel SA 101 Grade 11 type 310* dengan spesifikasi *Allowable*

Stress (f) 18750 (Brownell and Young, table 13.1, page 521)

Efisiensi sambungan E yang dipakai yaitu jenis *double welded butt join*.

E = 80% (Brownell and Young, page 254)

Faktor korosi (C) 0,125 in (Peter, M.S., K.D., Timmerhaus, page 542).

$$ts = \frac{\rho (H-1)D}{2 \times F \times E \times 144} + C$$

Dimana :

- t = Tebal *shell* (in)
- ID = Diameter dalam tangki (ft)
- f = *Allowable stress* (psia)
- C = Faktor korosi (in)
- E = Efisiensi sambungan
- ρ = Densitas campuran (lb/ft<sup>3</sup>)

(Brownell and Young, page 254)

ρl = 783,2871 kg/m<sup>3</sup>  
 = 48,9004 lb/ft<sup>3</sup>

Plate 1

H = 6

$$ts = \frac{48,90 \times (6 - 1) \times 30}{2 \times 18750 \times 0,8 \times 144} + 0,125$$

= 0,1267 in

Item 2. Shell Plate Thicknesses for Typical Sizes of Tanks with 72-in. Butt-welded Courses  
 Recommended by API Standard 12 C  
 (Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diam (ft)	2 Tank Height (ft)										12 Maximum Allowable Height for Diameters Listed (ft)
	6	12	18	24	30	36	42	48	54	60	
	3 Number of Courses in Completed Tank										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
	4 Shell Plate Thickness (In.)										
10	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	...	...	...	...
15	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	...	...	...	...
20	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	...	...
25	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.20	0.22
30	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21	0.24	0.26



Lampiran Perhitungan Alat Kecil Tangki-01

35	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21	0.24	0.27	0.30	...
40	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21	0.24	0.28	0.31	0.35
45	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.23	0.27	0.31	0.35	0.39
50	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	0.26	0.30	0.35	0.39	0.43	...
60	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	0.26	0.31	0.36	0.41	0.47	0.52
70	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	0.25	0.30	0.36	0.42	0.48	0.54
80	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	0.27	0.34	0.41	0.48	0.55	0.62
90	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	0.31	0.38	0.46	0.54	0.62	0.70
100	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	0.25	0.34	0.43	0.51	0.60	0.69
120	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	0.30	0.41	0.51	0.62	0.72	0.83
140	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	0.35	0.47	0.60	0.72	0.84	0.96
160	3/4	0.26	0.40	0.54	0.68	0.82	0.96	1.10	1.24	1.38	65.3
180	3/4	0.29	0.45	0.61	0.76	0.92	1.08	1.24	1.39	...	58.2
200	3/4	0.32	0.50	0.67	0.85	1.02	1.20	1.37	...	...	52.5
220	3/4	0.36	0.55	0.74	0.93	1.13	1.32	...	...	...	47.8

Perhitungan plate selanjutnya mengikuti perhitungan pada plate 1

Susunan	H (ft)	Tebal shell (in)	Tebal standar	H
8	6	0,1267	0,1875	0 sampai 6
7	12	0,1287	0,1875	7 sampai 12
6	18	0,1308	0,1875	13 sampai 18
5	24	0,1328	0,1875	19 sampai 24
4	30	0,1348	0,1875	25 sampai 30
3	36	0,1369	0,1875	31 sampai 36
2	42	0,1389	0,19	37 sampai 42
1	48	0,1410	0,21	42 sampai 48

Tebal shell yang dipilih ditandai dengan warna

Adapun urutan susunan plate 1 sampai 8 adalah dari bawah ke atas

6. Menghitung Tebal Head

Bentuk head = Torispherical Dishhead Head

P operasi = 14,7 psia

P design = 16,17 psia

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times P \times r}{f \times E - 0,1 \times P} + C$$

(Brownell and Young, hal 256 pers 13.12)

Dimana :

t = Tebal head (in)

ID = Diameter dalam tangki (ft)

f = Allowable stress (psia)

C = Faktor korosi (in)

E = Efisiensi sambungan

P = Tekanan perancangan (psia)

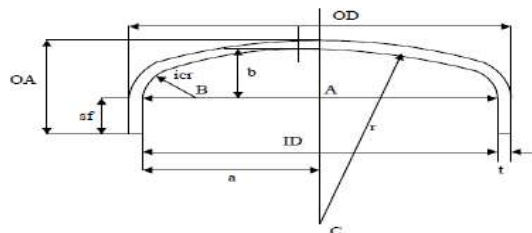
$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times 16,17 \times 180 \text{ in}}{18750 \times 80\% - 0,1 \times 16,17} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,2967 \text{ in}$$

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
<i>t</i>	<i>sf</i>	<i>icr</i>
3/16	1 1/2-2	3/16
1/4	1 1/2-2 1/4	3/4
5/16	1 1/2-3	1 1/8
3/8	1 1/2-3	1 1/8
7/16	1 1/2-3 1/2	1 5/8
1/2	1 1/2-3 1/2	1 1/2
5/8	1 1/2-3 1/2	1 7/8
3/4	1 1/2-3 1/2	2 1/4
7/8	1 1/2-4	2 3/8
1	1 1/2-4	3
1 1/8	1 1/2-4 1/2	3 3/8
1 1/4	1 1/2-4 1/2	3 3/4
1 3/8	1 1/2-4 1/2	4 3/8
1 1/2	1 1/2-4 1/2	4 1/2
1 5/8	1 1/2-4 1/2	4 7/8
1 3/4	1 1/2-4 1/2	5 1/4
1 7/8	1 1/2-4 1/2	5 5/8
2	1 1/2-4 1/2	6
2 1/4	1 1/2-4 1/2	6 3/4
2 1/2	1 1/2-4 1/2	7 1/8
2 3/4	1 1/2-4 1/2	8 1/4
3	1 1/2-4 1/2	9

Diambil tebal standar = 7/16 in = 0,4375 in

7. Menghitung Atap Tangki



Keterangan :

- icr = Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in)
- rc = Jari-jari kelengkungan (in)
- sf = Flange lurus (*straight flange*) (in)
- th = Tebal head (in)
- OA = Tinggi head (in)
- b = *Depth of dish* (*inside*) (in)
- a = *Inside radius / jari-jari shell* (in)
- ID = *Inside diameter* (in)

Thick- ness, in.	Standard Straight Flange, in.	Max Straight Flange, in.	Notes on Max Straight Flange
3/16	1 1/2-2 1/4	2	3" for 60" diam
1/4	1 1/2-2 1/4	3	3" for 60" diam
5/16	1 1/2-3	3 1/2	3" for 96" + 10" diam
3/8	1 1/2-3	4 1/2	3" for 126" diam
7/16	1 1/2-3 1/2	6	4" for 132" - 144" diam 3 1/2" for 156" diam

Berdasarkan tebal *head* standar (5/16 in), maka range nilai sf antara

1 1/2 - 3 1/2 in. (Tabel 5.8, Brownell and Young)

$$\text{OD} = 360,4 \text{ in} = 9,1551 \text{ m}$$

$$\text{icr} = 14,44$$

$$r = 180$$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD} - 2 \text{ ts} \\ &= 360,4375 - 2 \times 0,438 \\ &= 359,5625 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= \frac{\text{ID koreksi}}{2} \\ &= \frac{359,6 \text{ in}}{2} \\ &= 179,7813 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= a - \text{icr} \\ &= 179,7813 - 14,4375 \\ &= 165,3 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BC} &= r - \text{icr} \\ &= 180 - 14,4375 \\ &= 165,5625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AC} &= \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2} \\ &= \sqrt{165,5625^2 - 285,6^2} \\ &= 8,507981 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - \text{AC} \\ &= 180 - 8,5080 \\ &= 171,49 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka tinggi head tangki} &= \text{th} + b + \text{sf} \\ &= 0 + 171,49 + 2 \\ &= 173,49 \text{ in} \\ &= 4,4067 \text{ m} \end{aligned}$$

#### 8. Menentukan Panjang Total Tangki

$$\begin{aligned} \text{Panjang Total} &= \text{Panjang shell} + \text{tinggi head} \\ &= 18,288 \text{ m} + 4,4067 \text{ m} \\ &= 22,69 \text{ m} \end{aligned}$$

**KESIMPULAN  
TANGKI (T-01)**

Tugas : Menyimpan bahan baku larutan Metanol (CH<sub>3</sub>OH) selama 15 hari.  
 Jenis : Tangki silinder tegak dengan atap torispherical dishead head.  
 Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316*  
 Jumlah : 4 buah  
 P operasi : 1 atm  
 T operasi : 30 °C  
 Dimensi :

- Volume tangki = 7214,7519 bbl = 1147,0539 m<sup>3</sup>
- Diameter (D) = 30 ft = 9,1440 m
- Tinggi (H) = 60 ft = 18,288 m
- Tinggi head = 173,4920 in = 4,4067 m
- Tinggi total = 22,6947 m
- Tebal head =

Susunan	H (ft)	Tebal shell (in)	Tebal standar	H
8	6	0,0000	0,1875	0 sampai 6
7	12	0,1287	0,1875	7 sampai 12
6	18	0,1308	0,1875	13 sampai 18
5	24	0,1328	0,1875	19 sampai 24
4	30	0,1348	0,1875	25 sampai 30
3	36	0,1369	0,1875	31 sampai 36
2	42	0,1389	0,1875	37 sampai 42
1	48	0,1410	0,19	42 sampai 48

Urutan susunan plate 1 sampai 8 adalah dari bawah ke atas

**SILO  
(S-01)**

Tugas : Menyimpan Polivinil Asetat ((CH<sub>2</sub>CHCOOCH<sub>3</sub>)<sub>n</sub>) kering selama 30 hari.

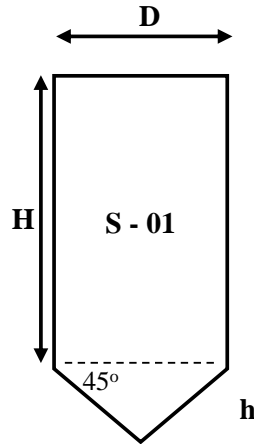
Jenis Alat : Tangki silinder *vertical* dengan *conical bottom head* dan bagian atas tertutup.

Waktu penyimpanar : 30 hari

Kondisi Operasi

T = 30 °C

P = 1 atm



Komposisi umpan masuk

Komponen	F (kg/jam)	ρ (kg/L)	xi	xi ρ campuran (kg/L)
CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	12591,1246	1,1860	0,99	1,1741
CH <sub>3</sub> OH	127,1831	0,7828	0,01	0,0078
<b>Total</b>	12718,3077		1	1,1820

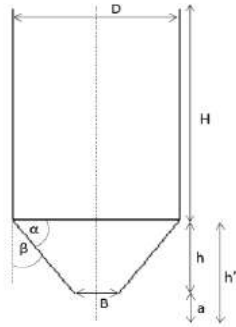
**1. Perhitungan Kapasitas Silo**

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas untuk waktu tinggal} &= 30 \text{ hari} \\
 &= 720 \text{ jam} \\
 \rho \text{ campuran padatan} &= 1,18 \text{ kg/l} \\
 \text{Kapasitas massa (W)} &= 12718,31 \text{ kg/jam} \\
 &= 9157181,53 \text{ kg} \\
 \text{Volume padatan} &= 7747401,80 \text{ L} \\
 &= 7747,4018 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

**2. Volume Silo ang Diperlukan**

$$\begin{aligned}
 \text{Volume silo} &= 120\% \times \text{volume padatan} \\
 &= 1,2 \times 7747,4018 \text{ m}^3 \\
 &= 9296,88 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

### 3. Dimensi Silo



Keterangan :

D = Diameter *silo*

H = Tinggi silinder *silo*

h = Tinggi bagian kerucut sampai lubang keluaran

h' = Tinggi bagian kerucut (h+a)

a = Tinggi dari lubang keluaran sampai ujung kerucut

B = Diameter lubang keluaran *silo*

(Walas, halaman 627)

Ukuran silo yang biasa digunakan (Ulrich, 1984)

$$H = 1,5 - 2 D$$

$$B = 0,1 D$$

$$\beta = 45^\circ$$

Ukuran silo yang dipilih adalah sebagai berikut.

$$H = 1,5 D$$

$$B = 0,1 D$$

$$\beta = 45^\circ$$

$$\alpha = 90 - 45 = 45$$

$$\text{dengan } h' = 1/2 \tan \alpha \cdot D = 0,5000 D$$

$$a = 1/2 \tan \alpha \cdot B = 0,0500 D$$

$$h = h' - a$$

Volume Silo

$$\text{Volume Silo} = \text{Volume shell} + \text{Volume konis}$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 H + \frac{1}{3} \frac{\pi}{4} (D^2 h' - B^2 a)$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 \left( H + \frac{1}{3} (h' - 0,1^2 a) \right)$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 \left( 1,5 D + \frac{1}{3} (1,0722 D - 0,001072 D) \right)$$

$$= 1,4585 D^3$$

(Walas, halaman 627)

Dengan diketahui volume silo yaitu 9296,8822 m<sup>3</sup>

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

$$D = \left( \frac{\text{Volume silo}}{1,4585} \right)^{1/3}$$

$$= 18,5414 \text{ m}$$

$$B = 0,1 \times D$$

$$= 0,1 \times 18,5414 \text{ m}$$

$$= 1,8541 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} H &= 1,5 \times D \\ &= 1,5 \times 18,5414 \text{ m} \\ &= 27,8122 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= 0,0500 \times D \\ &= 0,0500 \times 18,5414 \\ &= 0,9271 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h' &= 0,5000 \times D \\ &= 0,5000 \times 18,5414 \\ &= 9,2707 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h &= h' - a \\ &= 9,2707 - 0,9271 \\ &= 8,3437 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi total silo} = H + h = 36,1558 \text{ m}$$

#### 4. Tekanan Perancangan

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi silo} &= 1 \text{ atm} \\ &= 14,70 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan desain 5-10% diatas tekanan kerja normal  
(Coulson, 1988 halaman 673)

Tekanan yang dipilih 10% diatasnya

$$\begin{aligned} P \text{ desain} &= 1,1 \times P_{\text{operasi}} \\ &= 1,1 \times 14,70 \text{ psi} \\ &= 16,1655 \text{ psi} \end{aligned}$$

#### 4. Tebal Shell Silo

Digunakan bahan *Carbon Steel SA-283 grade C* (Brownell and Young, hal 342)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain (P)} &= 14,7 \text{ psi} \\ \text{Allowable stress (f)} &= 12650 \text{ psi} \\ \text{Effisiensi sambungan (e)} &= 0,8 \\ \text{Faktor korosi (C)} &= 0,125 \text{ in} \\ \text{Diameter (D)} &= 729,9782 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Pers. 13.1, Brownell and Young, hal 254}) \\ &= \frac{14,7 \text{ psi} \times 364,9891 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 14,7 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,6556 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka dipilih tebal shell standar} &= 0,75 \text{ in} = 0,01905 \text{ m} \\ &(\text{Brownell\&Young, tabel 5.6, hal. 88}) \end{aligned}$$

### 5. Tebal Head

Bahan = Carbon Steel SA-283 grade C  
(Brownell and Young, hal 342)

Tekanan desain (P) = 14,7 psi

Allowable stress (f) = 12650 psi

Effisiensi sambungan (E) = 0,8

Faktor korosi (C) = 0,125 in

Diameter (D) = 729,9782 in

$$\begin{aligned} th &= \frac{0,885 \cdot P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,1P} + C \quad (\text{Pers 13.12, Brownell and Young, hal 258}) \\ &= \frac{0,885 \times 14,7 \text{ psi} \times 364,989 \text{ in}}{12650 \text{ in} \times 0,8 - 0,1 \times 14,7 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,5943 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil tebal head standar = 0,6250 in = 0,01588 m  
(Brownell&Young, tabel 5.6, hal. 88)

### 6. Tinggi Penyangga Silo

$$\begin{aligned} \text{Tinggi kaki penyangga silo} &= 1/4 \times \text{Tinggi Silo} \\ &= 1/4 \times 36,156 \text{ m} \\ &= 9,0390 \text{ m} \end{aligned}$$

Jumlah kaki penyangga = 4 buah

### 7. Tebal Bottom

Bentuk = Conical Bottom Head

Bahan = Carbon Steel SA-283 grade C (Brownell and Young, hal 342)

$$\begin{aligned} tb &= \frac{P \cdot D}{2 \cos \Theta (f \cdot E - 0,6P)} + C \\ &= \frac{14,7 \text{ psi} \times 729,9782 \text{ in}}{2 \cos 45 \times (12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 14,7 \text{ psi})} + 0,13 \\ &= 1,1351 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil tebal bottom standar = 1,250 in = 0,0318 m  
(Brownell&Young, tabel 5.6, hal. 88)



**KESIMPULAN  
SILO (S-02)**

Tugas : Menyimpan Polivinil Asetat  $((\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n)$  kering selama 30 hari.  
Jenis : Tangki silinder *vertical* dengan *conical bottom head* dan bagian atas tertutup.  
Waktu Penyimpanan : 30 hari  
Kondisi Operasi  
Suhu (T) : 30 °C  
Tekanan (P) : 1 atm  
Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 grade C*  
Volume : 9296,88 m<sup>3</sup>

**Dimensi**

Diameter : 18,5414 m  
Tinggi : 36,1558 m  
Tebal bottom : 0,032 m  
Tebal Shell : 0,0191 m

**SILO  
(S-02)**

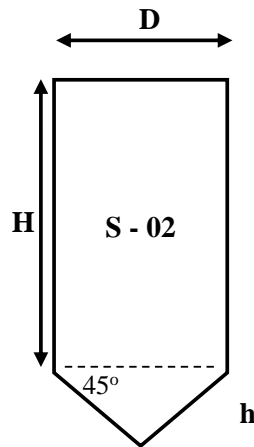
Tugas : Menyimpan Natrium Hidroksida (NaOH) kering selama 30 hari.  
 Jenis Alat : Tangki silinder *vertical* dengan *conical bottom head* dan bagian atas tertutup.

Waktu penyimpanan : 30 hari

Kondisi Operasi

T = 30 °C

P = 1 atm



Komposisi umpan masuk

Komponen	F (kg/jam)	$\rho$ (kg/L)	xi	xi/ $\rho$ campuran (kg/L)
NaOH	62,9556	1,9093	0,99	1,8902
H <sub>2</sub> O	0,6359	1,0230	0,01	0,0102
<b>Total</b>	<b>63,5915</b>		<b>1</b>	<b>1,9004</b>

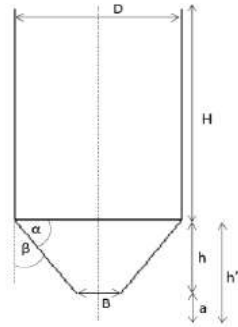
**1. Perhitungan Kapasitas Silo**

Kapasitas untuk waktu tinggal = 30 hari  
 = 720 jam  
 $\rho$  campuran padatan = 1,90 kg/l  
 Kapasitas massa (W) = 63,59 kg/jam  
 = 45785,9077 kg  
 Volume padatan = 24092,35 L  
 = 24,0923 m<sup>3</sup>

**2. Volume Silo ang Diperlukan**

Volume silo = 120% x volume padatan  
 = 1,2 x 24,0923 m<sup>3</sup>  
 = 28,91 m<sup>3</sup>

### 3. Dimensi Silo



Keterangan :

D = Diameter *silo*

H = Tinggi silinder *silo*

h = Tinggi bagian kerucut sampai lubang keluaran

h' = Tinggi bagian kerucut (h+a)

a = Tinggi dari lubang keluaran sampai ujung kerucut

B = Diameter lubang keluaran *silo*

(Walas, halaman 627)

Ukuran silo yang biasa digunakan (Ulrich, 1984)

$$H = 1,5 - 2 D$$

$$B = 0,1 D$$

$$\beta = 45^\circ$$

Ukuran silo yang dipilih adalah sebagai berikut.

$$H = 1,5 D$$

$$B = 0,1 D$$

$$\beta = 45^\circ$$

$$\alpha = 90 - 45 = 45$$

$$\text{Dengan } h' = \frac{1}{2} \tan \alpha \cdot D = 0,5000 D$$

$$a = \frac{1}{2} \tan \alpha \cdot B = 0,0500 D$$

$$h = h' - a$$

Volume Silo

$$\text{Volume Silo} = \text{Volume shell} + \text{Volume konis}$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 H + \frac{1}{3} \frac{\pi}{4} (D^2 h' - B^2 a)$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 \left( H + \frac{1}{3} (h' - 0,1^2 a) \right)$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 \left( 1,5 D + \frac{1}{3} (1,0722 D - 0,001072 D) \right)$$

$$= 1,4585 D^3$$

(Walas, halaman 627)

Dengan diketahui volume silo yaitu 28,9108 m<sup>3</sup>

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

$$D = \left( \frac{\text{Volume silo}}{1,4585} \right)^{1/3}$$

$$= 2,7064 \text{ m}$$

$$B = 0,1 \times D$$

$$= 0,1 \times 2,7064 \text{ m}$$

$$= 0,2706 \text{ m}$$

$$H = 1,5 \times D$$

$$\begin{aligned} & 1,5 \times 2,7064 \text{ m} \\ & 4,0595 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= 0,0500 \times D \\ &= 0,0500 \times 2,7064 \\ &= 0,1353 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h' &= 0,5000 \times D \\ &= 0,5000 \times 2,7064 \\ &= 1,3532 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h &= h' - a \\ &= 1,3532 - 0,1353 \\ &= 1,2179 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi total silo} = H + h = 5,2774 \text{ m}$$

#### 4. Tekanan Perancangan

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi silo} &= 1 \text{ atm} \\ &= 14,70 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan desain 5-10% diatas tekanan kerja normal  
(Coulson, 1988 halaman 673)

Tekanan yang dipilih 10% diatasnya

$$\begin{aligned} P \text{ desain} &= 1,1 \times P_{\text{operasi}} \\ &= 1,1 \times 14,70 \text{ psi} \\ &= 16,1655 \text{ psi} \end{aligned}$$

#### 4. Tebal Shell Silo

Digunakan bahan *Stainless Steel SA-240 grade C*. (Brownell and Young, hal 342)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain (P)} &= 14,7 \text{ psi} \\ \text{Allowable stress (f)} &= 18750 \text{ psi} \\ \text{Effisiensi sambungan (e)} &= 0,8 \\ \text{Faktor korosi (C)} &= 0,125 \text{ in} \\ \text{Diameter (D)} &= 106,5494 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Pers. 13.1, Brownell and Young, hal 25}) \\ &= \frac{14,7 \text{ psi} \times 53,2747 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 14,7 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1772 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka dipilih tebal shell standar} &= 0,1875 \text{ in} = 0,00476 \text{ m} \\ &(\text{Brownell\&Young, tabel 5.6, hal. 88}) \end{aligned}$$

### 5. Tebal Head

Bahan = *Stainless Steel SA-240 grade C*  
(Brownell and Young, hal 342)

Tekanan desain (P) = 14,7 psi  
*Allowable stress (f)* = 18750 psi  
 Effisiensi sambungan (E) = 0,8  
 Faktor korosi (C) = 0,125 in  
 Diameter (D) = 106,5494 in

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{0,885 \cdot P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,1P} + C && \text{(Pers 13.12, Brownell and Young, hal 258)} \\
 &= \frac{0,885 \times 14,7 \text{ psi} \times 53,2747 \text{ in}}{18750 \text{ in} \times 0,8 - 0,1 \times 14,7 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,1712 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Diambil tebal head standar = 0,1875 in = 0,00476 m  
(Brownell and Young, tabel 5.6, hal. 88)

### 6. Tinggi Penyangga Silo

Tinggi kaki penyangga silo =  $\frac{1}{4} \times$  Tinggi Silo  
 =  $\frac{1}{4} \times 5,277 \text{ m}$   
 = 1,3193 m

Jumlah kaki penyangga = 4 buah

### 7. Tebal Bottom

Bentuk = Conical Bottom Head  
 Bahan = *Stainless Steel SA-283 grade C* (Brownell and Young, hal 342)

$$\begin{aligned}
 tb &= \frac{P \cdot D}{2 \cos \Theta (f \cdot E - 0,6P)} + C \\
 &= \frac{14,7 \text{ psi} \times 106,5494 \text{ in}}{2 \cos 45 \times (18750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 14,7 \text{ psi})} + 0,13 \\
 &= 0,2244 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Diambil tebal bottom standar = 0,2500 in = 0,0064 m  
(Brownell and Young, tabel 5.6, hal. 88)

**KESIMPULAN  
SILO (S-02)**

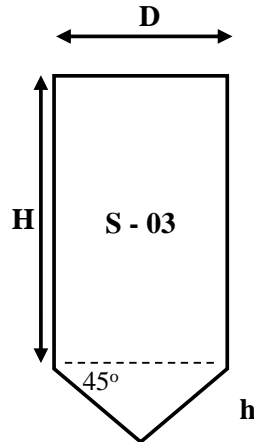
Tugas : Menyimpan Natrium Hidroksida (NaOH) kering selama 30 hari.  
Jenis : Tangki silinder *vertical* dengan *conical bottom head* dan bagian atas tertutup.  
Waktu Penyimpanan : 30 hari  
Kondisi Operasi  
Suhu (T) : 30 °C  
Tekanan (P) : 1 atm  
Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA-240 grade C*  
Volume : 28,91 m<sup>3</sup>

**Dimensi**

Diameter : 2,7064 m  
Tinggi : 5,2774 m  
Tebal bottom : 0,006 m  
Tebal Shell : 0,0048 m

**SILO  
(S-03)**

Tugas : Menyimpan Polivinil Alkohol (CH<sub>2</sub>CHOH)<sub>n</sub> kering selama 30 hari.  
 Jenis Alat : Tangki silinder *vertical* dengan *conical bottom head* dan atas tertutup.  
 Waktu penyimpanan : 30 hari  
 Kondisi Operasi  
 T = 30 °C  
 P = 1 atm



Komposisi umpan masuk

Komponen	F (kg/jam)	ρ (kg/L)	xi	xi ρ campuran (kg/L)
CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	0,0504	1,1860	0,00001	0,000009
CH <sub>3</sub> OH	0,7674	0,7828	0,00012	0,000095
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	6313,1313	1,2880	0,99953	1,287397
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	2,1235	0,9210	0,00034	0,000310
NaOH	0,0126	1,9093	0,00000	0,000004
H <sub>2</sub> O	0,0035	1,0230	0,00000	0,000001
<b>Total</b>	6316,0887		1	1,2878

**1. Perhitungan Kapasitas Silo**

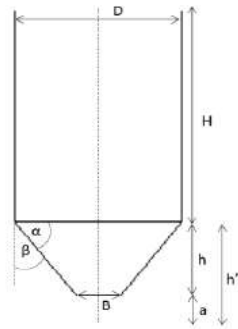
Kapasitas untuk waktu tinggal = 30 hari  
 = 720 jam  
 ρ campuran padatan = 1,29 kg/l  
 Kapasitas massa (W) = 6316,09 kg/jam  
 = 4547583,84 kg  
 Volume padatan = 3531238,63 L  
 = 3531,2386 m<sup>3</sup>

**2. Volume Silo ang Diperlukan**

Volume silo = 120% x volume padatan  
 = 1,2 x 3531,2386 m<sup>3</sup>

$$= 4237,49 \text{ m}^3$$

### 3. Dimensi Silo



Keterangan :

D = Diameter *silo*

H = Tinggi silinder *silo*

h = Tinggi bagian kerucut sampai lubang keluaran

h' = Tinggi bagian kerucut (h+a)

a = Tinggi dari lubang keluaran sampai ujung kerucut

B = Diameter lubang keluaran *silo*

(Walas, halaman 627)

Ukuran silo yang biasa digunakan (Ulrich, 1984)

$$H = 1,5 - 2 D$$

$$B = 0,1 D$$

$$\beta = 45^\circ$$

Ukuran silo yang dipilih adalah sebagai berikut.

$$H = 1,5 D$$

$$B = 0,1 D$$

$$\beta = 45^\circ$$

$$\alpha = 90 - 45 = 45$$

$$\text{dengan } h' = 1/2 \tan \alpha \cdot D = 0,5000 D$$

$$a = 1/2 \tan \alpha \cdot B = 0,0500 D$$

$$h = h' - a$$

Volume Silo

$$\text{Volume Silo} = \text{Volume shell} + \text{Volume konis}$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 H + \frac{1}{3} \frac{\pi}{4} (D^2 h' - B^2 a)$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 \left( H + \frac{1}{3} (h' - 0,1^2 a) \right)$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 \left( 1,5 D + \frac{1}{3} (1,0722 D - 0,001072 D) \right)$$

$$= 1,4585 D^3$$

(Walas, halaman 627)

Dengan diketahui volume silo yang dibutuhkan = 4237,4864 m<sup>3</sup>

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

$$D = \left( \frac{\text{Volume silo}}{1,4585} \right)^{1/3}$$

$$= 14,2692 \text{ m}$$

$$B = 0,1 \times D$$

$$= 0,1 \times 14,2692 \text{ m}$$

$$= 1,4269 \text{ m}$$



$$\begin{aligned} H &= 1,5 \times D \\ &= 1,5 \times 14,2692 \text{ m} \\ &= 21,4038 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= 0,0500 \times D \\ &= 0,0500 \times 14,2692 \\ &= 0,7135 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h' &= 0,5000 \times D \\ &= 0,5000 \times 14,2692 \\ &= 7,1346 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h &= h' - a \\ &= 7,1346 - 0,7135 \\ &= 6,4212 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi total silo} = H + h = 27,8250 \text{ m}$$

#### 4. Tekanan Perancangan

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi silo} &= 1 \text{ atm} \\ &= 14,70 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan desain 5-10% diatas tekanan kerja normal  
(Coulson, 1988 halaman 673)

Tekanan yang dipilih 10% diatasnya

$$\begin{aligned} P \text{ desain} &= 1,1 \times P_{\text{operasi}} \\ &= 1,1 \times 14,70 \text{ psi} \\ &= 16,1655 \text{ psi} \end{aligned}$$

#### 4. Tebal Shell Silo

Digunakan bahan *Carbon Steel SA-283 grade C* (Brownell and Young, hal 342)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain (P)} &= 14,7 \text{ psi} \\ \text{Allowable stress (f)} &= 12650 \text{ psi} \\ \text{Effisiensi sambungan (e)} &= 0,8 \\ \text{Faktor korosi (C)} &= 0,125 \text{ in} \\ \text{Diameter (D)} &= 561,7808 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Pers. 13.1, Brownell and Young, hal 254}) \\ &= \frac{14,7 \text{ psi} \times 280,8904 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 14,7 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,5334 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka dipilih tebal shell standar} &= 0,625 \text{ in} = 0,01588 \text{ m} \\ &(\text{Brownell \& Young, tabel 5.6, hal. 88}) \end{aligned}$$

### 5. Tebal Head

Bahan = Carbon Steel SA-283 grade C  
(Brownell and Young, hal 342)

Tekanan desain (P) = 14,7 psi  
 Allowable stress (f) = 12650 psi  
 Effisiensi sambungan (E) = 0,8  
 Faktor korosi (C) = 0,125 in  
 Diameter (D) = 561,7808 in

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{0,885 \cdot P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,1P} + C && \text{(Pers 13.12, Brownell and Young, hal 258)} \\
 &= \frac{0,885 \times 14,7 \text{ psi} \times 280,89 \text{ in}}{12650 \text{ in} \times 0,8 - 0,1 \times 14,7 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,4861 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Diambil tebal head standar = 0,5000 in = 0,0127 m  
(Brownell and Young, tabel 5.6, hal. 88)

### 6. Tinggi Penyangga Silo

Tinggi kaki penyangga silo = 1/4 x Tinggi Silo  
 = 1/4 x 27,825 m  
 = 6,9563 m

Jumlah kaki penyangga = 4 buah

### 7. Tebal Bottom

Bentuk = Conical Bottom Head  
 Bahan = Carbon Steel SA-283 grade C (Brownell and Young, hal 342)

$$\begin{aligned}
 tb &= \frac{P \cdot D}{2 \cos \Theta (f \cdot E - 0,6P)} + C \\
 &= \frac{14,7 \text{ psi} \times 561,7808 \text{ in}}{2 \cos 45 \times (12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 14,7 \text{ psi})} + 0,13 \\
 &= 0,9024 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Diambil tebal bottom standar = 1,000 in = 0,0254 m  
(Brownell and Young, tabel 5.6, hal. 88)

**KESIMPULAN  
SILO (S-03)**

Tugas : Menyimpan Polivinil Alkohol (CH<sub>2</sub>CHOH)<sub>n</sub> kering selama 30 h.  
Jenis : Tangki silinder *vertical* dengan *conical bottom head* dan bagian atas tertutup.  
Waktu Penyimpanan : 30 hari  
Kondisi Operasi  
Suhu (T) : 30 °C  
Tekanan (P) : 1 atm  
Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 grade C*  
Volume : 4237,49 m<sup>3</sup>

**Dimensi**

Diameter : 14,2692 m  
Tinggi : 27,8250 m  
Tebal bottom : 0,025 m  
Tebal Shell : 0,0159 m

**HEATER  
(HE-01)**

- Tugas : Memanaskan campuran Polivinil Asetat (CH<sub>2</sub>CHCOOCH<sub>3</sub>)<sub>n</sub> dan Metanol (CH<sub>3</sub>OH) dari suhu 303 K sampai 330 K
- Jenis Alat : *Double Pipe Exchanger*
- Kondisi Operasi : P = 1 atm  
 T<sub>in</sub> = 30 °C = 303 K  
 T<sub>out</sub> = 57 °C = 330 K  
 T<sub>avg</sub> = 43,5 °C = 317 K

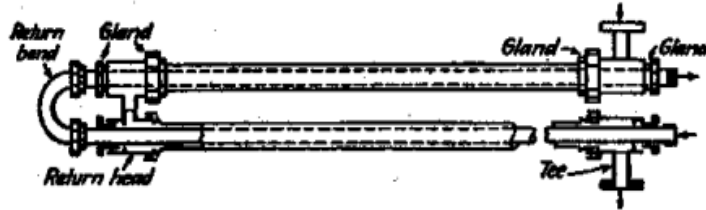


FIG. 6.1. Double pipe exchanger.

Komposisi fluida panas

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi mol	Fraksi massa
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	86	12591,1246	146,4084	0,4692	0,7041
CH <sub>3</sub> OH	32	5280,7597	165,0237	0,52891	0,2953
H <sub>2</sub> O	18	10,3278	0,5738	0,0018	0,0006
<b>Total</b>		17882,2121	312,0059	1,0000	1,0000

**1. Data**

- **Viskositas fase cair**

Persamaan yang digunakan

$$\mu = 10^{(A + \frac{B}{T} + C T + D T^2)}$$

T : Suhu operasi (K)

μ : Viskositas fase cair (Cp)

Komponen	A	B	C	D
CH <sub>3</sub> OH	-9,0562	1254,2000	0,0224	-2,35E-05
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5000	0,0177	-1,26E-05

(Yaws, 1999)

- **Konduktivitas Termal**

Persamaan yang digunakan

Organic compounds :

$$k = 10^{(A+B(1-T/C)^{\frac{2}{7}})}$$

Dengan

T : Suhu operasi (K)

Inorganic compounds :

$$k = A + B.T + C.T^2$$

k : Konduktivitas termal (W/(m.K))

Harga konduktivitas termal

Komponen	A	B	C
CH <sub>3</sub> OH	-1,1793	6,19E-01	5,13E+02
H <sub>2</sub> O	-0,2758	4,61E-03	-5,54E-06

(Yaws, 1999)

Dari Polymer Data Handbook by James E.Mark diperoleh :

$$K = 0,159 \text{ W/m.K}$$

- **Rapat Massa Fase Cair**

Persamaan yang digunakan

$$\rho = A \cdot B^{-(1-T/T_c)^n}$$

Dengan

T : Suhu operasi (K)

$\rho_l$  : Rapat massa fase cair (g/ml)

Rapat massa fase cair

Komponen	A	B	n	Tc
CH <sub>3</sub> OH	0,2720	0,27192	0,2331	512,58
H <sub>2</sub> O	0,3471	0,274	0,27571	647,13

(Yaws, 1999)

- **Kapasitas Panas Fase Cair**

Persamaan yang digunakan

$$C_{pliq} \text{ (kJ/kmol.K)} = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3$$

Harga konstanta kapasitas panas fase cair

Komponen	A	B	C	D
CH <sub>3</sub> OH	40,152	0,31046	-1,03E-03	1,459E-06
H <sub>2</sub> O	92,053	-0,039953	-2,11E-04	5,3469E-07

Dari Polymer Data Handbook by James E.Mark diperoleh :

$$T = 57 \text{ } ^\circ\text{C} = 330 \text{ K}$$

$$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n = 0,1866 \text{ kJ/mol.K} = 186,6 \text{ kJ/kmol.K}$$

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

$$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n = 0,11019 \text{ kJ/mol.K} = 110,19 \text{ kJ/kmol.K}$$

- **Sifat fisis fluida panas pada suhu Tav**

Komponen	Massa (kg/jam)	x	$\mu$ (cP)	$\rho$	K	Cp
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	12591,12	0,7041	15	1190	0,159	2,1698
CH <sub>3</sub> OH	5280,76	0,2953	0,429	770,165	0,196	2,5927
H <sub>2</sub> O	10,33	0,0006	0,622	1017,82	0,629	4,1789
<b>Total</b>	<b>17882,21</b>	<b>1,0000</b>	<b>16,052</b>	<b>2977,99</b>	<b>0,984</b>	<b>8,9414</b>

Komponen	$\mu \cdot x$	$\rho \cdot x$	$K \cdot x$	$C_p \cdot x$
$(CH_2CHCOOCH_3)_n$	10,5617	837,8962	0,1120	1,5278
$CH_3OH$	0,1268	227,4358	0,0577	0,7656
$H_2O$	0,0004	0,587839	0,0004	0,0024
<b>Total</b>	10,6889	1065,92	0,1701	2,2958

Konduktivitas thermal (K) = 0,1701 W/m.K = 0,0986 BTU/jam.ft.F  
 Viskositas ( $\mu$ t) = 10,6889 cP = 25,8575 lb/jam.ft  
 Densitas ( $\rho$ ) = 1065,9198 Kg/m<sup>3</sup> = 66,5432 lb/ft<sup>3</sup>  
 Kapasitas panas (Cp) = 2,2958 kJ/kg.K = 0,5483 BTU/lb.F  
 Massa umpan (Wu) = 17882,212 kg/jam = 39388,1 lb/jam

## 2. Beban Panas

Suhu masuk (t1) = 30 °C = 303 K  
 Suhu keluar (t2) = 57 °C = 330 K

### a). Panas Masuk

Suhu masuk = 30 °C = 303 K  
 Suhu reference = 25 °C = 298 K

Komponen	Mol (kmol/jam)	$\int Cp \cdot dT$	$n \int Cp \cdot dT$
$(CH_2CHCOOCH_3)_n$	146,4084	550,95	80663,7221
$CH_3OH$	165,0237	400,5407	66098,7178
$H_2O$	0,5738	377,5028	216,598707
<b>Total</b>	312,0059	1328,99346	146979,039

### b). Panas Keluar

Suhu keluar = 57 °C = 330 K  
 Suhu reference = 25 °C = 298 K

Komponen	Mol (kmol/jam)	$\int Cp \cdot dT$	$n \int Cp \cdot dT$
$(CH_2CHCOOCH_3)_n$	146,4084	5971,2	874233,991
$CH_3OH$	165,0237	2603,8448	429696,212
$H_2O$	0,5738	2408,9460	1382,17407
<b>Total</b>	312,0059	10983,9908	1305312,38

Beban panas = Panas keluar - Panas masuk  
 = 1305312,377 kJ/jam - 146979,039 kJ/jam  
 = 1158333,339 kJ/jam  
 = 1222041,672 BTU/jam

## 3. Kebutuhan Pemanas

Pemanas yang digunakan pada HE-01 adalah steam jenuh

Suhu masuk (T1) = 110 °C = 383 K  
 Suhu keluar (T2) = 110 °C = 383 K  
 Suhu rerata (Tavg) = 110 °C = 383 K

Sifat fisis steam pada suhu rerata :

Berat molekul (BM) = 18 Kg/kmol

Konduktivitas thermal (K)	= 0,6781 w/m.K	= 0,3933 Btu/ft.jam.°F
Viskositas (μ)	= 1246 mcp	= 0,3203 lb/ft.jam
Rapat massa (ρ)	= 0,826 kg/m <sup>3</sup>	= 0,0934 lb/ft <sup>3</sup>
Kapasitas panas (Cp)	= 2,177 kJ/kg.K	= 0,5391 BTU/lb.F
Entalpi cair (Hl)	= 461,3 kJ/kg	
Entalpi gas (Hg)	= 2691,3 kJ/kg	

$$\begin{aligned} \text{Panas laten (Hfg)} &= H_g - H_f \\ &= 2691,3 - 461,3 \\ &= 2230 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa steam (W)} &= \frac{Q_h}{H_{fg}} \\ &= \frac{1158333,339 \text{ kJ/jam}}{2230 \text{ kJ/kg}} \\ &= 519,4320 \text{ kg/jam} \\ &= 1145,3475 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

**4. Menentukan Luas Transfer Panas**

Menghitung ΔT LMTD

T1	= 110 °C	= 383 K	= 229,7 °F
T2	= 110 °C	= 383 K	= 229,7 °F
t1	= 30 °C	= 303 K	= 85,73 °F
t2	= 57 °C	= 330 K	= 134,3 °F

Dari pers. 5.14 Kern :

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{\ln \left( \frac{T1 - t2}{T2 - t1} \right)} \\ &= 118 \text{ °F} \end{aligned}$$

**Transfer panas keseluruhan**

Heaters		
Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Steam	Water	200-700§
Steam	Methanol	200-700§
Steam	Ammonia	200-700§
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 2.0 cp	200-700
Steam	More than 2.0 cp	100-500§
Steam	Light organics	100-200
Steam	Medium organics	50-100
Steam	Heavy organics	6-60
Steam	Gases	5-50¶

Dari tabel 8., Kern, hal 840, range  $U_D = 100 - 500 \text{ BTU/jam.ft}^2.F$

Fluida panas	= Steam
Fluida dingin	= Aqueous solutions : More than 2.0 cp
Dipilih $U_D$	= 110 $\text{BTU/jam.ft}^2$

Maka dapat dihitung :

Luas transfer panas yang dibutuhkan :

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta T_{lmtD}}$$

$$= \frac{1222041,6722 \text{ BTU/jam}}{110 \text{ BTU/jam.ft}^2 \times 118 \text{ F}}$$

$$= 94,1184 \text{ ft}^2$$

compared with other types of equipment. However, the double pipe exchanger is of greatest use where the total required heat-transfer surface is small, 100 to 200 ft<sup>2</sup> or less.

Karena  $A < 200 \text{ ft}^2$  maka digunakan HE jenis *double pipe exchanger* (Kern, D. Q, 1983 hal 103)

### 5. Memilih Tipe Hairpin

Dari tabel 6.2 Kern, D. Q, 1983 hal 110, dipilih type 2.5 x 1.25

TABLE 6.2. FLOW AREAS AND EQUIVALENT DIAMETERS IN DOUBLE PIPE EXCHANGERS

Exchanger, IPS	Flow area, in. <sup>2</sup>		Annulus, in.	
	Annulus	Pipe	d <sub>a</sub>	d <sub>e</sub>
2 × 1¼	1.19	1.50	0.915	0.40
2½ × 1¼	2.63	1.50	2.02	0.81
3 × 2	2.93	3.35	1.57	0.69
4 × 3	3.14	7.38	1.14	0.53

Dari Kern D. Q., "Process Heat Transfer", tabel 11, halaman 844 dipilih :

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
¾	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
¼	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
⅝	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
½	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
¾	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1¼	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1½	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2½	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0



Inner Pipe :		Annulus :	
NPS = 1,25 in		NPS = 2,5 in	
Sch. Num = 40		Sch. Num = 40	
OD = 1,66 in = 0,138 ft		OD = 2,88 in = 0,24 ft	
ID = 1,38 in = 0,115 ft		ID = 2,47 in = 0,21 ft	
ao = 1,5 in <sup>2</sup>		ao = 4,79 in <sup>2</sup>	
Ai = 0,362 ft <sup>2</sup> /ft		Ai = 0,65 ft <sup>2</sup> /ft	
Ao = 0,435 ft <sup>2</sup> /ft		Ao = 0,75 ft <sup>2</sup> /ft	

Menghitung panjang total (L)

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{A}{A_o \text{ inner pipe}} \\
 &= \frac{94,1184}{0,435} \\
 &= 216,3641 \text{ ft} \\
 &= 65,9478 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Panjang tabung standar berkisar antara 6ft, 8ft, 12ft, 16 ft, 20 ft dan 24 ft. Towler dan Sinnott, Chemical Engineering Design Principles, Mc Graw Hill New York, 2008, halaman 805 Dipilih panjang tabung standar Lt : 12 ft, banyaknya hairpin dihitung dengan :

$$\begin{aligned}
 N_h &= \frac{L}{(2 \times l_t)} \\
 &= \frac{216,3641}{2 \times 12} \\
 &= 9,0152 \\
 &= 9
 \end{aligned}$$

Menghitung luas perpindahan total terkoreksi

$$\begin{aligned}
 A \text{ terkoreksi} &= L_t \times N_h \times 2 \times A_o \text{ inner pipe} \\
 &= 12 \times 9 \times 2 \times 0,435 \\
 &= 93,9600 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

**Design Over all Coeffisient Terkoreksi (UDt)**

$$\begin{aligned}
 U_{dt} &= \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta T \text{ LMTD}} \\
 &= \frac{1222041,672 \text{ BTU/jam}}{94,0 \text{ ft}^2 \times 118 \text{ F}} \\
 &= 110,1854 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}
 \end{aligned}$$

## 6. Menentukan route fluida

Annulus = Fluida dingin (umpan)

Inner pipe = Fluida panas (steam)

7. Menghitung koef. hi, hio, ho dan Uc

Annulus (fluida dingin) :

Luas Aliran annulus (Aa)

$$\begin{aligned}
 Aa &= \frac{\pi \times (IDa^2 - ODip^2)}{4} \\
 &= \frac{3,14 \times (2,469^2 - 1,66^2)}{4} \\
 &= 2,622 \text{ in}^2 \\
 &= 0,018 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

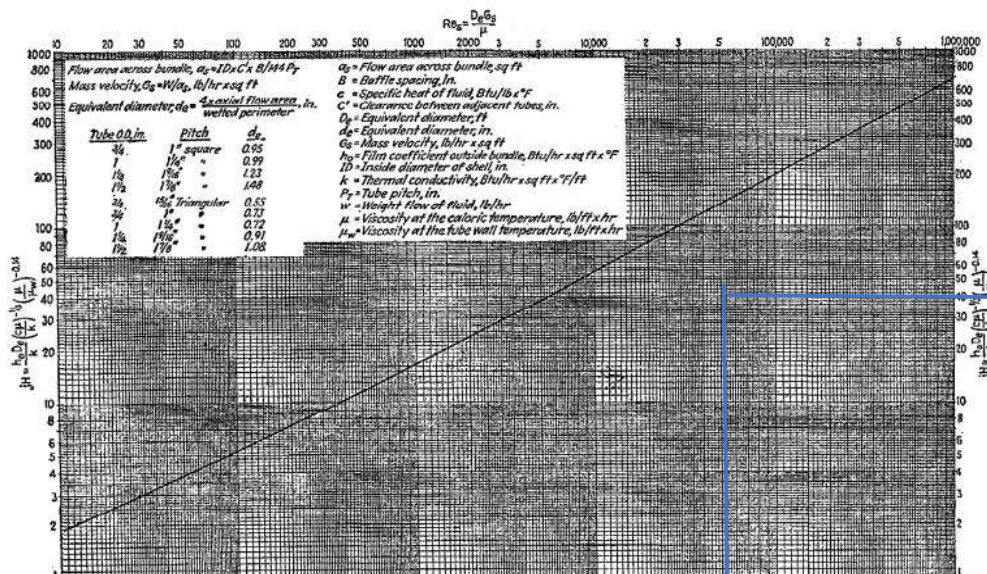
Kecepatan transfer massa (Ga)

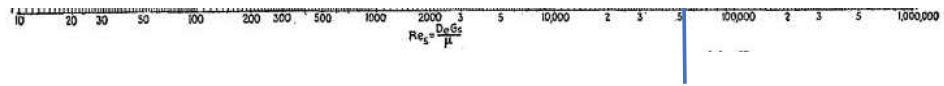
$$\begin{aligned}
 Ga &= \frac{W}{Aa} \\
 &= \frac{39388,1 \text{ lb/jam}}{0,0182 \text{ ft}^2} \\
 &= 2163041 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

bilangan reynold (Re)

$$\begin{aligned}
 De &= \frac{IDa^2 - ODip^2}{ODip} \\
 &= \frac{(2,469^2 - 1,66^2) \text{ in}^2}{1,66 \text{ in}} \\
 &= 2,0123 \text{ in} \\
 &= 0,1677 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{Ga \times De}{\mu a} \\
 &= \frac{2163041 \text{ lb/jam.ft}^2 \times 0,1677 \text{ ft}}{25,8575 \text{ lb/ft.jam}} \\
 &= 14027,573
 \end{aligned}$$





Dari Fig.24 Kern, 1995 page 834 diperoleh nilai jH sebesar 55

Maka *annulus coefficient* nya :

$$\begin{aligned}
 h_o &= jH \left( \frac{k}{De} \right) \left( \frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.25} \\
 &= 60 \left( \frac{0,1189 \frac{\text{BTU}}{\text{jam.ft} \cdot \text{°F}}}{0.1312 \text{ ft}} \right) \left( \frac{1,8721 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot \text{°F}} \cdot 16,2939 \frac{\text{lbm}}{\text{jam.ft}}}{0,1189 \frac{\text{BTU}}{\text{jam.ft} \cdot \text{°F}}} \right)^{1/3} \\
 &= 169,46497 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{F}
 \end{aligned}$$

**Inner pipe (fluida panas)**

Luas Aliran inner pipe (Aip)

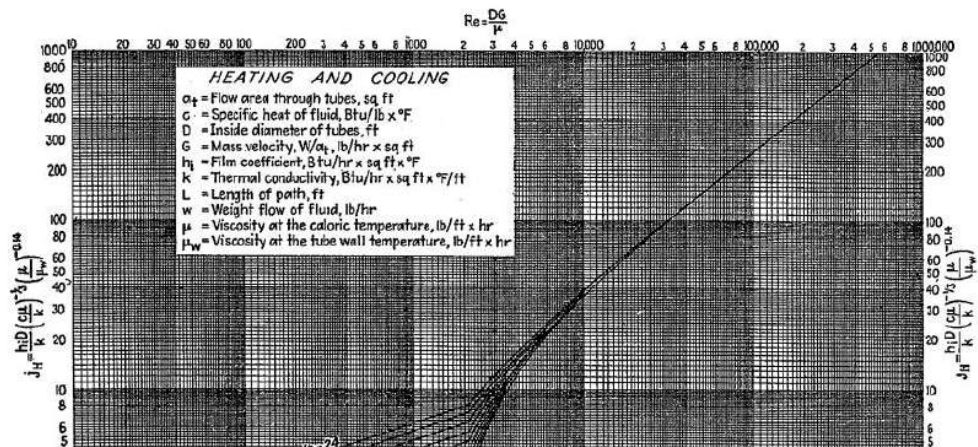
$$\begin{aligned}
 A_{ip} &= \frac{\pi \times ID_{ip}^2}{4} \\
 &= \frac{3,14 \times 1,38^2}{4} \\
 &= 1,495 \text{ in}^2 \\
 &= 0,01 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

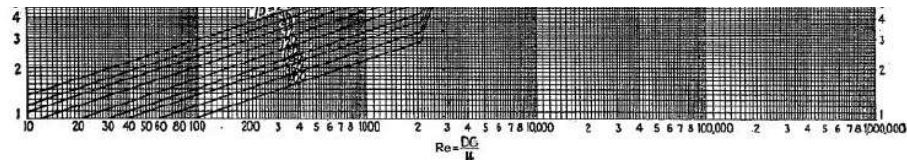
Kecepatan transfer massa (Gip)

$$\begin{aligned}
 G_{ip} &= \frac{W_u}{A_{ip}} \\
 &= \frac{39388,13 \text{ lb/jam}}{0,0104 \text{ ft}^2} \\
 &= 3794024 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung bilangan reynold (Re)

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{G_{ip} \times ID_{ip}}{\mu_t} \\
 &= \frac{3794024 \text{ lb/jam.ft}^2 \times 0,115 \text{ ft}}{0,3203 \text{ lb/ft.jam}} \\
 &= 1362200,240
 \end{aligned}$$





Dari Fig.24 Kern, 1995 diperoleh nilai  $jH$  sebesar 1000

Maka :

$$\begin{aligned} h_i &= jH \left( \frac{k}{ID} \right) \left( \frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \\ &= 1000 \left( \frac{0,3951 \frac{\text{BTU}}{\text{jam. ft. } ^\circ\text{F}}}{0,172 \text{ ft}} \right) \left( \frac{0,5391 \frac{\text{BTU}}{\text{lb. } ^\circ\text{F}} \cdot 0,3203 \frac{\text{lbm}}{\text{jam. ft}}}{0,3951 \frac{\text{BTU}}{\text{jam. ft. } ^\circ\text{F}}} \right)^{1/3} \\ &= 2599,1999 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= \left( \frac{ID}{OD} \right) \times h_i \\ &= \frac{0,1150 \text{ ft}}{0,1383 \text{ ft}} \times 2599,200 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \\ &= 2160,781 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

Menghitung Clean Overall Coefficient ( $U_c$ )

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{2160,781 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \times 169,46 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}}{2160,781 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} + 169,46 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}} \\ &= 157,141 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

### Menentukan Faktor Pengotor ( $R_d$ ) terhitung

Dari tabel 8 Kern :

$$R_{d \text{ min}} = 0,003$$

$$\begin{aligned} R_{d \text{ terhitung}} &= \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} \\ &= \frac{157,141 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} - 110,185 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}}{157,141 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \times 110,185 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}} \\ &= 0,003 \end{aligned}$$

$R_{d \text{ terhitung}} > R_{d \text{ min}}$  total, maka alat dapat dikatakan layak digunakan

## 8. Menghitung Pressure Drop

### ANNULUS

$$Re = 14027,573$$

Faktor Friksi ( $f$ )

$$f = 0,0014 + \frac{0125}{Re^{0,32}}$$

(Kern, D.Q., pers. 3.47 hal. 53)

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{14028^{0,32}}$$

$$= 0,0073$$

$$\Delta f_a = \frac{4 \times f \times G a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D e'}$$

$$= \frac{4 \times 0,01 \times (2163041 \text{ lb/jam.ft}^2)^2 \times 216 \text{ ft}}{2 \times 418000000 \text{ ft/jam}^2 \times (0,0934 \text{ lb/ft}^3)^2 \times 0,07 \text{ ft}}$$

$$= 27,7491 \text{ ft}$$

$$V = \frac{G a}{3600 \times \rho}$$

$$= \frac{2163041,34 \text{ lb/jam.ft}^2}{3600 \text{ s/jam} \times 0,0934 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 6433,56 \text{ ft/s}$$

$$F1 = N_h \times \frac{V^2}{2g'}$$

$$= 9 \times \frac{(6433,56 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32,2 \text{ ft/s}^2}$$

$$= 899,1004 \text{ ft}$$

$$\Delta P_a = \frac{\rho \times (\Delta f_a + F1)}{144}$$

$$= \frac{0,0934 \text{ lb/ft}^3 \times (27,7 + 899,1) \text{ ft}}{144 \text{ in}^2/\text{ft}^2}$$

$$= 0,601 \text{ psia}$$

$$\Delta P \text{ annulus max} = 10 \text{ psi}$$

$\Delta P \text{ annulus} \leq \Delta P \text{ annulus maksimum}$ , alat penukar kalor yang dipilih dapat dipakai  
(Kern, D.Q., hal. 123)

### INNER PIPE

$$Re = 1362200,240$$

Faktor friksi (f)

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{Re^{0,32}}$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{1362200^{0,32}}$$

$$= 0,0028$$

$$\Delta f_p = \frac{4 \times f \times G i p^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times I D_{\text{pipe}}}$$

$$= \frac{4 \times 0,0028 \times (3794024 \text{ lb/jam.ft}^2)^2 \times 216 \text{ ft}}{2 \times 418000000 \text{ ft/jam}^2 \times (66,5432 \text{ lb/ft}^3)^2 \times 0,12 \text{ ft}}$$

$$= 80,8065 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_p &= \frac{\rho \times \Delta f_p}{144} \\ &= \frac{66,5432 \text{ lb/ft}^3 \times 80,8065 \text{ ft}}{144 \text{ in}^2/\text{ft}^2} \\ &= 37,3412 \text{ psia}\end{aligned}$$

$$\Delta P_{\text{pipe max}} = 10 \text{ psi}$$

$\Delta P_{\text{pipe}} < \Delta P_{\text{pipe max}}$ , maka alat ini layak untuk digunakan.

(Kern, D.Q., hal. 123)

**KESIMPULAN  
HEATER (HE-01)**

Fungsi : Memanaskan campuran Polivinil Asetat ((CH<sub>2</sub>CHCOOCH<sub>3</sub>)<sub>n</sub>) dan Metanol (CH<sub>3</sub>OH) dari suhu 303 K sampai 330 K

Jenis : *Double pipe Exchanger*

**Kondisi Operasi**

Suhu fluida dingin masuk	=	30	°C
Suhu fluida dingin keluar	=	57	°C
Suhu media pemanas masuk	=	110	°C
Suhu media pemanas keluar	=	110	°C
Annulus	=	Fluida dingin	
Inner pipe	=	Fluida panas	

**Annulus (Fluida Panas)**

Normal pipe size (NPS)	=	2,5	in
Sch. number	=	40	
Outside diameter (OD)	=	2,88	in
Inside diameter (ID)	=	2,469	in
Flow Area (ao)	=	4,79	in <sup>2</sup>
Inside surface area (Ai)	=	0,647	ft <sup>2</sup> /ft
Outside surface area (Ao)	=	0,753	ft <sup>2</sup> /ft
Pressure Drop	=	0,6011	psia

**Inner Pipe (Fluida Dingin)**

Normal pipe size (NPS)	=	1,25	in
Sch. number	=	40	
Outside diameter (OD)	=	1,66	in
Inside diameter (ID)	=	1,38	in
Flow Area (ao)	=	1,5	in <sup>2</sup>
Inside surface area (Ai)	=	0,362	ft <sup>2</sup> /ft
Outside surface area (Ao)	=	0,435	ft <sup>2</sup> /ft
Pressure Drop	=	37,3412	psia
Panjang pipa (L)	=	12	ft
Banyaknya hairpin	=	9	buah

**Koefisien Perpindahan Panas**

h <sub>o</sub>	=	169,46	BTU/jam.ft <sup>2</sup> .F
h <sub>io</sub>	=	2160,78	BTU/jam.ft <sup>2</sup> .F
U <sub>c</sub>	=	157,14	BTU/jam.ft <sup>2</sup> .F
U <sub>d</sub>	=	110,1854	BTU/jam.ft <sup>2</sup> .F
R <sub>d</sub>	=	0,0027	jam.ft <sup>2</sup> .F/BTU
R <sub>d min</sub>	=	0,003	jam.ft <sup>2</sup> .F/BTU

**HEATER  
(HE-02)**

Tugas : Memanaskan campuran Natrium Hidroksida (NaOH) dan Metanol (CH<sub>3</sub>OH) dari suhu 313 K sampai 330 K

Jenis Alat : *Double Pipe Exchanger*

Kondisi Operasi : P = 1 atm  
 T<sub>in</sub> = 40,02 °C = 313 K  
 T<sub>out</sub> = 57 °C = 330 K  
 T<sub>avg</sub> = 48,51 °C = 322 K

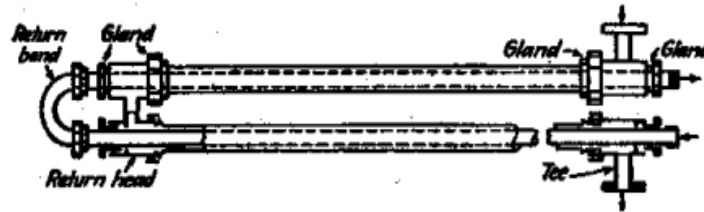


FIG. 6.1. Double pipe exchanger.

Komposisi fluida panas

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi mol	Fraksi massa
NaOH	40	62,9556	146,4084	0,4692	0,0196
CH <sub>3</sub> OH	32	3147,7812	165,0237	0,5289	0,9783
H <sub>2</sub> O	18	6,9441	0,5738	0,0018	0,0022
<b>Total</b>		3217,6809	312,0059	1,0000	1,0000

**1. Data**

- **Viskositas fase cair**

Persamaan yang digunakan

$$\mu = 10^{(A + \frac{B}{T} + C T + D T^2)}$$

T : Suhu operasi (K)

μ : Viskositas fase cair (Cp)

Komponen	A	B	C	D
NaOH	-4,1939	2051,5000	0,0028	-6,16E-07
CH <sub>3</sub> OH	-9,0562	1254,2000	0,0224	-2,35E-05
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5000	0,0177	-1,26E-05

(Yaws, 1999)

- **Konduktivitas Termal**

Persamaan yang digunakan

Organic compounds :

$$k = 10^{(A+B(1-T/C)^{\frac{2}{7}})}$$

Inorganic compounds :

$$k = A + B.T + C.T^2$$



Dengan

T : Suhu operasi (K)

k : Konduktivitas termal (W/(m.K))

Harga konduktivitas termal

Komponen	A	B	C
NaOH	-0,00113	2,00E-05	-8,82E-12
CH <sub>3</sub> OH	-1,1793	6,19E-01	5,13E+02
H <sub>2</sub> O	-0,2758	4,61E-03	-5,54E-06

(Yaws, 1999)

- **Rapat Massa Fase Cair**

Persamaan yang digunakan

$$\rho = A \cdot B^{-(1-T/T_c)^n}$$

Dengan

T : Suhu operasi (K)

$\rho_l$  : Rapat massa fase cair (g/ml)

Rapat massa fase cair

Komponen	A	B	n	Tc
NaOH	0,1998	0,09793	0,25382	2820
CH <sub>3</sub> OH	0,2720	0,27192	0,2331	512,58
H <sub>2</sub> O	0,3471	0,274	0,27571	647,13

(Yaws, 1999)

- **Kapasitas Panas Fase Cair**

Persamaan yang digunakan

$$C_{p\text{liq}} \text{ (kJ/kmol.K)} = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3$$

Harga konstanta kapasitas panas fase cair

Komponen	A	B	C	D
NaOH	87,639	-4,84E-04	-4,54E-06	1,19E-09
CH <sub>3</sub> OH	40,152	0,31046	-1,03E-03	1,459E-06
H <sub>2</sub> O	92,053	-0,039953	-2,11E-04	5,3469E-07

- **Sifat Fisis Fluida Panas pada Suhu Tav**

Komponen	Massa (kg/jam)	x	$\mu$ (cP)	$\rho$	K	Cp
NaOH	62,9556	0,0196	1049,134	1901,25	0,0053	2,1770
CH <sub>3</sub> OH	3147,7812	0,9783	0,4055	765,358	0,1940	2,5927
H <sub>2</sub> O	6,9441	0,0022	0,5678	1013,23	0,6344	4,1758
<b>Total</b>	<b>3217,6809</b>	<b>1</b>	<b>1050,107</b>	<b>3679,84</b>	<b>0,8337</b>	<b>8,9455</b>

Komponen	$\mu \cdot x$	$\rho \cdot x$	$K \cdot x$	$C_p \cdot x$
NaOH	20,5269	37,1989	0,0001	0,04259
CH <sub>3</sub> OH	0,3967	748,7316	0,190	2,53639
H <sub>2</sub> O	0,0012	2,1867	0,001	0,00901
<b>Total</b>	<b>20,9248</b>	<b>788,1172</b>	<b>0,191</b>	<b>2,588</b>

Konduktivitas thermal (K) = 0,1912 W/m.K = 0,1109 BTU/jam.ft.F  
 Viskositas ( $\mu$ t) = 20,9248 cP = 50,6192 lb/jam.ft  
 Densitas ( $\rho$ ) = 788,11719 Kg/m<sup>3</sup> = 49,2006 lb/ft<sup>3</sup>  
 Kapasitas panas (Cp) = 2,5880 kJ/kg.K = 0,6181 BTU/lb.F  
 Massa umpan (Wu) = 3217,6809 kg/jam = 7087,4 lb/jam

## 2. Beban Panas

Suhu masuk (t1) = 40,02 °C = 313 K  
 Suhu keluar (t2) = 57 °C = 330 K

### a). Panas Masuk

Suhu masuk = 30 °C = 303 K  
 Suhu reference = 25 °C = 298 K

Komponen	Mol (kmol/jam)	$\int Cp \cdot dT$	$n \int Cp \cdot dT$
NaOH	146,4084	435,5783	63772,338
CH <sub>3</sub> OH	165,0237	400,5407	66098,7178
H <sub>2</sub> O	0,5738	377,5028	216,598707
<b>Total</b>	<b>312,0059</b>	<b>1213,62179</b>	<b>130087,655</b>

### b). Panas Keluar

Suhu keluar = 57 °C = 330 K  
 Suhu reference = 25 °C = 298 K

Komponen	Mol (kmol/jam)	$\int Cp \cdot dT$	$n \int Cp \cdot dT$
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>400</sub>	146,4084	2786,4226	407955,747
CH <sub>3</sub> OH	165,0237	2603,8448	429696,212
H <sub>2</sub> O	0,5738	2408,9460	1382,17407
<b>Total</b>	<b>312,0059</b>	<b>7799,21341</b>	<b>839034,133</b>

Beban panas = Panas keluar - Panas masuk  
 = 839034,133 kJ/jam - 130087,655 kJ/jam  
 = 708946,4785 kJ/jam  
 = 747938,5348 BTU/jam

## 3. Kebutuhan Pemanas

Pemanas yang digunakan pada HE-01 adalah steam jenuh

Suhu masuk (T1) = 110 °C = 383 K  
 Suhu keluar (T2) = 110 °C = 383 K  
 Suhu rerata (Tavg) = 110 °C = 383 K

Sifat fisis steam pada suhu rerata :

Berat molekul (BM)	=	18	Kg/kmol	
Konduktivitas thermal (K)	=	0,6781	w/m.K	= 0,3933 Btu/ft.jam.°F
Viskositas ( $\mu$ )	=	1246	mcp	= 0,3203 lb/ft.jam
Rapat massa ( $\rho$ )	=	0,826	kg/m <sup>3</sup>	= 0,0934 lb/ft <sup>3</sup>
Kapasitas panas (Cp)	=	2,177	kJ/kg.K	= 0,5391 BTU/lb.F
Entalpi cair (Hl)	=	461,3	kJ/kg	
Entalpi gas (Hg)	=	2691,3	kJ/kg	

$$\begin{aligned} \text{Panas laten (Hfg)} &= H_g - H_f \\ &= 2691,3 - 461,3 \\ &= 2230 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa steam (W)} &= \frac{Q_h}{H_{fg}} \\ &= \frac{708946,4785 \text{ kJ/jam}}{2230 \text{ kJ/kg}} \\ &= 317,9132 \text{ kg/jam} \\ &= 700,9986 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

#### 4. Menentukan Luas Transfer Panas

Menghitung  $\Delta T$  LMTD

T1	=	110 °C	=	383 K	=	229,7 °F
T2	=	110 °C	=	383 K	=	229,7 °F
t1	=	40,02 °C	=	313 K	=	103,8 °F
t2	=	57 °C	=	330 K	=	134,3 °F

Dari pers. 5.14 Kern :

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{\ln \left( \frac{T1 - t2}{T2 - t1} \right)} \\ &= 110 \text{ °F} \end{aligned}$$

#### Transfer panas keseluruhan

Heaters		
Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Steam	Water	200-700§
Steam	Methanol	200-700§
Steam	Ammonia	200-700§
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 2.0 cp	200-700
Steam	More than 2.0 cp	100-500§
Steam	Light organics	100-200
Steam	Medium organics	50-100
Steam	Heavy organics	6-60
Steam	Gases	5-50¶

Dari tabel 8., Kern, hal 840, range  $U_d = 6 - 60 \text{ BTU/jam.ft}^2.F$

Fluida panas = Steam

Fluida dingin = Heavy organics  
 Dipilih UD = 54,5 BTU/jam.ft<sup>2</sup>

Maka dapat dihitung :

Luas transfer panas yang dibutuhkan :

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta T_{lmtcd}}$$

$$= \frac{747938,5348 \text{ BTU/jam}}{54,5 \text{ BTU/jam.ft}^2 \times 110 \text{ F}}$$

$$= 124,7878 \text{ ft}^2$$

compared with other types of equipment. However, the double pipe exchanger is of greatest use where the total required heat-transfer surface is small, 100 to 200 ft<sup>2</sup> or less.

Karena A < 200 ft<sup>2</sup> maka digunakan HE jenis double pipe exchanger  
 (Kern, D. Q, 1983 hal 103)

### 5. Memilih Tipe Hairpin

Dari tabel 6.2 Kern, D. Q, 1983 hal 110, dipilih type 3 x 2

TABLE 6.2. FLOW AREAS AND EQUIVALENT DIAMETERS IN DOUBLE PIPE EXCHANGERS

Exchanger, IPS	Flow area, in. <sup>2</sup>		Annulus, in.	
	Annulus	Pipe	d <sub>a</sub>	d <sub>i</sub>
2 × 1½	1.19	1.50	0.915	0.40
2½ × 1½	2.63	1.50	2.02	0.81
3 × 2	2.93	3.35	1.57	0.69
4 × 3	3.14	7.38	1.14	0.53

Dari Kern D. Q., "Process Heat Transfer", tabel 11, halaman 844 dipilih :

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
⅜	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
¼	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
⅝	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
½	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
¾	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.43
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1¼	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1½	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2½	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58

		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0

Inner Pipe :

$$\begin{aligned}
 \text{NPS} &= 1,25 \text{ in} \\
 \text{Sch. Num} &= 40 \\
 \text{OD} &= 1,66 \text{ in} = 0,138 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft} \\
 \text{ao} &= 1,5 \text{ in}^2 \\
 \text{Ai} &= 0,362 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 \text{Ao} &= 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}
 \end{aligned}$$

Anulus :

$$\begin{aligned}
 \text{NPS} &= 2,5 \text{ in} \\
 \text{Sch. Num} &= 40 \\
 \text{OD} &= 2,88 \text{ in} = 0,24 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 2,47 \text{ in} = 0,21 \text{ ft} \\
 \text{ao} &= 4,79 \text{ in}^2 \\
 \text{Ai} &= 0,65 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 \text{Ao} &= 0,75 \text{ ft}^2/\text{ft}
 \end{aligned}$$

Menghitung panjang total (L)

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{A}{0,435} \\
 &= \frac{124,7878}{0,435} \\
 &= 286,8686 \text{ ft} \\
 &= 87,4375 \text{ m}
 \end{aligned}$$

dan Sinnott , Chemical Engineering Design Principles, Mc Graw Hill New York, 2008, halaman 805 Dipilih panjang tabung standar  $l_t$  : 12 ft, banyaknya hairpin dihitung dengan :

$$\begin{aligned}
 N_h &= \frac{L}{(2 \times l_t)} \\
 &= \frac{286,8686}{2 \times 12} \\
 &= 11,9529 \\
 &= 12
 \end{aligned}$$

Menghitung luas perpindahan total terkoreksi

$$\begin{aligned}
 A_{\text{terkoreksi}} &= l_t \times N_h \times 2 \times A_o \text{ inner pipe} \\
 &= 12 \times 12 \times 2 \times 0,44 \\
 &= 125,2800 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

**Design Over all Coeffisient Terkoreksi (UDt)**

$$\begin{aligned}
 U_{dt} &= \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta T \text{ LMTD}} \\
 &= \frac{747938,5348 \text{ BTU/jam}}{125,3 \text{ ft}^2 \times 110 \text{ F}} \\
 &= 54,2859 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}
 \end{aligned}$$

## 6. Menentukan route fluida

Annulus = Fluida dingin (umpan)

Inner pipe = Fluida panas (steam)

7. Menghitung koef. hi, hio, ho dan Uc

Annulus (fluida dingin) :

Luas Aliran annulus (Aa)

$$\begin{aligned}
 Aa &= \frac{\pi \times (IDa^2 - ODip^2)}{4} \\
 &= \frac{3,14 \times (2,469^2 - 1,66^2)}{4} \\
 &= 2,622 \text{ in}^2 \\
 &= 0,018 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

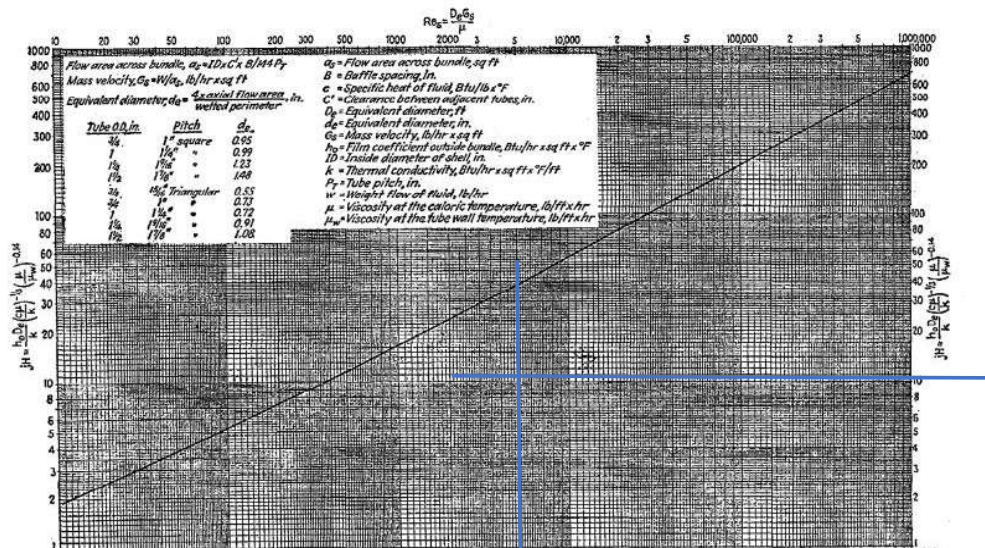
Kecepatan transfer massa (Ga)

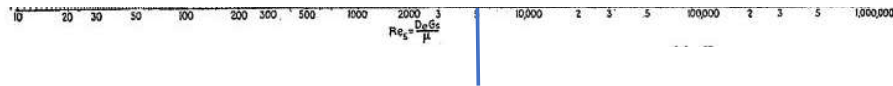
$$\begin{aligned}
 Ga &= \frac{W}{Aa} \\
 &= \frac{7087,4 \text{ lb/jam}}{0,0182 \text{ ft}^2} \\
 &= 389212 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung bilangan reynold (Re)

$$\begin{aligned}
 De &= \frac{IDa^2 - ODip^2}{ODip} \\
 &= \frac{(2,469^2 - 1,66^2) \text{ in}^2}{1,66 \text{ in}} \\
 &= 2,0123 \text{ in} \\
 &= 0,1677 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{Ga \times De}{\mu a} \\
 &= \frac{389212 \text{ lb/jam.ft}^2 \times 0,1677 \text{ ft}}{50,6192 \text{ lb/ft.jam}} \\
 &= 1289,3632 \text{ (Laminer)}
 \end{aligned}$$





Dari Fig.24 Kern, 1995 page 834 diperoleh nilai jH sebesar 22

Maka annulus coefficient nya :

$$\begin{aligned}
 h_o &= jH \left( \frac{k}{De} \right) \left( \frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.25} \\
 &= 60 \left( \frac{0,1189 \frac{\text{BTU}}{\text{jam.ft} \cdot \text{°F}}}{0.1312 \text{ ft}} \right) \left( \frac{1,8721 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot \text{°F}} \cdot 16,2939 \frac{\text{lbm}}{\text{jam.ft}}}{0,1189 \frac{\text{BTU}}{\text{jam.ft} \cdot \text{°F}}} \right)^{1/3} \\
 &= 95,4288 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{F}
 \end{aligned}$$

**Inner pipe (fluida panas)**

Luas Aliran inner pipe (Aip)

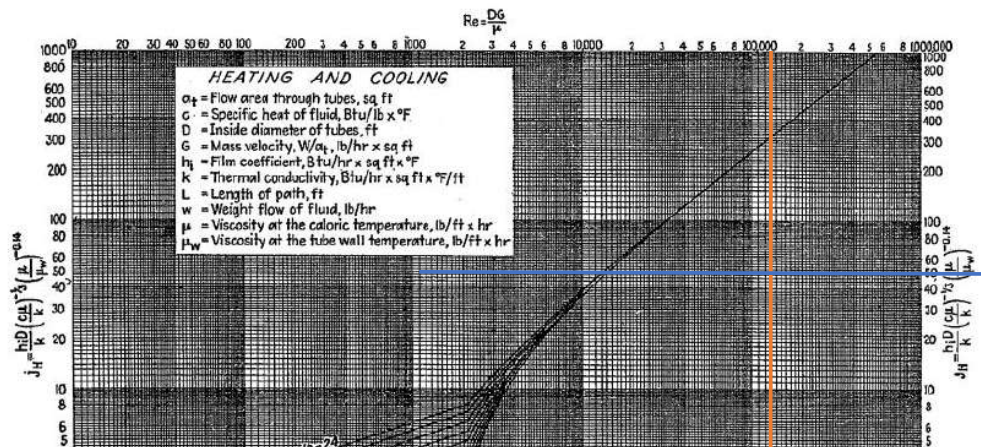
$$\begin{aligned}
 A_{ip} &= \frac{\pi \times ID_{ip}^2}{4} \\
 &= \frac{3,14 \times 1,38^2}{4} \\
 &= 1,495 \text{ in}^2 \\
 &= 0,01 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

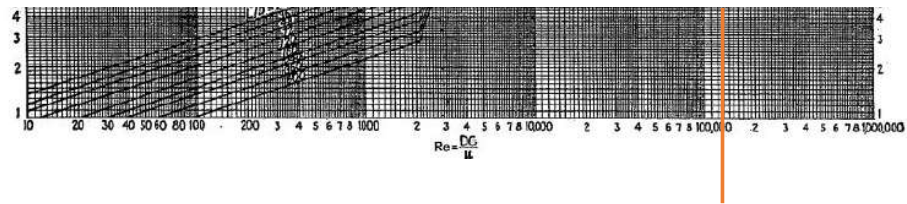
Kecepatan transfer massa (Gip)

$$\begin{aligned}
 G_{ip} &= \frac{W_u}{A_{ip}} \\
 &= \frac{7087,40 \text{ lb/jam}}{0,0104 \text{ ft}^2} \\
 &= 682687 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung bilangan reynold (Re)

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{G_{ip} \times ID_{ip}}{\mu_t} \\
 &= \frac{682687 \text{ lb/jam.ft}^2 \times 0,115 \text{ ft}}{0,3203 \text{ lb/ft.jam}} \\
 &= 245110,931 \text{ (Laminer)}
 \end{aligned}$$





Dari Fig.24 Kern, 1995 diperoleh nilai  $jH$  sebesar 90

Maka :

$$\begin{aligned}
 h_i &= jH \left( \frac{k}{ID} \right) \left( \frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \\
 &= 1000 \left( \frac{0,3951 \frac{\text{BTU}}{\text{jam. ft. } ^\circ\text{F}}}{0,172 \text{ ft}} \right) \left( \frac{0,5391 \frac{\text{BTU}}{\text{lb. } ^\circ\text{F}} \cdot 0,3203 \frac{\text{lbm}}{\text{jam. ft}}}{0,3951 \frac{\text{BTU}}{\text{jam. ft. } ^\circ\text{F}}} \right)^{1/3} \\
 &= 233,92799 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= \left( \frac{ID}{OD} \right) \times h_i \\
 &= \frac{0,1150 \text{ ft}}{0,1383 \text{ ft}} \times 233,928 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \\
 &= 194,470 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}
 \end{aligned}$$

Menghitung *Clean Overall Coefficient* ( $U_c$ )

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{194,470 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \times 95,43 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}}{194,470 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} + 95,43 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}} \\
 &= 64,016 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Faktor Pengotor ( $R_d$ ) terhitung

Dari tabel 8 Kern :

$$R_d \text{ min} = 0,003$$

$$\begin{aligned}
 R_d \text{ terhitung} &= \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} \\
 &= \frac{64,016 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} - 54,286 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}}{64,016 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \times 54,286 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}} \\
 &= 0,003
 \end{aligned}$$

$R_d$  terhitung  $>$   $R_d$  min total, maka alat dapat dikatakan layak digunakan



### 8. Menghitung Pressure Drop

#### ANNULUS

$$Re = 1289,3632$$

Faktor Friksi (f)

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{Re^{0,32}} \quad (\text{Kern, D.Q., pers. 3.47 hal. 53})$$

$$\begin{aligned} f &= 0,0014 + \frac{0,125}{1289^{0,32}} \\ &= 0,0140 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta f_a &= \frac{4 \times f \times G a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D e'} \\ &= \frac{4 \times 0,01 \times (389212 \text{ lb/jam.ft}^2)^2 \times 287 \text{ ft}}{2 \times 418000000 \text{ ft/jam}^2 \times (0,0934 \text{ lb/ft}^3)^2 \times 0,07 \text{ ft}} \\ &= 12,7515 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{G a}{3600 \times \rho} \\ &= \frac{389212,29 \text{ lb/jam.ft}^2}{3600 \text{ s/jam} \times 0,0934 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1157,64 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F1 &= N_h \times \frac{V^2}{2g'} \\ &= 12 \times \frac{(1157,64 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32,2 \text{ ft/s}^2} \\ &= 215,7092 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_a &= \frac{\rho \times (\Delta f_a + F1)}{144} \\ &= \frac{0,0934 \text{ lb/ft}^3 \times (12,8 + 215,7) \text{ ft}}{144 \text{ in}^2/\text{ft}^2} \\ &= 0,148 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\Delta P \text{ annulus max} = 10 \text{ psi}$$

$\Delta P \text{ annulus} \leq \Delta P \text{ annulus maksimum}$ , alat penukar kalor yang dipilih dapat dipakai

(Kern, D.Q., hal. 123)

#### INNER PIPE

$$Re = 245110,931$$

Faktor friksi (f)

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{Re^{0,32}}$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{245110,9^{0,32}}$$

$$= 0,0038$$

$$\Delta f_p = \frac{4 \times f \times G \text{ip}^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times \text{IDpipe}}$$

$$= \frac{4 \times 0,0038 \times (682687 \text{ lb/jam.ft}^2)^2 \times 287 \text{ ft}}{2 \times 418000000 \text{ ft/jam}^2 \times (49,2006 \text{ lb/ft}^3) \times 0,12 \text{ ft}}$$

$$= 8,6329 \text{ ft}$$

$$\Delta P_p = \frac{\rho \times \Delta f_p}{144}$$

$$= \frac{49,2006 \text{ lb/ft}^3 \times 8,6329 \text{ ft}}{144 \text{ in}^2/\text{ft}^2}$$

$$= 2,9496 \text{ psia}$$

$$\Delta P_{\text{pipe max}} = 10 \text{ psi}$$

$\Delta P_{\text{pipe}} < \Delta P_{\text{pipe max}}$ , maka alat ini layak untuk digunakan.

(Kern, D.Q., hal. 123)

**KESIMPULAN  
HEATER (HE-02)**

Fungsi : Memanaskan campuran Natrium Hidroksida (NaOH) dan Metanol (CH<sub>3</sub>OH) dari suhu 313 K sampai 330 K

Jenis : *Double Pipe Exchanger*

**Kondisi Operasi**

Suhu fluida dingin masuk	=	40,019 °C
Suhu fluida dingin keluar	=	57 °C
Suhu media pemanas masuk	=	110 °C
Suhu media pemanas keluar	=	110 °C
Annulus	=	Fluida dingin
Inner pipe	=	Fluida panas

**Annulus (Fluida Panas)**

Normal pipe size (NPS)	=	2,5	in
Sch. number	=	40	
Outside diameter (OD)	=	2,88	in
Inside diameter (ID)	=	2,469	in
Flow Area (ao)	=	4,79	in <sup>2</sup>
Inside surface area (Ai)	=	0,647	ft <sup>2</sup> /ft
Outside surface area (Ao)	=	0,753	ft <sup>2</sup> /ft
Pressure Drop	=	0,1482	psia

**Inner Pipe (Fluida Dingin)**

Normal pipe size (NPS)	=	1,25	in
Sch. number	=	40	
Outside diameter (OD)	=	1,66	in
Inside diameter (ID)	=	1,38	in
Flow Area (ao)	=	1,5	in <sup>2</sup>
Inside surface area (Ai)	=	0,362	ft <sup>2</sup> /ft
Outside surface area (Ao)	=	0,435	ft <sup>2</sup> /ft
Pressure Drop	=	2,9496	psia
Panjang pipa (L)	=	12	ft
Banyaknya hairpin	=	12	buah

**Koefisien Perpindahan Panas**

ho	=	95,43	BTU/jam.ft <sup>2</sup> .F
hio	=	194,47	BTU/jam.ft <sup>2</sup> .F
Uc	=	64,02	BTU/jam.ft <sup>2</sup> .F
Ud	=	54,2859	BTU/jam.ft <sup>2</sup> .F
Rd	=	0,0028	jam.ft <sup>2</sup> .F/BTU
Rd min	=	0,003	jam.ft <sup>2</sup> .F/BTU

**HEATER  
(HE-03)**

Tugas : Memanaskan udara lingkungan dari suhu 340 K sampai 393K  
 Jenis Alat : *Double Pipe Exchanger*  
 Kondisi Operasi : P = 1 atm  
                            $T_{in} = 30,83 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,8 \text{ K}$   
                            $T_{out} = 100 \text{ } ^\circ\text{C} = 373 \text{ K}$   
                            $T_{avg} = 65,41 \text{ } ^\circ\text{C} = 338,4 \text{ K}$

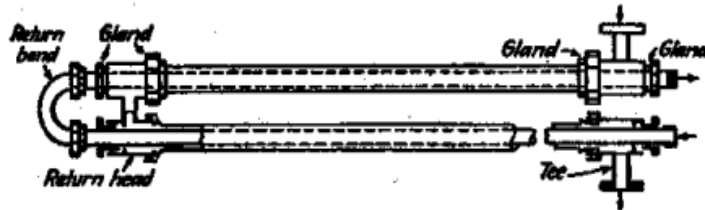


FIG. 6.1. Double pipe exchanger.

Komposisi Umpan

Massa udara dari *rotary drye* = 2922,377 kg/jam  
 = 6443,84 lb/jam

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Fraksi massa	Mol (kmol/jam)	Fraksi mol
N <sub>2</sub>	28	613,6991	0,2100	21,9178	0,2330
O <sub>2</sub>	32	2308,6775	0,7900	72,1462	0,7670
Total		2922,377	1,0000	94,0640	1,0000

**1. Data**

**a). Viskositas fase gas**

Persamaan yang digunakan

$$\mu = A + BT + CT^2$$

T : Suhu operasi (K)

$\mu$  : Viskositas fase cair (Cp)

Komponen	A	B	C
N <sub>2</sub>	42,6060	0,48	-9,88E-05
O <sub>2</sub>	44,2240	0,5620	-1,13E-04

(Yaws, 1999)

**b). Konduktivitas Termal**

Persamaan yang digunakan

Organic compounds :

$$k = 10^{(A+B(1-T/C)^{\frac{2}{3}})}$$

Inorganic compounds :

$$k = A + B.T + C.T^2$$

Dengan

T : operasi (K)

k : termal (W/(m.K))

Harga konduktivitas termal

Komponen	A	B	C
N <sub>2</sub>	0,00309	7,59E-05	-1,10E-08
O <sub>2</sub>	0,00121	8,62E-05	-1,33E-08

(Yaws, 1999)

**c). Kapasitas Panas Fase Vapor**

Persamaan yang digunakan

$$C_{pg} \text{ (kJ/kmol.K)} = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4$$

Harga konstanta kapasitas panas fase gas

Komponen	A	B	C	D	E
N <sub>2</sub>	29,342	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,5935E-13
O <sub>2</sub>	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,8607E-12

**d). Sifat Fisis Fluida Panas Pada Suhu Tav**

Komponen	Massa (kg/jam)	x	μ (cP)	ρ	K	Cp
N <sub>2</sub>	613,699072	0,210	1,92E+02	1,512458	0,0275	29,13443
O <sub>2</sub>	2308,677461	0,790	2,21E+02	1,728524	0,0288	29,7272
Total	2922,376533	1,000	4,14E+02	3,240982	0,056363	58,86162

Komponen	μ .x	ρ .x	K .x	Cp .x
N <sub>2</sub>	40,32792	0,317616	0,00578	6,11823
O <sub>2</sub>	174,9625	1,365534	0,022782	23,48449
Total	215,2904	1,68315	0,028562	29,60271

Konduktivitas thermal (K = 0,0286 W/m.K = 0,0166 BTU/jam.ft.F

Viskositas (μt) = 0,0215 cP = 0,052081 lb/jam.ft

Densitas (ρ) = 1,68315 Kg/m<sup>3</sup> = 0,105076 lb/ft<sup>3</sup>

Kapasitas panas (Cp) = 29,6027 kJ/kg.K = 7,0705 BTU/lb.F

Massa umpan (Wu) = 2922,377 kg/jam = 6436,953 lb/jam

**2. Beban Panas**

Suhu masuk (t1) = 30,83 °C = 303,8 K

Suhu keluar (t2) = 100 °C = 373 K

**a). Panas Masuk**

Suhu masuk = 30,83 °C = 303,8 K

Suhu reference = 25 °C = 298 K

Komponen	Mol (kmol/jam)	f Cp.dT	n f Cp.dT
N <sub>2</sub>	21,9178	169,4479	3713,9297
O <sub>2</sub>	72,1462	171,8139	12395,7160
Total	94,0640	341,2618	16109,646

**b). Panas Keluar**

$$\begin{aligned} \text{Suhu keluar} &= 100 \text{ }^\circ\text{C} = 373 \text{ K} \\ \text{Suhu reference} &= 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Mol (kmol/jam)	f Cp.dT	n f Cp.dT
N <sub>2</sub>	21,9178	2184,8917	47888,071
O <sub>2</sub>	72,1462	2228,4033	160770,7664
Total	94,0640	4413,2950	208658,837

$$\begin{aligned} \text{Beban panas} &= \text{Panas keluar} - \text{Panas masuk} \\ &= 208658,8372 \text{ kJ/jam} - 16109,64577 \text{ kJ/jam} \\ &= 192549,1914 \text{ kJ/jam} \\ &= 203139,3969 \text{ BTU/jam} \end{aligned}$$

**3. Kebutuhan Pemanas**

Pemanas yang digunakan pada HE-01 adalah steam jenuh

$$\begin{aligned} \text{Suhu masuk (T1)} &= 110 \text{ }^\circ\text{C} = 383 \text{ K} \\ \text{Suhu keluar (T2)} &= 110 \text{ }^\circ\text{C} = 383 \text{ K} \\ \text{Suhu rerata (Tavg)} &= 110 \text{ }^\circ\text{C} = 383 \text{ K} \end{aligned}$$

Sifat fisis steam pada suhu rerata :

$$\begin{aligned} \text{Berat molekul (BM)} &= 18 \\ \text{Konduktivitas thermal (K)} &= 0,6781 \text{ w/mK} = 0,3933 \text{ Btu/ft.jam.}^\circ\text{F} \\ \text{Viskositas } (\mu) &= 1246 \text{ mcp} = 0,3203 \text{ lb/ft.jam} \\ \text{Rapat massa } (\rho) &= 0,826 \text{ kg/m}^3 = 0,0934 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Kapasitas panas (Cp)} &= 2,177 \text{ kJ/kg.K} = 0,5391 \text{ BTU/lb.F} \\ \text{Entalpi cair (Hl)} &= 461,3 \text{ kJ/kg} \\ \text{Entalpi gas (Hg)} &= 2691,3 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas laten (Hfg)} &= Hg - Hf \\ &= 2691,3 - 461,3 \\ &= 2230 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa steam (W)} &= \frac{Qh}{Hfg} \\ &= \frac{192549,1914 \text{ kJ/jam}}{2230 \text{ kJ/kg}} \\ &= 86,3449 \text{ kg/jam} \\ &= 190,3906 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

**4. Menentukan Luas Transfer Panas**

Menghitung  $\Delta T$  LMTD

$$T1 = 110 \text{ }^\circ\text{C} = 383 \text{ K} = 229,7 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T2 = 110 \text{ }^\circ\text{C} = 383 \text{ K} = 229,7 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t1 = 30,83 \text{ }^\circ\text{C} = 303,8 \text{ K} = 87,22 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t2 = 100 \text{ }^\circ\text{C} = 373 \text{ K} = 211,7 \text{ }^\circ\text{F}$$

Dari pers. 5.14 Kern :

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{\ln\left(\frac{T1 - t2}{T2 - t1}\right)}$$

$$= 60,18 \text{ }^\circ\text{F}$$

**Transfer panas keseluruhan**

Heaters		
Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Steam	Water	200-700§
Steam	Methanol	200-700§
Steam	Ammonia	200-700§
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 2.0 cp	200-700
Steam	More than 2.0 cp	100-500§
Steam	Light organics	100-200
Steam	Medium organics	50-100
Steam	Heavy organics	6-60
Steam	Gases	5-50¶

Dari tabel 8., Kern, hal 840, range  $U_D = 5 - 50 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}$

Fluida panas = Steam

Fluida dingin = Gases

Dipilih  $U_D = 46,5 \text{ BTU/jam.ft}^2$

Maka dapat dihitung :

Luas transfer panas yang dibutuhkan :

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{lmtd}}$$

$$= \frac{203139,3969 \text{ BTU/jam}}{46,5 \text{ BTU/jam.ft}^2 \times 60,18 \text{ F}}$$

$$= 72,5951 \text{ ft}^2$$

compared with other types of equipment. However, the double pipe exchanger is of greatest use where the total required heat-transfer surface is small, 100 to 200 ft<sup>2</sup> or less.

Karena  $A < 200 \text{ ft}^2$  maka digunakan HE jenis double pipe

(Kern, D. Q, 1983 hal 103)

5. Memilih Tipe Hairpin

Dari tabel 6.2 Kern, D. Q, 1983 hal 110, dipilih type 3 x 2

TABLE 6.2. FLOW AREAS AND EQUIVALENT DIAMETERS IN DOUBLE PIPE EXCHANGERS

Exchanger, IPS	Flow area, in. <sup>2</sup>		Annulus, in.	
	Annulus	Pipe	d <sub>i</sub>	d <sub>e</sub>
2 × 1¼	1.19	1.50	0.915	0.40
2½ × 1¼	2.63	1.50	2.02	0.81
3 × 2	2.93	3.35	1.57	0.69
4 × 3	3.14	7.38	1.14	0.53

Dari Kern D. Q., "Process Heat Transfer", tabel 11, halaman 844 dipilih :

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
⅜	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
¼	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
⅜	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
½	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
¾	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1¼	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1½	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2½	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
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

Inner Pipe :

NPS = 1,25 in  
 Sch. Num = 40  
 OD = 1,66 in = 0,138 ft  
 ID = 1,38 in = 0,115 ft  
 ao = 1,5 in<sup>2</sup>  
 Ai = 0,362 ft<sup>2</sup>/ft  
 Ao = 0,435 ft<sup>2</sup>/ft

Annulus :

NPS = 2 in  
 Sch. Num = 40  
 OD = 2,38 in = 0,198 ft  
 ID = 2,067 in = 0,172 ft  
 ao = 3,25 in<sup>2</sup>  
 Ai = 0,542 ft<sup>2</sup>/ft  
 Ao = 0,622 ft<sup>2</sup>/ft



Menghitung panjang total (L)

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{A_o \text{ inner pipe}} \\ &= \frac{72,5951}{0,435} \\ &= 166,8853 \text{ ft} \\ &= 50,86664 \text{ m} \end{aligned}$$

Panjang tabung standar berkisar antara 6ft, 8ft, 12ft, 16 ft, 20 ft dan 24 ft. Towler dan Sinnott, Chemical Engineering Design Principles, Mc Graw Hill, New York, 2008, halaman 805 Dipilih panjang tabung standar  $l_t$  : 12 ft, banyaknya hairpin dihitung dengan :

$$\begin{aligned} N_h &= \frac{L}{(2 \times l_t)} \\ &= \frac{166,8853}{2 \times 12} \\ &= 6,9536 \\ &= 7 \end{aligned}$$

Menghitung luas perpindahan total terkoreksi

$$\begin{aligned} A \text{ terkoreksi} &= l_t \times N_h \times 2 \times A_o \text{ inner pipe} \\ &= 12 \times 7 \times 2 \times 0,435 \\ &= 73,0800 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

**Design Over all Coeffisient Terkoreksi (UDt)**

$$\begin{aligned} U_{dt} &= \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta T \text{ LMTD}} \\ &= \frac{203139,3969 \text{ BTU/jam}}{73,1 \text{ ft}^2 \times 60 \text{ F}} \\ &= 46,1915 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

## 6. Menentukan Route Fluida

Annulus = Fluida dingin (umpan)

Inner pipe = Fluida panas (steam)

## 7. Menghitung koef. $h_i$ , $h_{io}$ , $h_o$ dan $U_c$

**Annulus (fluida dingin) :**

Luas Aliran anulus ( $A_a$ )

$$\begin{aligned} A_a &= \frac{\pi \times (ID_a^2 - OD_{ip}^2)}{4} \\ &= \frac{3,14 \times (2,067^2 - 1,66^2)}{4} \\ &= 1,191 \text{ in}^2 \\ &= 0,008 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

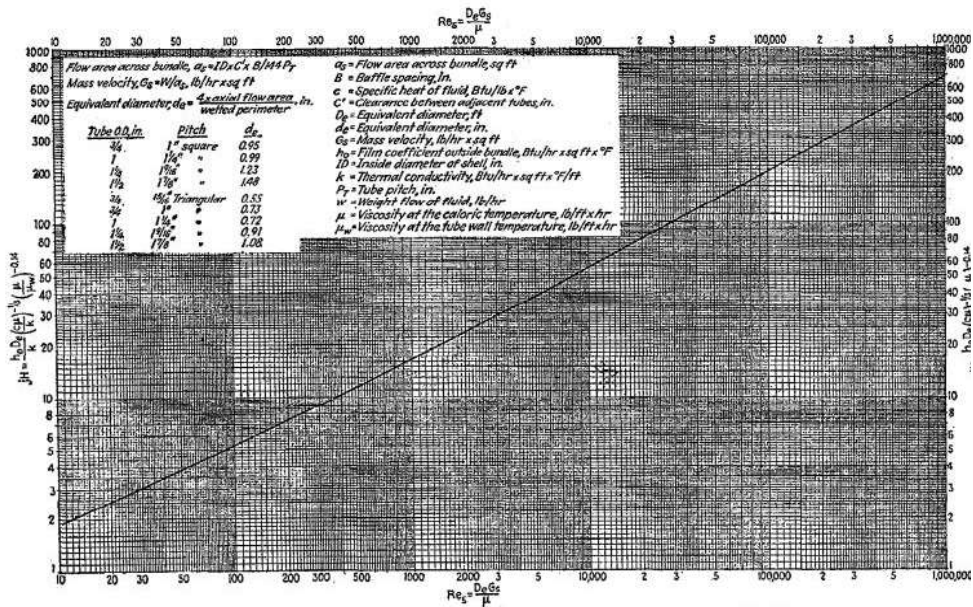
Kecepatan transfer massa (Ga)

$$\begin{aligned}
 Ga &= \frac{W}{Aa} \\
 &= \frac{6437,0 \text{ lb/jam}}{0,0083 \text{ ft}^2} \\
 &= 778430 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung bilangan reynold (Re)

$$\begin{aligned}
 De &= \frac{IDa^2 - ODip^2}{ODip} \\
 &= \frac{(2,067^2 - 1,66^2) \text{ in}^2}{1,66 \text{ in}} \\
 &= 0,9138 \text{ in} \\
 &= 0,0761 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{Ga \times De}{\mu a} \\
 &= \frac{778430 \text{ lb/jam.ft}^2 \times 0,0761 \text{ ft}}{0,0521 \text{ lb/ft.jam}} \\
 &= 1138165
 \end{aligned}$$



Dari Fig.24 Kern, 1995 page 834 diperoleh nilai jH sebesar 1000

Maka annulus coefficient nya :

$$\begin{aligned}
 ho &= jH \left( \frac{k}{De} \right) \left( \frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.25} \\
 &= 60 \left( \frac{0,1189 \frac{\text{BTU}}{\text{jam.ft} \cdot \text{°F}}}{0,1312 \text{ ft}} \right) \left( \frac{1,8721 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot \text{°F}} \cdot 16,2939 \frac{\text{lbm}}{\text{jam.ft}}}{0,1189 \frac{\text{BTU}}{\text{jam.ft} \cdot \text{°F}}} \right)^{1/3} \\
 &= 150,3872 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{F}
 \end{aligned}$$

**Inner pipe (fluida panas)**

Luas Aliran inner pipe (Aip)

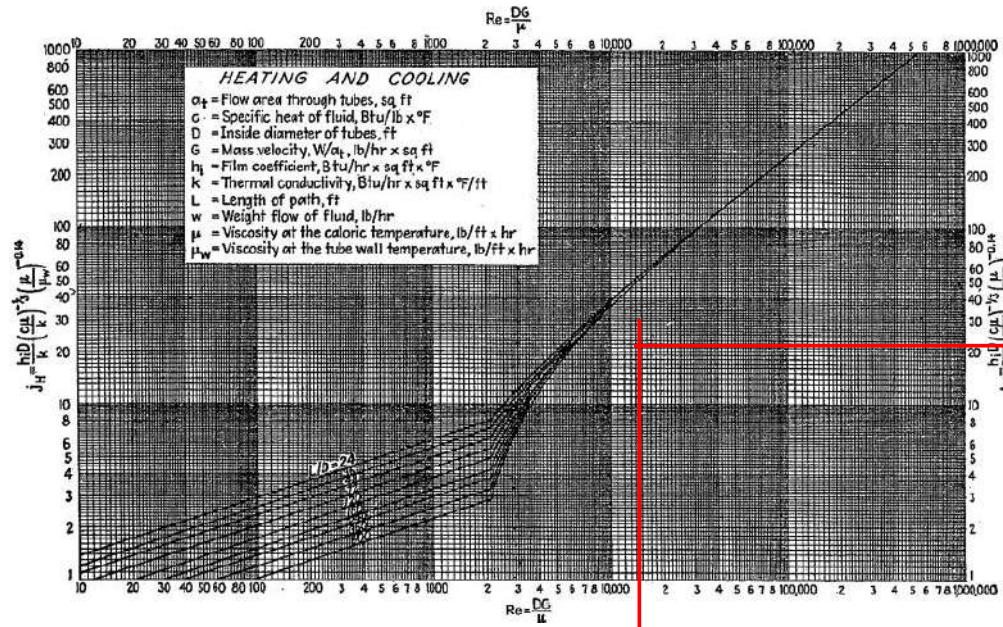
$$\begin{aligned}
 A_{ip} &= \frac{\pi \times ID_{ip}^2}{4} \\
 &= \frac{3,14 \times 1,38^2}{4} \\
 &= 1,495 \text{ in}^2 \\
 &= 0,01 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan transfer massa (Gip)

$$\begin{aligned}
 G_{ip} &= \frac{W_u}{A_{ip}} \\
 &= \frac{190,39 \text{ lb/jam}}{0,0104 \text{ ft}^2} \\
 &= 18339 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung bilangan reynold (Re)

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{G_{ip} \times ID_{ip}}{\mu_t} \\
 &= \frac{18339 \text{ lb/jam.ft}^2 \times 0,115 \text{ ft}}{0,3203 \text{ lb/ft.jam}} \\
 &= 6584,473
 \end{aligned}$$



Dari Fig.24 Kern, 1995 diperoleh nilai jH sebesar 38

Maka :

$$h_i = jH \left( \frac{k}{ID} \right) \left( \frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$= 1000 \left( \frac{0,3951 \frac{\text{BTU}}{\text{jam. ft. } ^\circ\text{F}}}{0,172 \text{ ft}} \right) \left( \frac{0,5391 \frac{\text{BTU}}{\text{lb. } ^\circ\text{F}} \cdot 0,3203 \frac{\text{lbm}}{\text{jam. ft}}}{0,3951 \frac{\text{BTU}}{\text{jam. ft. } ^\circ\text{F}}} \right)^{1/3}$$

$$= 98,7696 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$h_{io} = \left( \frac{ID}{OD} \right) \times h_i$$

$$= \frac{0,1150 \text{ ft}}{0,1383 \text{ ft}} \times 98,770 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$= 82,110 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}$$

Menghitung Clean Overall Coefficient ( $U_c$ )

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

$$= \frac{82,110 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \times 150,39 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}}{82,110 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} + 150,39 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}}$$

$$= 53,111 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}$$

### Menentukan Faktor Pengotor ( $R_d$ ) terhitung

Dari tabel 8 Kern :

$$R_d \text{ min} = 0,003$$

$$R_d \text{ terhitung} = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d}$$

$$= \frac{53,111 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} - 46,191 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}}{53,111 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \times 46,191 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F}}$$

$$= 0,003$$

$R_d$  terhitung >  $R_d$  min total, maka alat dapat dikatakan layak digunakan

### 8. Menghitung *Pressure Drop*

#### ANNULUS

$$Re = 1138165$$

Faktor Friksi ( $f$ )

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{Re^{0,32}} \quad (\text{Kern, D.Q., pers. 3.47 hal. 53})$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{1138165^{0,32}}$$

$$= 0,0028$$

$$\Delta f_a = \frac{4 \times f \times G a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D e'}$$

$$= \frac{4 \times 0,003 \times (778430 \text{ lb/jam.ft}^2)^2 \times 167 \text{ ft}}{2 \times 4,18\text{E}+08 \text{ ft/jam}^2 \times (0,1051 \text{ lb/ft}^3)^2 \times 0,03 \text{ ft}}$$

$$= 4,7171 \text{ ft}$$

$$V = \frac{G_a}{3600 \times \rho}$$

$$= \frac{778429,62 \text{ lb/jam.ft}^2}{3600 \text{ s/jam} \times 0,1051 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 2057,85 \text{ ft/s}$$

$$F1 = N_h \times \frac{V^2}{2g'}$$

$$= 7 \times \frac{(2057,85 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32,2 \text{ ft/s}^2}$$

$$= 223,6798 \text{ ft}$$

$$\Delta P_a = \frac{\rho \times (\Delta f_a + F1)}{144}$$

$$= \frac{0,1051 \text{ lb/ft}^3 \times (4,7 + 223,7) \text{ ft}}{144 \text{ in}^2/\text{ft}^2}$$

$$= 0,167 \text{ psia}$$

$$\Delta P \text{ annulus max} = 10 \text{ psi}$$

$\Delta P \text{ annulus} \leq \Delta P \text{ annulus maksimum}$ , alat penukar kalor yang dipilih dapat dipakai  
(Kern, D.Q., hal. 123)

### INNER PIPE

$$Re = 6584,473$$

Faktor friksi (f)

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{Re^{0,32}}$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{6584,5^{0,32}}$$

$$= 0,0089$$

$$\Delta f_p = \frac{4 \times f \times G_{ip}^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times ID_{pipe}}$$

$$= \frac{4 \times 0,009 \times (18339 \text{ lb/jam.ft}^2)^2 \times 167 \text{ ft}}{2 \times 4,18\text{E}+08 \text{ ft/jam}^2 \times (0,0934 \text{ lb/ft}^3)^2 \times 0,115 \text{ ft}}$$

$$= 2382,522 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_p &= \frac{\rho \times \Delta f_p}{144} \\ &= \frac{0,0934 \text{ lb/ft}^3 \times \text{##### ft}}{144 \text{ in}^2/\text{ft}^2} \\ &= 1,5452 \text{ psia}\end{aligned}$$

$$\Delta P_{\text{pipe max}} = 10 \text{ psi}$$

$\Delta P_{\text{pipe}} < \Delta P_{\text{pipe max}}$ , maka alat ini layak untuk digunakan.

(Kern, D.Q., hal. 123)

**KESIMPULAN  
HEATER (HE-03)**

Fungsi : Memanaskan udara lingkungan dari suhu 340 K sampai 393K  
 Jenis : *Double Pipe Exchanger*

**Kondisi Operasi**

Suhu fluida dingin masuk = 30,83 °C  
 Suhu fluida dingin keluar = 100 °C  
 Suhu media pemanas masuk = 110 °C  
 Suhu media pemanas keluar = 110 °C  
 Annulus = Fluida dingin  
 Inner pipe = Fluida panas

**Annulus (Fluida Panas)**

Normal pipe size (NPS) = 2 in  
 Sch. number = 40  
 Outside diameter (OD) = 2,38 in  
 Inside diameter (ID) = 2,067 in  
 Flow Area (ao) = 3,25 in<sup>2</sup>  
 Inside surface area (Ai) = 0,542 ft<sup>2</sup>/ft  
 Outside surface area (Ao) = 0,622 ft<sup>2</sup>/ft  
 Pressure Drop = 0,1667 psia

**Inner Pipe (Fluida Dingin)**

Normal pipe size (NPS) = 1,25 in  
 Sch. number = 40  
 Outside diameter (OD) = 1,66 in  
 Inside diameter (ID) = 1,38 in  
 Flow Area (ao) = 1,5 in<sup>2</sup>  
 Inside surface area (Ai) = 0,362 ft<sup>2</sup>/ft  
 Outside surface area (Ao) = 0,435 ft<sup>2</sup>/ft  
 Pressure Drop = 1,5452 psia  
 Panjang pipa (L) = 50,8666 ft  
 Banyaknya hairpin = 7 buah

**Koefisien Perpindahan Panas**

ho = 150,39 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F  
 hio = 82,11 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F  
 Uc = 53,11 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F  
 Ud = 46,1915 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F  
 Rd = 0,0028 jam.ft<sup>2</sup>.F/BTU  
 Rd min = 0,003 jam.ft<sup>2</sup>.F/BTU

**SCREW CONVEYOR  
(SC-01)**

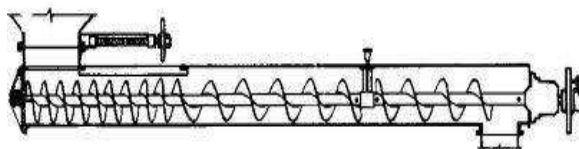
Tugas : Mengangkut Polivinil Asetat (CH<sub>3</sub>CHCOOCH<sub>3</sub>)<sub>n</sub> dari Silo-01 menuju *Bucket Elevator* (BE-02) untuk di masukan ke *Mixer* (M-01).

Jenis : *Horizontal Screw Conveyor*

Kondisi Operasi

T : 30 °C

P : 1 atm



Gambar 1. *Horizontal Screw Conveyor*

Komposisi bahan yang diangkut :

Komponen	Massa(kg/jam)	ρ (kg/L)	xi	ρi xi (kg/L)
(CH <sub>3</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	12591,1246	1,1860	0,99	1,1741
CH <sub>3</sub> OH	127,1831	0,7828	0,01	0,0078
Total	12718,3077			1,1820

**1. Umpan Masuk**

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa masuk} &= \frac{12718,3077 \text{ kg/jam}}{1,1820 \text{ kg/L}} \\ &= 10760,2803 \text{ L/jam} \\ &= 10,7603 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 379,9957 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Untuk faktor keamanan dirancang *over design* sebesar 20%, sehingga kapasitas mer  
Kapasitas = 1,2 x 12718,3077 kg/jam  
= 15261,9692 kg/jam

**2. Perancangan Screw Conveyor**

Untuk kapasitas 15261,9692 kg/jam atau 15,2620 ton/jam  
Dari tabel 21-6 Perry,s ed.8 halaman 21-8 diperoleh :

TABLE 21-6 Screw-Conveyor Data for 50-lb/ft<sup>3</sup> Material and Pipe-Mounted Sectional Spiral Flights\*

Capacity†	Diam. of flights, in	Diam. of pipe, in†	Diam. of shafts, in	Hanger centers, ft	Max. size of lumps				Speed, r/min	Max. torque capacity, in-lb	Feed section diam., in	hp at motor†					Max. hp capacity at speed listed
					All lumps	Lumps 20 to 25%	10% or less					15-ft max. length	30-ft max. length	45-ft max. length	60-ft max. length	75-ft max. length	
5	200	9	2½	2	10	¾	1¼	2¼	40	7,600	6	0.43	0.85	1.27	1.69	2.11	4.8
10	400	10	2½	2	10	¾	1½	2½	55	7,600	9	0.85	1.69	2.25	3.00	3.75	6.6
15	600	10	2½	2	10	¾	1½	2½	80	7,600	9	1.27	2.25	3.38	3.94	4.93	9.6
	12	3½	3	12	1	2	3	45	7,600	10	1.27	2.25	3.38	3.94	4.93	5.4	
20	800	12	2½	2	12	1	2	3	60	7,600	10	1.69	3.00	3.94	4.87	5.63	7.2
		3½	3	12	1	2	3	60	16,400	10	1.69	3.00	3.94	4.87	5.63	15.6	
		12	2½	2	12	1	2	3	75	7,600	10	2.12	3.75	4.93	5.63	6.55	9.0



25	1000	12	3 1/2	3	12	1 1/4	2 1/2	3 1/2	45	16,400	12	2.12	3.75	4.93	5.63	6.55	9.0
		14	3 3/4	3		1 1/4	2 1/2	3 1/2	55	16,400	12	2.12	3.75	4.93	5.63	6.55	11.7
30	1200	14	3 3/4	3	12	1 1/4	2 1/2	3 1/2	65	16,400	12	2.25	3.94	5.05	6.75	7.50	14.3
35	1400	14	3 3/4	3	12	1 1/4	2 1/2	3 1/2	65	16,400	12	2.62	4.58	5.90	7.00	8.75	16.9
40	1600	16	3 3/4	3	12	1 1/4	3	4	50	16,400	14	3.00	4.50	6.75	8.00	10.00	13.0

\*Fairfield Engineering Co. data in U.S. customary system. To convert cubic feet per hour to cubic meters per hour, multiply by 0.02832; to convert tons per hour to metric tons per hour, multiply by 0.9072; and to convert screw size in inches to the nearest screw size in centimeters, multiply by 2.5.

†Capacities are based on screws carrying 31 percent of their cross section and, in the case of feed sections with half-pitch flights, based on 100 percent of their cross section.

‡Pipe sizes given are for 1/2-in (6.35-mm) flights.

§Horsepowers listed are calculated for average conditions and are of the proper motor size with factors for length of conveyor, momentary overloads, etc., taken into consideration.

Sehingga dipilih :

- Diameter *flight* (sirip) = 10 in
- Diameter pipa tengah = 2,5 in
- Diameter poros = 2 in
- Kecepatan putaran = 45 rpm
- Panjang *screw conveyor* yang dibutuhkan 4,19 m = 13,747 ft

### 3. Daya Motor Penggerak

Berdasarkan G.G. Brown halaman 53 diperoleh rumus :

$$\text{Horsepower} = \frac{(\text{coefficient}) \times (\text{capacity, lb/min}) \times (\text{length, ft})}{33000}$$

Diketahui *coefficient* untuk grain : 1,3 (Brown, halaman 53)

Sehingga,

Horsepower	
=	$\frac{(\text{Coefficient})(\text{Capacity, lb/min})(\text{Length, ft})}{33,000}$
where coefficient	= 4.0 for ashes.
	= 2.5 for coal.
	= 1.3 for grain.

$$\begin{aligned} \text{Horsepower} &= \frac{1,3 \times 559,61 \text{ lb/mnt} \times 13,7500 \text{ ft}}{33000} \\ &= 0,3031 \text{ Hp} \\ &= 226,04 \text{ W} \\ &= 0,226 \text{ kW} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 3.1 Towler diperoleh efisiensi motor

**Table 3.1.** Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

$$\text{Efisiensi} = 80 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Maka daya pengaduk} &= \frac{0,226}{80\%} \\ &= 0,2825 \text{ kW} \\ &= 282,55 \text{ W} \end{aligned}$$

$$= 0,3789 \text{ Hp}$$

Digunakan motor pengaduk standar, diperoleh dari Ludwig, E. F., *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf, Publishing, Co. Houston, 2001 edisi 3, hal. 628

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> 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 motor standar 0,50 Hp

**KESIMPULAN**  
**SCREW CONVEYOR (SC-01)**

Tugas : Mengangkut Polivinil Asetat ( $(\text{CH}_3\text{CHCOOCH}_3)_n$ ) dari Silo-01 menuju  
*Bucket Elevator* (BE-02) untuk di masukan ke *Mixer* (M-01).

Jenis : *Horizontal Screw Conveyor*

Kapasitas = 15261,9692 kg/jam  
Panjang = 4,19 m  
Diameter = 0,254 m  
Daya motor = 0,50 Hp  
Bahan konstruksi = Carbon Steel SA 283 grade C

**SCREW CONVEYOR  
(SC-02)**

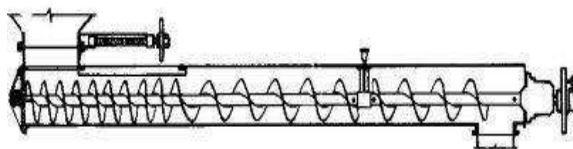
Tugas : Mengangkut Natrium Hidroksida (NaOH) dari Silo-02 menuju *Bucket Elevator* (SC-04) untuk di masukan ke Mixer (M-02).

Jenis : *Horizontal Screw Conveyor*

Kondisi Operasi

T : 30 °C

P : 1 atm



Gambar 1. *Horizontal Screw Conveyor*

Komposisi bahan yang diangkut :

Komponen	Massa(kg/jam)	$\rho$ (kg/L)	$x_i$	$\rho_i x_i$ (kg/L)
NaOH	62,9556	1,9093	0,99	1,8902
H <sub>2</sub> O	0,6359	1,0230	0,01	0,0102
Total	63,5915			1,9004

**1. Umpan Masuk**

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa masuk} &= \frac{63,5915}{1,9004} \text{ kg/jam} \\ &= 33,4616 \text{ L/jam} \\ &= 0,0335 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 1,1817 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Untuk faktor keamanan dirancang *over design* sebesar 20%, sehingga kapasitas mer

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 1,2 \times 63,5915 \text{ kg/jam} \\ &= 76,3098 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**2. Perancangan Screw Conveyor**

Untuk kapasitas 76,3098 kg/jam atau 0,0763 ton/jam

Dari tabel 21-6 Perry,s ed.8 halaman 21-8 diperoleh :

TABLE 21-6 Screw-Conveyor Data for 50-lb/ft<sup>3</sup> Material and Pipe-Mounted Sectional Spiral Flights\*

Capacity) Tons/ h	ft <sup>3</sup> /h	Diam. of flights, in	Diam. of pipe, in	Diam. of shafts, in	Hanger centers, ft	Max. size of lumps			Speed, r/min	Max. torque capacity, in lb	Feed section diam., in	lip at motor)					Max. lip capacity at speed listed
						All lumps	Lumps 20 to 25%	Lumps 10% or less				15-ft max. length	30-ft max. length	45-ft max. length	60-ft max. length	75-ft max. length	
5	200	9	2½	2	10	¾	1½	2¼	40	7,600	6	0.43	0.85	1.27	1.69	2.11	4.8
10	400	10	2½	2	10	¾	1½	2¼	55	7,600	9	0.85	1.69	2.25	3.00	3.75	6.6
15	600	10	2½	2	10	¾	1½	2¼	80	7,600	9	1.27	2.25	3.38	3.94	4.93	9.6
		12	3½	3	12	1	2	3	45	7,600	10	1.27	2.25	3.38	3.94	4.93	5.4
20	800	12	2½	2	12	1	2	3	60	7,600	10	1.69	3.00	3.94	4.87	5.63	7.2
		12	3½	3	12	1	2	3	60	16,400	10	1.69	3.00	3.94	4.87	5.63	15.6

25	1000	12	2½	2	12	1	2	3	75	7,600	10	2.12	3.75	4.93	5.63	6.55	9.0
		14	3½	3		1½	2½	3½	45	16,400	12	2.12	3.75	4.93	5.63	6.55	11.7
30	1200	14	3½	3	12	1½	2½	3½	55	16,400	12	2.25	3.94	5.05	6.75	7.50	14.3
35	1400	14	3½	3	12	1½	2½	3½	65	16,400	12	2.62	4.58	5.90	7.00	8.75	16.9
40	1600	16	3½	3	12	1½	3	4	50	16,400	14	3.00	4.50	6.75	8.00	10.00	13.0

\*Fairfield Engineering Co. data in U.S. customary system. To convert cubic feet per hour to cubic meters per hour, multiply by 0.02832; to convert tons per hour to metric tons per hour, multiply by 0.9073; and to convert screw size in inches to the nearest screw size in centimeters, multiply by 2.5.

†Capacities are based on screws carrying 31 percent of their cross section and, in the case of feed sections with half-pitch flights, based on 100 percent of their cross section.

‡Pipe sizes given are for ¼-in (6.35-mm) flights.

§Horsepowers listed are calculated for average conditions and are of the proper motor size with factors for length of conveyor, momentary overloads, etc., taken into consideration.

Sehingga dipilih :

- Diameter *flight* (sirip) = 10 in
- Diameter pipa tengah = 2,5 in
- Diameter poros = 2 in
- Kecepatan putaran = 45 rpm
- Panjang *screw conveyor* yang dibutuhkan 10,55 m = 34,613 ft

### 3. Daya Motor Penggerak

Berdasarkan G.G. Brown halaman 53 diperoleh rumus :

$$Horsepower = \frac{(\text{coefficient}) \times (\text{capacity, lb/min}) \times (\text{length, ft})}{33000}$$

Diketahui *coefficient* untuk grain : 1,3 (Brown, halaman 53)

Sehingga,

Horsepower	
=	$\frac{(\text{Coefficient})(\text{Capacity, lb/min})(\text{Length, ft})}{33,000}$
where coefficient	= 4.0 for ashes.
	= 2.5 for coal.
	= 1.3 for grain.

$$\begin{aligned}
 Horsepower &= \frac{1,3 \times 2,798 \text{ lb/mnt} \times 34,6200 \text{ ft}}{33000} \\
 &= 0,0038 \text{ Hp} \\
 &= 2,8456 \text{ W} \\
 &= 0,0028 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 3.1 Towler diperoleh efisiensi motor

**Table 3.1.** Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

$$\text{Efisiensi} = 80 \%$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka daya pengaduk} &= \frac{0,0028}{80\%} \\
 &= 0,0036 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= 3,557 \text{ W} \\ &= 0,0048 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan motor pengaduk standar, diperoleh dari Ludwig, E. F., *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf, Publishing, Co. Houston, 2001 edisi 3, hal. 628

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> 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 motor standar 0,50 Hp

**KESIMPULAN**  
**SCREW CONVEYOR (SC-02)**

Tugas : Mengangkut Natrium Hidroksida (NaOH) dari Silo-02 menuju *Bucket Elevator* (SC-04) untuk di masukan ke Mixer (M-02).

Jenis : *Horizontal Screw Conveyor*

Kapasitas = 76,3098 kg/jam  
Panjang = 10,55 m  
Diameter = 0,254 m  
Daya motor = 0,50 Hp  
Bahan konstruksi = Carbon Steel SA 283 grade C

**SCREW CONVEYOR  
(SC-03)**

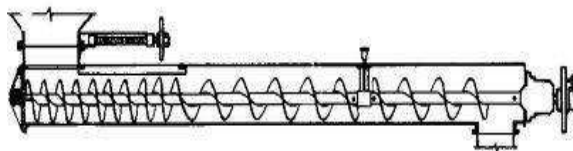
Tugas : Mengangkut Polivinil Alkohol (CH<sub>2</sub>CHOH)<sub>n</sub> dari *Rotary Dryer (RD-01)* menuju Bucket Elevator (BE-05) untuk di masukan ke Silo (S-03).

Jenis : *Horizontal Screw Conveyor*

Kondisi Operasi

T : 30 °C

P : 1 atm



Gambar 1. *Horizontal Screw Conveyor*

Komposisi bahan yang diangkut :

Komponen	Massa(kg/jam)	ρ (kg/L)	xi	ρi xi (kg/L)
(CH <sub>3</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	0,0504	1,1860	0,000008	0,000009
CH <sub>3</sub> OH	0,7674	0,7828	0,000122	0,000095
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	6313,1313	1,2880	0,999532	1,287397
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	2,1235	0,9210	0,000336	0,000310
NaOH	0,0126	1,9093	0,000002	0,000004
H <sub>2</sub> O	0,0035	1,0230	0,000001	0,000001
Total	6316,0887		1,0000	1,2878

**1. Umpan Masuk**

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa masuk} &= \frac{6316,0887}{1,2878} \text{ kg/jam} \\ &= 4904,4981 \text{ L/jam} \\ &= 4,9045 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 173,2007 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Untuk faktor keamanan dirancang *over design* sebesar 20%, sehingga kapasitas mer

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 1,2 \times 6316,0887 \text{ kg/jam} \\ &= 7579,3064 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**2. Perancangan Screw Conveyor**

Untuk kapasitas 7579,3064 kg/jam atau 7,5793 ton/jam

Dari tabel 21-6 Perry,s ed.8 halaman 21-8 diperoleh :

TABLE 21-6 Screw-Conveyor Data for 50-lb/ft<sup>3</sup> Material and Pipe-Mounted Sectional Spiral Flights\*

Capacity†	Diam of flights, in	Diam of pipe, in†	Diam of shafts, in	Hanger centers, ft	Max. size of lumps				Speed, r/min	Max. torque capacity, in·lb	Feed section diam., in	hp at motor†					Max. hp capacity at speed listed
					All	Lumps 20 to 25%	Lumps 10% or less	15-ft max. length				30-ft max. length	45-ft max. length	60-ft max. length	75-ft max. length		
5	9/16	9	9/16	9	10	3/4	1 1/4	9/16	40	7,600	6	0.43	0.85	1.37	1.60	3.11	4.8
10	400	10	2 1/4	2	10	3/4	1 1/2	2 1/4	55	7,600	9	0.85	1.69	2.25	3.00	3.75	6.6
...	...	10	2 1/4	2	10	3/4	1 1/2	2 1/4	80	7,600	9	1.27	2.25	3.38	3.94	4.93	9.6



15	600	12	2½	2	12	1	2	3	45	7,600	10	1.27	2.25	3.38	3.94	4.93	5.4
		12	3½	3						16,400		1.27	2.25	3.38	3.94	4.93	11.7
20	800	12	2½	2	12	1	2	3	60	7,600	10	1.69	3.00	3.94	4.87	5.63	7.2
			3½	3						16,400		1.69	3.00	3.94	4.87	5.63	15.6
25	1000	12	2½	2	12	1	2	3	75	7,600	10	2.12	3.75	4.93	5.63	6.55	9.0
		14	3½	3		1½	2½	3½	45	16,400	12	2.12	3.75	4.93	5.63	6.55	11.7
30	1200	14	3½	3	12	1½	2½	3½	55	16,400	12	2.25	3.94	5.05	6.75	7.50	14.3
35	1400	14	3½	3	12	1½	2½	3½	65	16,400	12	2.62	4.58	5.90	7.00	8.75	16.9
40	1600	16	3½	3	12	1½	3	4	50	16,400	14	3.00	4.50	6.75	8.00	10.00	13.0

\*Fairfield Engineering Co. data in U.S. customary system. To convert cubic feet per hour to cubic meters per hour, multiply by 0.02832, to convert tons per hour to metric tons per hour, multiply by 0.9078, and to convert screw size in inches to the nearest screw size in centimeters, multiply by 2.5.

†Capacities are based on screws carrying 31 percent of their cross section and, in the case of feed sections with half-pitch flights, based on 100 percent of their cross section.

‡Pipe sizes given are for ½-in (6.35-mm) flights.

§Horsepowers listed are calculated for average conditions and are of the proper motor size with factors for length of conveyor, momentary overloads, etc., taken into consideration.

Sehingga dipilih :

- Diameter *flight* (sirip) = 10 in
- Diameter pipa tengah = 2,5 in
- Diameter poros = 2 in
- Kecepatan putaran = 55 rpm
- Panjang *screw conveyor* yang dibutuhkan 4,80 m = 15,748 ft

### 3. Daya Motor Penggerak

Berdasarkan G.G. Brown halaman 53 diperoleh rumus :

$$\text{Horsepower} = \frac{(\text{coefficient}) \times (\text{capacity, lb/min}) \times (\text{length, ft})}{33000}$$

Diketahui *coefficient* untuk grain : 1,3 (Brown, halaman 53)

Sehingga,

<b>Horsepower</b>	$= \frac{(\text{Coefficient})(\text{Capacity, lb/min})(\text{Length, ft})}{33,000}$
where coefficient	= 4.0 for ashes.
	= 2.5 for coal.
	= 1.3 for grain.

$$\begin{aligned} \text{Horsepower} &= \frac{1,3 \times 277,91 \text{ lb/mnt} \times 0,6299 \text{ ft}}{33000} \\ &= 0,0069 \text{ Hp} \\ &= 5,1424 \text{ W} \\ &= 0,0051 \text{ kW} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 3.1 Towler diperoleh efisiensi motor

**Table 3.1.** Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

Effisiensi = 80 %

$$\begin{aligned} \text{Maka daya pengaduk} &= \frac{0,0051}{80\%} \\ &= 0,0064 \text{ kW} \\ &= 6,428 \text{ W} \\ &= 0,0086 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan motor pengaduk standar, diperoleh dari Ludwig, E. F., *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf, Publishing, Co. Houston, 2001 edisi 3, hal. 628

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> 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 motor standar 0,50 Hp

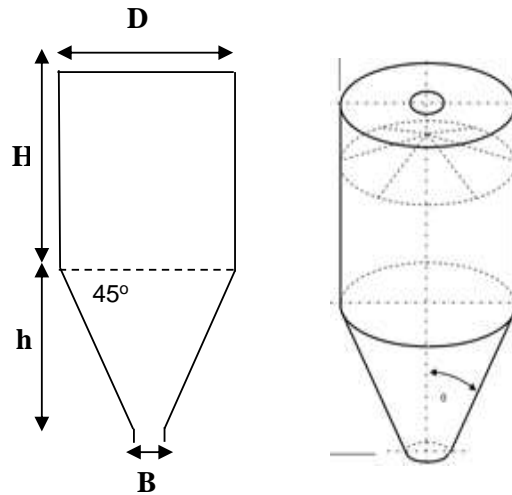
**KESIMPULAN**  
**SCREW CONVEYOR (SC-03)**

Tugas : Mengangkut Polivinil Alkohol ( $\text{CH}_2\text{CHOH}$ )<sub>n</sub> dari Rotary Dryer (RD-01) menuju Bucket Elevator (BE-05) untuk di masukan ke Silo (S-03).

Jenis : *Horizontal Screw Conveyor*

Kapasitas = 7579,3064 kg/jam  
Panjang = 4,80 m  
Diameter = 0,254 m  
Daya motor = 0,50 Hp  
Bahan konstruksi = Carbon Steel SA 283 grade C

**HOOPER  
(HO-01)**



Tugas : Menampung sementara bahan baku Polivinil Asetat ( $\text{CH}_3\text{CHCOOCH}_3$ )<sub>n</sub> sebelum diumpankan ke Silo 01 (S-01).  
 Jenis : *Hooper* silinder vertikal dengan dasar berbentuk *conical bottom head*  
 Kondisi operasi : P = 1 atm  
                           T = 30 °C  
                           = 303 K

**1. Data umpan masuk**

Komponen	massa (kg/jam)	$\rho$ (kg/L)	fraksi massa (xi)	$\rho \cdot x_i$ (kg/L)
$\text{CH}_3\text{CHCOOCH}_3$ ) <sub>n</sub>	12591,125	1,186	0,99	1,174
$\text{CH}_3\text{OH}$	127,183	0,783	0,01	0,008
<b>Total</b>	12718,308	1,969	1	1,1820

**2. Menentukan Kapasitas Hopper**

Umpan masuk = 12718,3 kg/jam  
 Waktu tinggal (t) = 20 menit  
 Kapasitas *hopper* = 4239,44 kg/jam

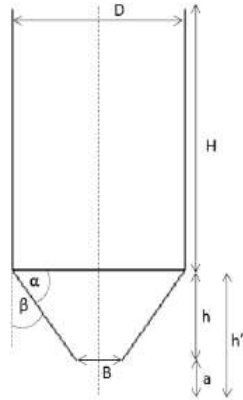
**3. Volume Hopper**

*Bulk density* = 1,1820 kg/L  
 Volume padatan =  $\frac{\text{Kapasitas}}{\text{Bulk density}}$   
                           =  $\frac{4239,44 \text{ kg/jam}}{1,1820 \text{ kg/L}}$   
                           = 3586,76 L/jam

Volume *hopper overdesign* = 20%  
 $V_h = 120\% \times \text{Volume padatan}$   
           = 120% x 3586,76 L/jam

$$= 4304,11 \text{ L/jam} = 4,3041 \text{ m}^3/\text{jam}$$

#### 4. Dimensi Hopper



Keterangan :

D = Diameter hopper

H = Tinggi silinder hopper

h = Tinggi bagian kerucut sampai lubang kelua

h' = Tinggi bagian kerucut (h+a)

a = Tinggi dari lubang keluaran sampai ujung kerucut

B = Diameter lubang keluaran hopper

(Walas, halaman 627)

Ukuran hopper yang biasa digunakan (Ulrich, 1984)

$$H = 1,5 - 2 D$$

$$B = 0,1 D$$

$$b = 45^\circ$$

Ukuran hopper yang dipilih adalah sebagai berikut.

$$H = 1,5 D$$

$$B = 0,1 D$$

$$\beta = 45^\circ$$

$$\alpha = 90 - 45 = 45^\circ$$

$$\text{Dengan } h' = 1/2 \tan \alpha \cdot D = 0,5000 D$$

$$a = 1/2 \tan \alpha \cdot B = 0,0500 D$$

$$h = h' - a$$

Volume Hopper

$$\text{Volume Silo} = \text{Volume shell} + \text{Volume konis}$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 H + \frac{1}{3} \frac{\pi}{4} (D^2 h' - B^2 a)$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 \left( H + \frac{1}{3} (h' - 0,1^2 a) \right)$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 \left( 1,5 D + \frac{1}{3} (1,0722 D - 0,001072 D) \right)$$

$$= 1,4585 D^3$$

(Walas, halaman 627)

Dengan diketahui volume hopper yang dibutuhkan =  $4,3041 \text{ m}^3$

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

$$D = \left( \frac{\text{Volume silo}}{1,4585} \right)^{1/3}$$

$$1,4344 \text{ m}$$

$$B = 0,1 \times D$$

$$\begin{aligned}
 & 0,1 \times 1,4344 \text{ m} \\
 & 0,1434 \text{ m} \\
 H &= 1,5 \times D \\
 & 1,5 \times 1,4344 \text{ m} \\
 & 2,1515 \text{ m} \\
 a &= 0,0500 \times D \\
 & 0,0500 \times 1,4344 \\
 & 0,0717 \text{ m} \\
 h' &= 0,5000 \times D \\
 & 0,5000 \times 1,4344 \\
 & 0,7172 \text{ m} \\
 h &= h' - a \\
 &= 0,7172 - 0,0717 \\
 &= 0,6455 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total hopper} &= H + h \\
 &= 2,1515 \text{ m} + 0,6455 \text{ m} \\
 &= 2,7970 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### 5. Menentukan Tebal Dinding Hopper

Digunakan bahan *Carbon Steel SA-283 grade C* (Brownell and Young, hal 342)

$$\text{Tekanan desain (P)} = 14,7 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable stress (f)} = 12650 \text{ psi}$$

$$\text{Effisiensi sambungan (e)} = 0,8$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Diameter (D)} = 56,471 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

$$= \quad \quad \quad (\text{Pers. 13.1, Brownell and Young, hal 254})$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{14,7 \text{ psi} \times 28,235 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 14,7 \text{ psi}} + 0,13 \text{ in} \\
 &= 0,1660 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Maka dipilih tebal hopper standar} = 0,1875 \text{ in}$$

(Brownell and Young, tabel 5.6, hal. 88)

**KESIMPULAN  
HOPPER (HO-01)**

Tugas : Menampung sementara bahan baku Polivinil Asetat ( $\text{CH}_3\text{CHCOOCH}_3$ )<sub>n</sub> sebelum diumpankan ke Silo 01 (S-01).

Jenis : *Hooper* silinder vertikal dengan dasar berbentuk *conical bottom head*.

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C

Dimensi alat

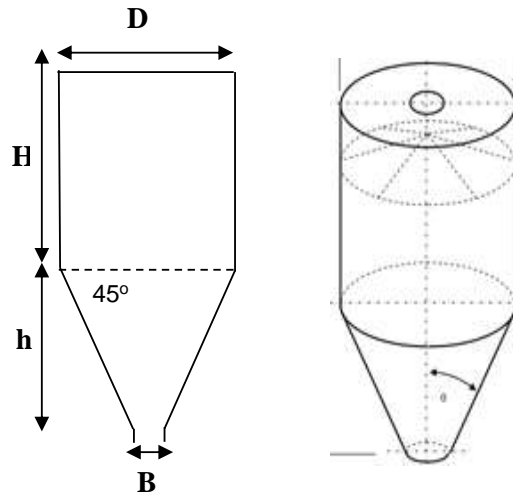
Diameter : 1,434 m

Tinggi total : 2,797 m

Tebal dinding : 0,0048 m

Bahan : *Carbon Steel SA-283 grade C*

**HOOPER  
(HO-02)**



Tugas : Menampung sementara bahan baku Polivinil Asetat ( $\text{CH}_3\text{CHCOOCH}_3$ )n sebelum diumpankan ke Mixer 01 (M-01) untuk dilarutkan dengan Metanol ( $\text{CH}_3\text{OH}$ ).

Jenis : *Hooper* silinder vertikal dengan dasar berbentuk *conical bottom head*

Kondisi operasi : P = 1 atm

T = 30 °C

= 303 K

**1. Data umpan masuk**

Komponen	Massa (kg/jam)	$\rho$ (kg/L)	Fraksi massa (xi)	$\rho \cdot x_i$ (kg/L)
$\text{CH}_3\text{CHCOOCH}_3$ n	12591,1246	1,1860	0,99	1,174
$\text{CH}_3\text{OH}$	127,1831	0,7828	0,01	0,008
<b>Total</b>	12718,3077	1,9688	1	1,1820

**2. Menentukan Kapasitas Hopper**

Umpan masuk = 12718,3 kg/jam

Waktu tinggal (t) = 20 menit

Kapasitas *hopper* = 4239,44 kg/jam

**3. Volume Hopper**

*Bulk density* = 1,1820 kg/L

$$\begin{aligned} \text{Volume padatan} &= \frac{\text{Kapasitas}}{\text{Bulk density}} \\ &= \frac{4239,44 \text{ kg/jam}}{1,1820 \text{ kg/L}} \\ &= 3586,76 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

Volume *hopper oversize* = 20%

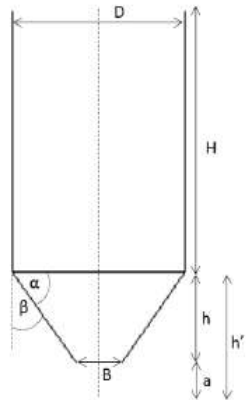
$$V_h = 120\% \times \text{Volume padatan}$$



$$= 120\% \times 3586,76 \text{ L/jam}$$

$$= 4304,11 \text{ L/jam} = 4,3041 \text{ m}^3/\text{jam}$$

#### 4. Dimensi Hopper



Keterangan :

D = Diameter hopper

H = Tinggi silinder hopper

h = Tinggi bagian kerucut sampai lubang kelua

h' = Tinggi bagian kerucut (h+a)

a = Tinggi dari lubang keluaran sampai ujung kerucut

B = Diameter lubang keluaran hopper

(Walas, halaman 627)

Ukuran hopper yang biasa digunakan (Ulrich, 1984)

$$H = 1,5 - 2 D$$

$$B = 0,1 D$$

$$\beta = 45^\circ$$

Ukuran hopper yang dipilih adalah sebagai berikut.

$$H = 1,5 D$$

$$B = 0,1 D$$

$$\beta = 45^\circ$$

$$\alpha = 90 - 45 = 45^\circ$$

$$\text{Dengan } h' = 1/2 \tan \alpha \cdot D = 0,5000 D$$

$$a = 1/2 \tan \alpha \cdot B = 0,0500 D$$

$$h = h' - a$$

Volume Hopper

$$\text{Volume Silo} = \text{Volume shell} + \text{Volume konis}$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 H + \frac{1}{3} \frac{\pi}{4} (D^2 h' - B^2 a)$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 \left( H + \frac{1}{3} (h' - 0,1^2 a) \right)$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 \left( 1,5 D + \frac{1}{3} (1,0722 D - 0,001072 D) \right)$$

$$= 1,4585 D^3$$

(Walas, halaman 627)

Dengan diketahui volume hopper yang dibutuhkan =  $4,30411 \text{ m}^3$

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

$$D = \left( \frac{\text{Volume silo}}{1,4585} \right)^{1/3}$$

$$1,4344 \text{ m}$$

$$B = 0,1 \times D$$

$$\begin{aligned}
 & 0,1 \times 1,4344 \text{ m} \\
 & 0,1434 \text{ m} \\
 H &= 1,5 \times D \\
 & 1,5 \times 1,4344 \text{ m} \\
 & 2,1515 \text{ m} \\
 a &= 0,0500 \times D \\
 & 0,0500 \times 1,4344 \\
 & 0,0717 \text{ m} \\
 h' &= 0,5000 \times D \\
 & 0,5000 \times 1,4344 \\
 & 0,7172 \text{ m} \\
 h &= h' - a \\
 &= 0,7172 - 0,0717 \\
 &= 0,6455 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total hopper} &= H + h \\
 &= 2,1515 \text{ m} + 0,6455 \text{ m} \\
 &= 2,7970 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### 5. Menentukan Tebal Dinding Hopper

Digunakan bahan *Carbon Steel SA-283 grade C* (Brownell and Young, hal 342)

$$\text{Tekanan desain (P)} = 14,7 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable stress (f)} = 12650 \text{ psi}$$

$$\text{Effisiensi sambungan (e)} = 0,8$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Diameter (D)} = 56,471 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

(Pers. 13.1, Brownell and Young, hal 254)

$$\begin{aligned}
 &= \frac{14,7 \text{ psi} \times 28,235 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 14,7 \text{ psi}} + 0,13 \text{ in} \\
 &= 0,1660 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Maka dipilih tebal hopper standar} = 0,1875 \text{ in}$$

(Brownell and Young, tabel 5.6, hal. 88)

**KESIMPULAN  
HOPPER (HO-02)**

Tugas : Menampung sementara bahan baku Polivinil Asetat ( $(\text{CH}_3\text{CHCOOCH}_3)_n$ ) sebelum diumpankan ke Mixer 01 (M-01) untuk dilarutkan dengan Metanol ( $\text{CH}_3\text{OH}$ ).

Jenis : *Hooper* silinder vertikal dengan dasar berbentuk *conical bottom head*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C

Dimensi alat

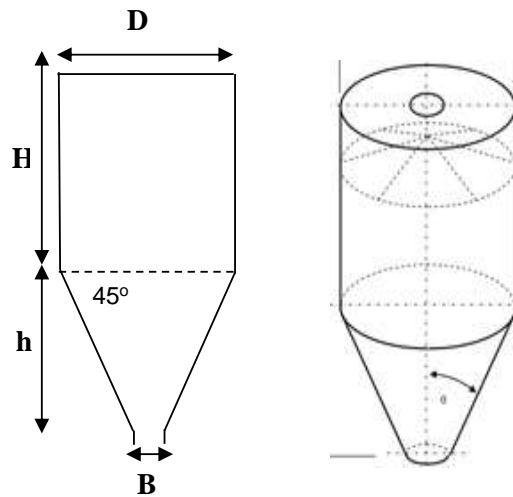
Diameter : 1,434 m

Tinggi total : 2,797 m

Tebal dinding : 0,0048 m

Bahan : *Carbon Steel SA-283 grade C*

**HOPPER  
(HO-03)**



- Tugas : Menampung sementara bahan baku Natrium Hidroksida (NaOH) sebelum diumpangkan ke Silo-02 (S-02).
- Jenis : *Hopper* silinder vertikal dengan dasar berbentuk *conical bottom head*.
- Kondisi operasi : P = 1 atm  
 T = 30 °C  
 = 303 K

**1. Data umpan masuk**

Komponen	massa (kg/jam)	$\rho$ (kg/L)	fraksi massa (xi)	$\rho \cdot xi$ (kg/L)
NaOH	62,9556	1,909	0,99	1,890
H <sub>2</sub> O	0,6359	1,023	0,01	0,010
<b>Total</b>	<b>63,592</b>	<b>2,932</b>	<b>1</b>	<b>1,9004</b>

**2. Menentukan Kapasitas Hopper**

- Umpan masuk = 63,59 kg/jam  
 Waktu tinggal (t) = 20 menit  
 Kapasitas hopper = 21,1972 kg/jam

**3. Volume Hopper**

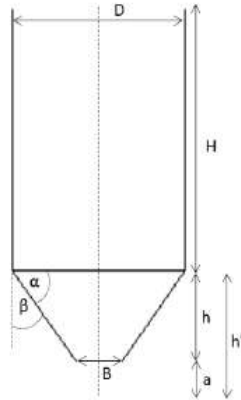
*Bulk density* = 1,9004 kg/L

$$\begin{aligned} \text{Volume padatan} &= \frac{\text{Kapasitas}}{\text{Bulk density}} \\ &= \frac{21,1972 \text{ kg/jam}}{1,9004 \text{ kg/L}} \\ &= 11,1539 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

Volume *hopper overdesign* = 20%

$$\begin{aligned}
 V_h &= 120\% \times \text{Volume padatan} \\
 &= 120\% \times 11,1539 \text{ L/jam} \\
 &= 13,3846 \text{ L/jam} = 0,0134 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

#### 4. Dimensi Hopper



Keterangan :

- D = Diameter hopper
  - H = Tinggi silinder hopper
  - h = Tinggi bagian kerucut sampai lubang kelua
  - h' = Tinggi bagian kerucut (h+a)
  - a = Tinggi dari lubang keluaran sampai ujung kerucut
  - B = Diameter lubang keluaran hopper
- (Walas, halaman 627)

Ukuran hopper yang biasa digunakan (Ulrich, 1984)

$$\begin{aligned}
 H &= 1,5 - 2 D \\
 B &= 0,1 D \\
 \alpha &= 45^\circ
 \end{aligned}$$

Ukuran hopper yang dipilih adalah sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 H &= 1,5 D \\
 B &= 0,1 D \\
 \beta &= 45^\circ \\
 \alpha &= 90 - 45 = 45^\circ
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Dengan } h' &= 1/2 \tan \alpha \cdot D = 0,5000 D \\
 a &= 1/2 \tan \alpha \cdot B = 0,0500 D \\
 h &= h' - a
 \end{aligned}$$

Volume Hopper

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Silo} &= \text{Volume shell} + \text{Volume konis} \\
 &= \frac{\pi}{4} D^2 H + \frac{1}{3} \frac{\pi}{4} (D^2 h' - B^2 a) \\
 &= \frac{\pi}{4} D^2 \left( H + \frac{1}{3} (h' - 0,1^2 a) \right) \\
 &= \frac{\pi}{4} D^2 \left( 1,5 D + \frac{1}{3} (1,0722 D - 0,001072 D) \right) \\
 &= 1,4585 D^3
 \end{aligned}$$

(Walas, halaman 627)

Dengan diketahui volume hopper yang dibutuhkan = 0,0134 m<sup>3</sup>

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

$$D = \left( \frac{\text{Volume silo}}{1,4585} \right)^{1/3}$$

$$\begin{aligned}
 & 0,2094 \text{ m} \\
 B &= 0,1 \times D \\
 & 0,1 \times 0,2094 \text{ m} \\
 & 0,0209 \text{ m} \\
 H &= 1,5 \times D \\
 & 1,5 \times 0,2094 \text{ m} \\
 & 0,3140 \text{ m} \\
 a &= 0,0500 \times D \\
 & 0,0500 \times 0,2094 \\
 & 0,0105 \text{ m} \\
 h' &= 0,5000 \times D \\
 & 0,5000 \times 0,2094 \\
 & 0,1047 \text{ m} \\
 h &= h' - a \\
 &= 0,1047 - 0,0105 \\
 &= 0,0942 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total hopper} &= H + h \\
 &= 0,3140 \text{ m} + 0,0942 \text{ m} \\
 &= 0,4083 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### 5. Menentukan Tebal Dinding Hopper

Digunakan bahan *Stainless Steel SA-240 grade C* (Brownell and Young, hal 342)

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan desain (P)} &= 14,7 \text{ psi} \\
 \text{Allowable stress (f)} &= 18750 \text{ psi} \\
 \text{Effisiensi sambungan (e)} &= 0,8 \\
 \text{Faktor korosi (C)} &= 0,125 \text{ in} \\
 \text{Diameter (D)} &= 8,243 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_h &= \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \\
 & \quad \text{(Pers. 13.1, Brownell and Young, hal 254)} \\
 &= \frac{14,7 \text{ psi} \times 4,121 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 14,7 \text{ psi}} + 0,13 \text{ in} \\
 &= 0,1290 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka dipilih tebal *hopper* standar = 0,1875 in  
(Brownell&Young, tabel 5.6, hal. 88)

**KESIMPULAN  
HOPPER (HO-03)**

Tugas : Menampung sementara bahan baku Natrium Hidroksida (NaOH) sebelum diumpankan ke Silo-02 (S-02)

Jenis : *Hooper* silinder vertikal dengan dasar berbentuk *conical bottom head*.

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C

Dimensi alat

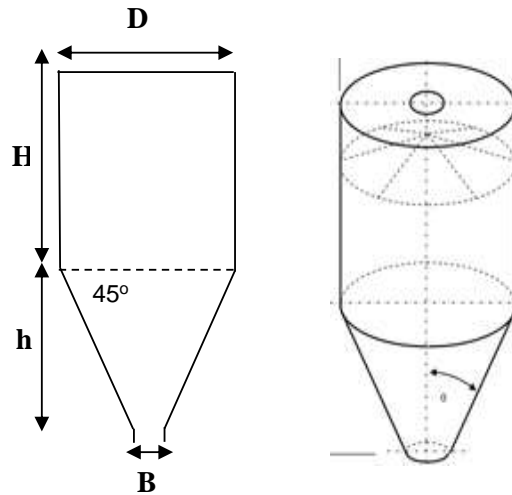
Diameter : 0,209 m

Tinggi total : 0,408 m

Tebal dinding : 0,0048 m

Bahan : *Stainless Steel SA-240 grade C*

**HOOPER  
(HO-04)**



Tugas : Menampung sementara bahan baku Natrium Hidroksida (NaOH) sebelum diumpangkan ke Mixer 02 (M-02) untuk dilarutkan dengan Metanol (CH<sub>3</sub>OH).

Jenis : *Hopper* silinder vertikal dengan dasar berbentuk *conical bottom head*

Kondisi operasi : P = 1 atm  
 T = 30 °C  
 = 303 K

**1. Data umpan masuk**

Komponen	massa (kg/jam)	ρ (kg/L)	fraksi massa (xi)	ρ.xi (kg/L)
NaOH	62,9556	1,909	0,99	1,890
H <sub>2</sub> O	0,6359	1,023	0,01	0,010
<b>Total</b>	<b>63,592</b>	<b>2,932</b>	<b>1</b>	<b>1,9004</b>

**2. Menentukan Kapasitas *Hopper***

Umpan masuk = 63,59 kg/jam  
 Waktu tinggal (t) = 20 menit  
 Kapasitas *hopper* = 21,1972 kg/jam

**3. Volume *Hopper***

*Bulk density* = 1,9004 kg/L

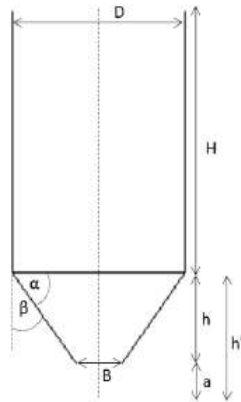
Volume padatan =  $\frac{\text{Kapasitas}}{\text{Bulk density}}$   
 =  $\frac{21,1972 \text{ kg/jam}}{1,9004 \text{ kg/L}}$   
 = 11,1539 L/jam

Volume *hopper* *overdesign* = 20%



$$\begin{aligned}
 V_h &= 120\% \times \text{Volume padatan} \\
 &= 120\% \times 11,1539 \text{ L/jam} \\
 &= 13,3846 \text{ L/jam} = 0,0134 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

#### 4. Dimensi Hopper



Keterangan :

- D = Diameter *hopper*
  - H = Tinggi silinder *hopper*
  - h = Tinggi bagian kerucut sampai lubang keluaran
  - h' = Tinggi bagian kerucut (h+a)
  - a = Tinggi dari lubang keluaran sampai ujung kerucut
  - B = Diameter lubang keluaran *hopper*
- (Walas, halaman 627)

Ukuran *hopper* yang biasa digunakan (Ulrich, 1984)

$$H = 1,5 - 2 D$$

$$B = 0,1 D$$

$$\beta = 45^\circ$$

Ukuran *hopper* yang dipilih adalah sebagai berikut.

$$H = 1,5 D$$

$$B = 0,1 D$$

$$\beta = 45^\circ$$

$$\alpha = 90 - 45 = 45^\circ$$

$$\text{Dengan } h' = \frac{1}{2} \tan \alpha \cdot D = 0,5000 D$$

$$a = \frac{1}{2} \tan \alpha \cdot B = 0,0500 D$$

$$h = h' - a$$

Volume *Hopper*

$$\text{Volume Silo} = \text{Volume shell} + \text{Volume konis}$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 H + \frac{1}{3} \frac{\pi}{4} (D^2 h' - B^2 a)$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 \left( H + \frac{1}{3} (h' - 0,1^2 a) \right)$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 \left( 1,5 D + \frac{1}{3} (1,0722 D - 0,001072 D) \right)$$

$$= 1,4585 D^3$$

(Walas, halaman 627)

Dengan diketahui volume *hopper* yang dibutuhkan =  $0,0134 \text{ m}^3$

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

$$D = \left( \frac{\text{Volume silo}}{1,4585} \right)^{1/3}$$

$$\begin{aligned}
 & 0,2094 \text{ m} \\
 B &= 0,1 \times D \\
 & 0,1 \times 0,2094 \text{ m} \\
 & 0,0209 \text{ m} \\
 H &= 1,5 \times D \\
 & 1,5 \times 0,2094 \text{ m} \\
 & 0,3140 \text{ m} \\
 a &= 0,0500 \times D \\
 & 0,0500 \times 0,2094 \\
 & 0,0105 \text{ m} \\
 h' &= 0,5000 \times D \\
 & 0,5000 \times 0,2094 \\
 & 0,1047 \text{ m} \\
 h &= h' - a \\
 &= 0,1047 - 0,0105 \\
 &= 0,0942 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total hopper} &= H + h \\
 &= 0,3140 \text{ m} + 0,0942 \text{ m} \\
 &= 0,4083 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### 5. Menentukan Tebal Dinding Hopper

Digunakan bahan *Stainless Steel SA-240 grade C* (Brownell and Young, hal 342)

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan desain (P)} &= 14,7 \text{ psi} \\
 \text{Allowable stress (f)} &= 18750 \text{ psi} \\
 \text{Effisiensi sambungan (e)} &= 0,8 \\
 \text{Faktor korosi (C)} &= 0,125 \text{ in} \\
 \text{Diameter (D)} &= 8,243 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_h &= \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \\
 & \quad \text{(Pers. 13.1, Brownell and Young, hal 254)} \\
 &= \frac{14,7 \text{ psi} \times 4,121 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 14,7 \text{ psi}} + 0,13 \text{ in} \\
 &= 0,1290 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka dipilih tebal *hopper* standar = 0,1875 in  
(Brownell & Young, tabel 5.6, hal. 88)

**KESIMPULAN  
HOPPER (HO-04)**

Tugas : Menampung sementara bahan baku Natrium Hidroksida (NaOH) sebelum diumpankan ke Mixer 02 (M-02) untuk dilarutkan dengan Metanol (CH<sub>3</sub>OH).

Jenis : *Hooper* silinder vertikal dengan dasar berbentuk *conical bottom head*

**Kondisi Operasi**

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C

**Dimensi alat**

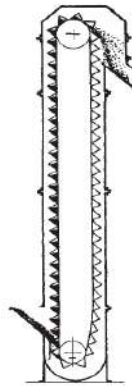
Diameter : 0,209 m

Tinggi total : 0,408 m

Tebal dinding : 0,0048 m

Bahan : *Stainless Steel SA-240 grade C*

**BUCKET ELEVATOR  
(BE-01)**



Gambar 1. Ilustrasi Bucket Elevator

Tugas : Menaikkan Polivinil Asetat  $(CH_3CHCOOCH_3)_n$  dari Truk pengantar menuju Silo 01 (S-01).  
 Jenis : *Centrifugal Discharge Bucket Elevator*  
 Kondisi Operasi :  
 Tekanan (P) = 1 atm  
 Suhu (T) = 30 °C = 303 K

**1. Data Umpan Masuk**

Komponen	F (kg/jam)	$\rho$ (kg/l)	$\xi$	$\rho \cdot \xi$
$(CH_3CHCOOCH_3)_n$	12591,1246	1,1860	0,99	1,1741
CH <sub>3</sub> OH	127,1831	0,7828	0,01	0,0078
Total	12718,3077		1	1,1820

Kecepatan umpan = 12718,3077 kg/jam  
 = 28039,069 lb/jam  
 = 12,7183 ton/jam

**2. Dimensi Bucket**

Berdasarkan tabel 21-8, Perry ed 7th, halaman 21-15 diperoleh dimensi *bucket* :

**TABLE 21-8 Bucket-Elevator Specifications for Centrifugal-Discharge Buckets on Belt, Malleable-Iron, or Steel Buckets\***

Size of bucket, in (mm), and bucket spacing, in (mm)†	Elevator centers, ft‡	Capacity, tons/h (metric tons/h)§	Size of lumps handled, in (mm)¶	Bucket speed, ft/min (m/min)	r/min, head shaft	hp required at head shaft	Additional hp/ft for intermediate lengths	Head	Tail	Head	Tail	Belt width, in
6 × 4 × 4¼ - 12	25	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	1.0	0.02	1½in	1½in	20	14	7
	50	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	1.6	0.02	1½in	1½in	20	14	7
(152 × 102 × 108) - (305)	75	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	2.1	0.02	1½in	1½in	20	14	7
8 × 5 × 5½ - 14	25	27 (24.5)	1 (25.4)	225 (68.6)	43	1.6	0.04	1½in	1½in	20	14	9
	50	30 (27.2)	1 (25.4)	260 (79.2)	41	3.5	0.05	1½in	1½in	24	14	9
(203 × 127 × 140) - (356)	75	30 (27.2)	1 (25.4)	260 (79.2)	41	4.8	0.05	2½in	1½in	24	14	9
10 × 6 × 6¼ - 16	25	45 (40.8)	1¼ (32.0)	225 (68.6)	43	3.0	0.063	1½in	1½in	20	16	11
	50	52 (47.2)	1¼ (32.0)	260 (79.2)	41	5.2	0.07	2½in	1½in	24	16	11
(254 × 152 × 159) - (406)	75	52 (47.2)	1¼ (32.0)	260 (79.2)	41	7.2	0.07	2½in	1½in	24	16	11
12 × 7 × 7¼ - 18	25	75 (68.1)	1½ (38.1)	260 (79.2)	41	4.7	0.1	2½in	1½in	24	18	13
	50	84 (76.3)	1½ (38.1)	300 (91.4)	38	8.9	0.115	2½in	1½in	30	18	13
(305 × 178 × 184) - (457)	75	84 (76.3)	1½ (38.1)	300 (91.4)	38	11.7	0.115	3½in	2½in	30	18	13
14 × 7 × 7¼ - 18	25	100 (90.8)	1¾ (44.5)	300 (91.4)	38	7.3	0.14	2½in	2½in	30	18	15
	50	100 (90.8)	1¾ (44.5)	300 (91.4)	38	11.0	0.14	3½in	2½in	30	18	15
(355 × 179 × 184) - (457)	75	100 (90.8)	1¾ (44.5)	300 (91.4)	38	14.3	0.14	3½in	2½in	30	18	15
16 × 8 × 8½ - 18	25	150 (136.2)	2 (50.8)	300 (91.4)	38	8.5	0.165	2½in	2½in	30	20	18
	50	150 (136.2)	2 (50.8)	300 (91.4)	38	12.6	0.165	3½in	2½in	30	20	18
(406 × 203 × 216) - (457)	75	150 (136.2)	2 (50.8)	400 (121.9)	38	16.7	0.165	3½in	2½in	30	20	18

## Lampiran Perhitungan Alat Kecil Bucket Elevator-01

\*From Stephens-Adams Division, Allis-Chalmers Corporation.

†Bucket size given: width x projection x depth. Assumed bucket linear speed is 150 ft/min (45.7 m/min).

‡Elevator centers to nearest SI equivalent are 25 ft ≈ 8 m, 50 ft ≈ 15 m, and 75 ft ≈ 23 m.

§Capacities and horsepowers are given for materials having bulk densities of 100 lb/ft<sup>3</sup> (1602 kg/m<sup>3</sup>). For other densities these will vary in direct proportion; a 50-lb/ft<sup>3</sup> material will reduce the capacity and horsepower required by 50 percent.

¶If the amount of lump product is less than 15 percent of the total, lump size may be twice that given.

Sehingga dipilih :

Kapasitas	=	14	ton/jam		
Panjang	=	6	in		
Lebar	=	4	in		
Tinggi	=	4,25	in		
Volume <i>Bucket</i>	=	102,0	in <sup>3</sup>	=	0,0590 ft <sup>3</sup>
Jarak antar <i>Bucket</i>	=	12	in	=	1 ft
Lebar <i>Belt</i>	=	7	in	=	0,5833 ft
Densitas padatan	=	1,1820	kg/l	=	73,788 lb/ft <sup>3</sup>
Kecepatan putar <i>max</i>	=	225	ft/mnt		

### 3. Massa Padatan dalam Satu *Bucket*

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Padatan} &= \text{Volume } \textit{bucket} \times \text{Densitas padatan} \\
 &= 0,0590 \text{ ft}^3 \times 73,788 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 4,3555 \text{ lb/bucket}
 \end{aligned}$$

### 4. Waktu tinggal dalam Satu *Bucket*

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu tinggal (t)} &= \frac{\text{Massa satu } \textit{bucket}}{\text{Kecepatan umpan}} \\
 &= \frac{4,3555 \text{ lb/bucket}}{28039,0688 \text{ lb/jam}} \\
 &= 0,0002 \text{ jam/bucket} \\
 &= 0,0093 \text{ menit/bucket} \\
 &= 0,5592 \text{ detik/bucket}
 \end{aligned}$$

### 5. Tinggi Satu *Bucket*

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi } \textit{bucket} &= 4,25 \text{ in} \\
 &= 0,3542 \text{ ft} \\
 \text{Jarak antar } \textit{bucket} &= 1 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi total satu } \textit{bucket} &= 1,3542 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### 6. Tinggi *bucket elevator*

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi } \textit{bucket elevator} &= t \text{ S-01} + t \text{ penyangga} + t \text{ HO-01} \\
 &= 118,621 \text{ ft} + 29,6554 \text{ ft} + 9,1765 \text{ ft} \\
 &= 157,453 \text{ ft} \\
 &= 47,992 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah } \textit{Bucket} \text{ (n)} = \frac{\text{Tinggi } \textit{bucket elevator}}{\text{Tinggi 1 } \textit{bucket}}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah } \textit{Bucket} \text{ (n)} &= \frac{157,4534 \text{ ft}}{1,3542 \text{ ft}} \\
 &= 117 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

### 7. Kecepatan Linier Bucket Elevator

$$t = \frac{\text{Tinggi bucket elevator}}{\text{Waktu tinggal n bucket}}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal n bucket} &= n \times t \\ &= 116,97 \times 0,0093 \text{ menit} \\ &= 1,0902 \text{ mnt} \\ &= 65,413 \text{ detik} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear (V}_{\text{lin}}) &= \frac{\text{Tinggi bucket elevator}}{\text{Waktu tinggal n bucket}} \\ &= \frac{157,453 \text{ ft}}{1,0902 \text{ menit}} \\ &= 144,4229 \text{ ft/menit} \end{aligned}$$

### 8. Daya Motor Penggerak

Berdasarkan tabel 21-8, Perry ed 7th, halaman 21-15 diperoleh

$$\begin{aligned} \text{Hp} &= 1,0 \text{ Hp} + ( 0,02 \text{ Hp/ft} \times 157,453 \text{ ft} ) \\ &= 4,149 \text{ Hp} \\ &= 3,094 \text{ kW} \end{aligned}$$

**Table 3.1.** Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi motor penggerak} &= 80\% \\ \text{Daya penggerak} &= \frac{\text{Daya}}{\text{efisiensi}} \\ &= \frac{3,094 \text{ kW}}{80\%} \\ &= 3,8674 \text{ kW} \\ &= 5,1863 \text{ Hp} \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> 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.

$$\text{Dipilih daya motor standart} = 5 \text{ Hp}$$

**KESIMPULAN**  
**BUCKET ELEVATOR (BE-01)**

Tugas : Menaikkan Polivinil Asetat ( $(\text{CH}_3\text{CHCOOCH}_3)_n$ ) dari Truk pengantar menuju Silo 01 (S-01).

Jenis : *Centrifugal Discharge Bucket Elevator*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C

Dimensi alat

Kapasitas umpan : 28039,069 lb/jam

Panjang bucket : 6 in = 0,1524 m

Lebar bucket : 4 in = 0,1016 m

Tinggi bucket : 4,25 in = 0,1080 m

Lebar belt : 7 in = 0,1778 m

Jarak antar bucket : 12 in = 0,3048 m

Jumlah bucket (n) : 117 buah

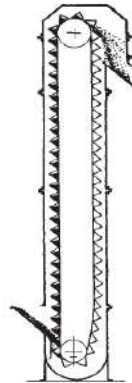
Tinggi total 1 bucket : 1,354 ft = 0,4128 m

Tinggi bucket elevator : 157,453 ft = 47,992 m

Waktu tinggal (n) bucket : 1,090 menit

Daya motor elevator : 5 Hp

**BUCKET ELEVATOR  
(BE-02)**



Gambar 1. Ilustrasi Bucket Elevator

Tugas : Menaikkan Polivinil Asetat  $(CH_3CHCOOCH_3)_n$  dari *Screw Conveyor (SC-01)* menuju *Mixer 01 (M-01)*.  
 Jenis : *Centrifugal Discharge Bucket Elevator*  
 Kondisi Operasi :  
 Tekanan (P) = 1 atm  
 Suhu (T) = 30 °C = 303 K

**1. Data Umpan Masuk**

Komponen	F (kg/jam)	$\rho$ (kg/l)	xi	$\rho \cdot xi$
$(CH_3CHCOOCH_3)_n$	12591,1246	1,1860	0,99	1,1741
CH <sub>3</sub> OH	127,1831	0,7828	0,01	0,0078
Total	12718,3077		1	1,1820

Kecepatan umpan = 12718,3077 kg/jam  
 = 28039,069 lb/jam  
 = 12,7183 ton/jam

**2. Dimensi Bucket**

Berdasarkan tabel 21-8, Perry ed 7th, halaman 21-15 diperoleh dimensi *bucket* :

**TABLE 21-8 Bucket-Elevator Specifications for Centrifugal-Discharge Buckets on Belt, Malleable-Iron, or Steel Buckets\***

Size of bucket, in (mm), and bucket spacing, in (mm)†	Elevator centers, ft‡	Capacity, tons/h (metric tons/h)§	Size of lumps handled, in (mm)¶	Bucket speed, ft/min (m/min)	n/min, head shaft	hp required at head shaft	Additional hp-ft for intermediate lengths	Head		Tail		Belt width, in
								Head	Tail	Head	Tail	
6 × 4 × 4¼ – 12	25	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	1.0	0.02	1½in	1½in	20	14	7
		50	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	1.6	0.02	1½in	1½in	20	14
(132 × 102 × 108) – (305)	75	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	2.1	0.02	1½in	1½in	20	14	7
		25	27 (24.5)	1 (25.4)	225 (68.6)	43	1.6	0.04	1½in	1½in	20	14
8 × 5 × 5½ – 14	50	30 (27.2)	1 (25.4)	260 (79.2)	41	3.5	0.05	1½in	1½in	24	14	9
		75	30 (27.2)	1 (25.4)	260 (79.2)	41	4.8	0.05	2½in	1½in	24	14
(203 × 127 × 140) – (356)	25	45 (40.8)	1¼ (32.0)	225 (68.6)	43	3.0	0.063	1½in	1½in	20	16	11
		50	52 (47.2)	1¼ (32.0)	260 (79.2)	41	5.2	0.07	2½in	1½in	24	16
10 × 6 × 6¼ – 16	75	52 (47.2)	1¼ (32.0)	260 (79.2)	41	7.2	0.07	2½in	1½in	24	16	11
		25	75 (68.1)	1½ (38.1)	260 (79.2)	41	4.7	0.1	2½in	1½in	24	18
(254 × 152 × 159) – (406)	50	84 (76.3)	1½ (38.1)	300 (91.4)	38	8.9	0.115	2½in	1½in	30	18	13
		75	84 (76.3)	1½ (38.1)	300 (91.4)	38	11.7	0.115	3½in	2½in	30	18
14 × 7 × 7¼ – 18	25	100 (90.8)	1¾ (44.5)	300 (91.4)	38	7.3	0.14	2½in	2½in	30	18	15
		50	100 (90.8)	1¾ (44.5)	300 (91.4)	38	11.0	0.14	3½in	2½in	30	18
(355 × 179 × 184) – (457)	75	100 (90.8)	1¾ (44.5)	300 (91.4)	38	14.3	0.14	3½in	2½in	30	18	15
		25	150 (136.2)	2 (50.8)	300 (91.4)	38	8.5	0.165	2½in	2½in	30	20
50	150 (136.2)	2 (50.8)	300 (91.4)	38	19.6	0.165	3½in	2½in	30	20	18	



## Lampiran Perhitungan Alat Kecil Bucket Elevator-02

(406 × 203 × 216) = (457)	200 75	1,200 150	(1,300,27) (136,2)	2 (50,8)	(200,2) 400	(211,4) (121,9)	30 38	12,0 16,7	0,100 0,165	0,778 3,936	2,778 27,78	30 30	20 20	15 18
---------------------------	-----------	--------------	-----------------------	-------------	----------------	--------------------	----------	--------------	----------------	----------------	----------------	----------	----------	----------

\*From Stephens-Adamson Division, Allis-Chalmers Corporation.

†Bucket size given: width x projection x depth. Assumed bucket linear speed is 150 ft/min (45.7 m/min).

‡Elevator centers to nearest SI equivalent are 25 ft ≈ 8 m, 50 ft ≈ 15 m, and 75 ft ≈ 23 m.

§Capacities and horsepowers are given for materials having bulk densities of 100 lb/ft<sup>3</sup> (1602 kg/m<sup>3</sup>). For other densities these will vary in direct proportion: a 50-lb/ft<sup>3</sup> material will reduce the capacity and horsepower required by 50 percent.

¶If the amount of lump product is less than 15 percent of the total, lump size may be twice that given.

Sehingga dipilih :

Kapasitas	=	14	ton/jam		
Panjang	=	6	in		
Lebar	=	4	in		
Tinggi	=	4,25	in		
Volume <i>Bucket</i>	=	102,0	in <sup>3</sup>	=	0,0590 ft <sup>3</sup>
Jarak antar <i>Bucket</i>	=	12	in	=	1 ft
Lebar <i>Belt</i>	=	7	in	=	0,5833 ft
Densitas padatan	=	1,1820	kg/l	=	73,788 lb/ft <sup>3</sup>
Kecepatan putar <i>max</i>	=	225	ft/menit		

### 3. Massa Padatan dalam Satu *Bucket*

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Padatan} &= \text{Volume bucket} \times \text{Densitas padatan} \\
 &= 0,0590 \text{ ft}^3 \times 73,788 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 4,3555 \text{ lb/bucket}
 \end{aligned}$$

### 4. Waktu Tinggal dalam Satu *Bucket*

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu tinggal (t)} &= \frac{\text{Massa satu bucket}}{\text{Kecepatan umpan}} \\
 &= \frac{4,3555 \text{ lb/bucket}}{28039,0688 \text{ lb/jam}} \\
 &= 0,0002 \text{ jam/bucket} \\
 &= 0,0093 \text{ menit/bucket} \\
 &= 0,5592 \text{ detik/bucket}
 \end{aligned}$$

### 5. Tinggi satu bucket

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi bucket} &= 4,25 \text{ in} \\
 &= 0,3542 \text{ ft} \\
 \text{Jarak antar bucket} &= 1 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi total satu bucket} &= 1,3542 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### 6. Tinggi *bucket elevator*

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi bucket elevator} &= t_{S-01} + t_{\text{penyangga}} + t_{HO-01} \\
 &= 118,621 \text{ ft} + 29,6554 \text{ ft} + 9,1765 \text{ ft} \\
 &= 157,453 \text{ ft} \\
 &= 47,992 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah Bucket (n)} = \frac{\text{Tinggi bucket elevator}}{\text{Tinggi 1 bucket}}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Bucket (n)} &= \frac{157,4534 \text{ ft}}{1,3542 \text{ ft}} \\
 &= 117 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

**7. Kecepatan Linier Bucket Elevator**

$$t = \frac{\text{Tinggi bucket elevator}}{\text{Waktu tinggal n bucket}}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal n bucket} &= n \times t \\ &= 116,97 \times 0,0093 \text{ mnt} \\ &= 1,0902 \text{ mnt} \\ &= 65,413 \text{ detik} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear (V}_{lin}) &= \frac{\text{Tinggi bucket elevator}}{\text{Waktu tinggal n bucket}} \\ &= \frac{157,453 \text{ ft}}{1,0902 \text{ menit}} \\ &= 144,4229 \text{ ft/menit} \end{aligned}$$

**8. Daya Motor Penggerak**

Berdasarkan tabel 21-8, Perry ed 7th, halaman 21-15 diperoleh

$$\begin{aligned} \text{Hp} &= 1,0 \text{ Hp} + ( 0,02 \text{ Hp/ft} \times 157,453 \text{ ft} ) \\ &= 4,149 \text{ Hp} \\ &= 3,094 \text{ kW} \end{aligned}$$

**Table 3.1.** Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi motor penggerak} &= 80\% \\ \text{Daya penggerak} &= \frac{\text{Daya}}{\text{Efisiensi}} \\ &= \frac{3,094 \text{ kW}}{80\%} \\ &= 3,8674 \text{ kW} \\ &= 5,1863 \text{ Hp} \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

$$\text{Dipilih daya motor standart} = 5 \text{ Hp}$$

**KESIMPULAN**  
**BUCKET ELEVATOR (BE-02)**

Tugas : Menaikkan Polivinil Asetat ( $\text{CH}_3\text{CHCOOCH}_3$ )<sub>n</sub> dari *Screw Conveyor* (SC-01) menuju Mixer 01 (M-01).

Jenis : *Centrifugal Discharge Bucket Elevator*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C

Dimensi alat

Kapasitas umpan : 28039,069 lb/jam

Panjang bucket : 6 in = 0,1524 m

Lebar bucket : 4 in = 0,1016 m

Tinggi bucket : 4,25 in = 0,1080 m

Lebar belt : 7 in = 0,1778 m

Jarak antar bucket : 12 in = 0,3048 m

Jumlah bucket (n) : 117 buah

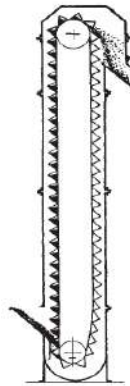
Tinggi total 1 bucket : 1,354 ft = 0,4128 m

Tinggi bucket elevator : 157,453 ft = 47,992 m

Waktu tinggal (n) bucket : 1,090 menit

Daya motor elevator : 5 Hp

**BUCKET ELEVATOR  
(BE-03)**



Gambar 1. Ilustrasi Bucket Elevator

Tugas : Menaikkan Natrium Hidroksida (NaOH) dari *Truk pengantar* menuju Silo 02 (S-02).  
 Jenis : *Centrifugal Discharge Bucket Elevator*  
 Kondisi Operasi :  
 Tekanan (P) = 1 atm  
 Suhu (T) = 30 °C = 303 K

**1. Data Umpan Masuk**

Komponen	F (kg/jam)	ρ (kg/l)	xi	ρ. xi
NaOH	62,9556	1,9093	0,99	1,8902
H <sub>2</sub> O	0,6359	1,0230	0,01	0,0102
Total	63,5915		1	1,9004

Kecepatan umpan = 63,5915 kg/jam  
 = 140,19534 lb/jam  
 = 0,0636 ton/jam

**2. Dimensi Bucket**

Berdasarkan tabel 21-8, Perry ed 7th, halaman 21-15 diperoleh dimensi *bucket* :

TABLE 21-8 Bucket-Elevator Specifications for Centrifugal-Discharge Buckets on Belt, Malleable-Iron, or Steel Buckets\*

Size of bucket, in (mm), and bucket spacing, in (mm)†	Elevator centers, ft‡	Capacity, tons/h (metric tons/h)‡	Size of lumps handled, in (mm)‡	Bucket Bucket speed, ft/min (m/min)	r/min, head shaft	hp required at head shaft	Additional hp/ft for intermediate lengths	Head	Tail	Head	Tail	Bel width, in
6 × 4 × 4½ - 12	25	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	1.0	0.02	1½in	1½in	20	14	7
	50	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	1.6	0.02	1½in	1½in	20	14	7
(152 × 102 × 108) - (305)	75	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	2.1	0.02	1½in	1½in	20	14	7
	25	27 (24.5)	1 (25.4)	225 (68.6)	43	1.6	0.04	1½in	1½in	20	14	9
8 × 5 × 5½ - 14	50	30 (27.2)	1 (25.4)	260 (79.2)	41	3.5	0.05	1½in	1½in	24	14	9
	75	30 (27.2)	1 (25.4)	260 (79.2)	41	4.8	0.05	2½in	1½in	24	14	9
(203 × 127 × 140) - (356)	25	45 (40.8)	1¼ (32.0)	225 (68.6)	43	3.0	0.063	1½in	1½in	20	16	11
	50	52 (47.2)	1¼ (32.0)	260 (79.2)	41	5.2	0.07	2½in	1½in	24	16	11
10 × 6 × 6½ - 16	75	52 (47.2)	1¼ (32.0)	260 (79.2)	41	7.2	0.07	2½in	1½in	24	16	11
	25	75 (68.1)	1½ (38.1)	260 (79.2)	41	4.7	0.1	2½in	1½in	24	18	13
12 × 7 × 7½ - 18	50	84 (76.3)	1½ (38.1)	300 (91.4)	38	8.9	0.115	2½in	1½in	30	18	13
	75	84 (76.3)	1½ (38.1)	300 (91.4)	38	11.7	0.115	3½in	2½in	30	18	13
(305 × 178 × 184) - (457)	25	100 (90.8)	1¾ (44.5)	300 (91.4)	38	7.3	0.14	2½in	2½in	30	18	15
	50	100 (90.8)	1¾ (44.5)	300 (91.4)	38	11.0	0.14	3½in	2½in	30	18	15
(355 × 179 × 184) - (457)	75	100 (90.8)	1¾ (44.5)	300 (91.4)	38	14.3	0.14	3½in	2½in	30	18	15
	25	150 (136.2)	2 (50.8)	300 (91.4)	38	8.5	0.165	2½in	2½in	30	20	18

## Lampiran Perhitungan Alat Kecil Bucket Elevator-03

(406 x 203 x 216) - (457)	50 75	150 (136.2) 150 (136.2)	2 (50.8) 2 (50.8)	300 (91.4) 400 (121.9)	38 38	12.6 16.7	0.165 0.165	3 3/8 3 3/8	2 7/8 2 7/8	30 30	30 30	18 18
---------------------------	----------	----------------------------	----------------------	---------------------------	----------	--------------	----------------	----------------	----------------	----------	----------	----------

\*From Stephens-Adamson Division, Allis-Chalmers Corporation.  
 †Bucket size given: width x projection x depth. Assumed bucket linear speed is 150 ft/min (45.7 m/min).  
 ‡Elevator centers to nearest SI equivalent are 25 ft ≈ 8 m, 50 ft ≈ 15 m, and 75 ft ≈ 23 m.  
 ††Capacities and horsepower are given for materials having bulk densities of 100 lb/ft<sup>3</sup> (1602 kg/m<sup>3</sup>). For other densities these will vary in direct proportion: a 50-lb/ft<sup>3</sup> material will reduce the capacity and horsepower required by 50 percent.  
 †††If the amount of lump product is less than 15 percent of the total, lump size may be twice that given.

Sehingga dipilih :

Kapasitas	=	14	ton/jam		
Panjang	=	6	in		
Lebar	=	4	in		
Tinggi	=	4,25	in		
Volume <i>Bucket</i>	=	102,0	in <sup>3</sup>	=	0,0590 ft <sup>3</sup>
Jarak antar <i>Bucket</i>	=	12	in	=	1 ft
Lebar <i>Belt</i>	=	7	in	=	0,5833 ft
Densitas padatan	=	1,9004	kg/l	=	118,640 lb/ft <sup>3</sup>
Kecepatan putar <i>max</i>	=	225	ft/mnt		

### 3. Massa Padatan dalam Satu *Bucket*

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Padatan} &= \text{Volume bucket} \times \text{Densitas padatan} \\
 &= 0,0590 \text{ ft}^3 \times 118,64 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 7,0031 \text{ lb/bucket}
 \end{aligned}$$

### 4. Waktu tinggal dalam Satu *Bucket*

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu tinggal (t)} &= \frac{\text{Massa satu bucket}}{\text{Kecepatan umpan}} \\
 &= \frac{7,0031 \text{ lb/bucket}}{140,1953 \text{ lb/jam}} \\
 &= 0,0500 \text{ jam/bucket} \\
 &= 2,9971 \text{ menit/bucket} \\
 &= 179,8281 \text{ detik/bucket}
 \end{aligned}$$

### 5. Tinggi Satu *Bucket*

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi bucket} &= 4,25 \text{ in} \\
 &= 0,3542 \text{ ft} \\
 \text{Jarak antar bucket} &= 1 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi total satu bucket} &= 1,3542 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### 6. Tinggi *Bucket Elevator*

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi bucket elevator} &= t_{S-02} + t_{\text{penyangga}} + t_{HO-02} \\
 &= 17,3143 \text{ ft} + 4,3286 \text{ ft} + 1,3394 \text{ ft} \\
 &= 22,982 \text{ ft} \\
 &= 7,005 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah Bucket (n)} = \frac{\text{Tinggi bucket elevator}}{\text{Tinggi 1 bucket}}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Bucket (n)} &= \frac{22,9823 \text{ ft}}{1,3542 \text{ ft}} \\
 &= 18 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

### 7. Kecepatan Linier Bucket Elevator

$$t = \frac{\text{Tinggi bucket elevator}}{\text{Waktu tinggal n bucket}}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal n bucket} &= n \times t \\ &= 18 \times 2,9971 \text{ mnt} \\ &= 52,964 \text{ mnt} \\ &= 3177,8 \text{ detik} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear (V}_{\text{lin}}) &= \frac{\text{Tinggi bucket elevator}}{\text{Waktu tinggal n bucket}} \\ &= \frac{22,982 \text{ ft}}{52,9639 \text{ menit}} \\ &= 0,4339 \text{ ft/menit} \end{aligned}$$

### 8. Daya Motor Penggerak

Berdasarkan tabel 21-8, Perry ed 7th, halaman 21-15 diperoleh

$$\begin{aligned} \text{Hp} &= 1,0 \text{ Hp} + ( 0,02 \text{ Hp/ft} \times 22,982 \text{ ft} ) \\ &= 1,460 \text{ Hp} \\ &= 1,088 \text{ kW} \end{aligned}$$

**Table 3.1.** Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

$$\text{Efisiensi motor penggerak} = 80\%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya penggerak} &= \frac{\text{Daya}}{\text{efisiensi}} \\ &= \frac{1,088 \text{ kW}}{80\%} \\ &= 1,3606 \text{ kW} \\ &= 1,8246 \text{ Hp} \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> 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.

$$\text{Dipilih daya motor standart} = 2 \text{ Hp}$$

**KESIMPULAN**  
**BUCKET ELEVATOR (BE-03)**

Tugas : Menaikkan Natrium Hidroksida (NaOH) dari *Truk pengantar* menuju Silo 02 (S-02)

Jenis : *Centrifugal Discharge Bucket Elevator*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C

Dimensi alat

Kapasitas umpan : 140,19534 lb/jam

Panjang bucket : 6 in = 0,1524 m

Lebar bucket : 4 in = 0,1016 m

Tinggi bucket : 4,25 in = 0,1080 m

Lebar belt : 7 in = 0,1778 m

Jarak antar bucket : 12 in = 0,3048 m

Jumlah bucket (n) : 18 buah

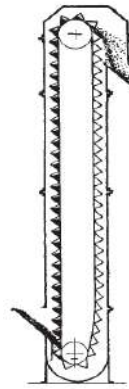
Tinggi total 1 bucket : 1,354 ft = 0,4128 m

Tinggi bucket elevator : 22,982 ft = 7,005 m

Waktu tinggal (n) bucket : 52,964 menit

Daya motor elevator : 2 Hp

**BUCKET ELEVATOR  
(BE-04)**



Gambar 1. Ilustrasi Bucket Elevator

- Tugas : Menaikkan Natrium Hidroksida (NaOH) dari *Screw Conveyor* menuju Mixer 02 (M-02).
- Jenis : *Centrifugal Discharge Bucket Elevator*
- Kondisi Operasi :
- Tekanan (P) = 1 atm
- Suhu (T) = 30 °C = 303 K

**1. Data Umpan Masuk**

Komponen	F (kg/jam)	ρ (kg/l)	xi	ρ. xi
NaOH	62,9556	1,9093	0,99	1,8902
H <sub>2</sub> O	0,6359	1,0230	0,01	0,0102
Total	63,5915		1	1,9004

Kecepatan umpan = 63,5915 kg/jam  
 = 140,19534 lb/jam  
 = 0,0636 ton/jam

**2. Dimensi Bucket**

Berdasarkan tabel 21-8, Perry ed 7th, halaman 21-15 diperoleh dimensi *bucket* :

**TABLE 21-8 Bucket-Elevator Specifications for Centrifugal-Discharge Buckets on Belt, Malleable-Iron, or Steel Buckets\***

Size of bucket, in (mm), and bucket spacing, in (mm)†	Elevator centers, ft‡	Capacity, tons/h (metric tons/h)‡		Size of lumps handled, in (mm)‡		Bucket Bucket speed, ft/min (m/min)		r/min, head shaft	hp required at head shaft	Additional hp/ft for intermediate lengths	Head	Tail	Head	Tail	Belt width, in
6 × 4 × 4¼ - 12	25	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	1.0	0.02	1½	1½	20	14	7			
	50	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	1.6	0.02	1½	1½	20	14	7			
(152 × 102 × 108) - (305)	75	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	2.1	0.02	1½	1½	20	14	7			
	25	27 (24.5)	1 (25.4)	225 (68.6)	43	1.6	0.04	1½	1½	20	14	9			
(303 × 127 × 140) - (356)	50	30 (27.2)	1 (25.4)	260 (79.2)	41	3.5	0.05	1½	1½	24	14	9			
	75	30 (27.2)	1 (25.4)	260 (79.2)	41	4.8	0.05	2½	1½	24	14	9			
10 × 6 × 6¼ - 16	25	45 (40.8)	1¼ (32.0)	225 (68.6)	43	3.0	0.063	1½	1½	20	16	11			
	50	52 (47.2)	1¼ (32.0)	260 (79.2)	41	5.2	0.07	2½	1½	24	16	11			
(254 × 152 × 159) - (406)	75	52 (47.2)	1¼ (32.0)	260 (79.2)	41	7.2	0.07	2½	1½	24	16	11			
	25	75 (68.1)	1½ (38.1)	260 (79.2)	41	4.7	0.1	2½	1½	24	18	13			
(305 × 178 × 184) - (457)	50	84 (76.3)	1½ (38.1)	300 (91.4)	38	8.9	0.115	2½	1½	30	18	13			
	75	84 (76.3)	1½ (38.1)	300 (91.4)	38	11.7	0.115	3½	2½	30	18	13			
14 × 7 × 7¼ - 18	25	100 (90.8)	1¾ (44.5)	300 (91.4)	38	7.3	0.14	2½	2½	30	18	15			
	50	100 (90.8)	1¾ (44.5)	300 (91.4)	38	11.0	0.14	3½	2½	30	18	15			
(355 × 179 × 184) - (457)	75	100 (90.8)	1¾ (44.5)	300 (91.4)	38	14.3	0.14	3½	2½	30	18	15			
	25	150 (136.2)	2 (50.8)	300 (91.4)	38	8.5	0.165	2½	2½	30	20	18			
(406 × 203 × 216) - (457)	50	150 (136.2)	2 (50.8)	300 (91.4)	38	12.6	0.165	3½	2½	30	20	18			
	75	150 (136.2)	2 (50.8)	400 (121.9)	38	16.7	0.165	3½	2½	30	20	18			

\*From Standard Aluminum Division, Allied Chemical Corporation



## Lampiran Perhitungan Alat Kecil Bucket Elevator-04

<sup>1</sup>From Stephens-Annamson Division, Ames-Lathams Corporation.

<sup>2</sup>Bucket size given: width × projection × depth. Assumed bucket linear speed is 150 ft/min (45.7 m/min).

<sup>3</sup>Elevator centers to nearest SI equivalent: are 25 ft ≈ 8 m, 50 ft ≈ 15 m, and 75 ft ≈ 23 m.

<sup>4</sup>Capacities and horsepower are given for materials having bulk densities of 100 lb/ft<sup>3</sup> (1602 kg/m<sup>3</sup>). For other densities these will vary in direct proportion: a 50-lb/ft<sup>3</sup> material will reduce the capacity and horsepower required by 50 percent.

<sup>5</sup>If the amount of lump product is less than 15 percent of the total, lump size may be twice that given.

Sehingga diperoleh :

Kapasitas	=	14	ton/jam	
Panjang	=	6	in	
Lebar	=	4	in	
Tinggi	=	4,25	in	
Volume <i>Bucket</i>	=	102,0	in <sup>3</sup>	= 0,0590 ft <sup>3</sup>
Jarak antar <i>Bucket</i>	=	12	in	= 1 ft
Lebar <i>Belt</i>	=	7	in	= 0,5833 ft
Densitas padatan	=	1,9004	kg/l	= 118,640 lb/ft <sup>3</sup>
Kecepatan putar <i>max</i>	=	225	ft/mnt	

### 3. Massa Padatan dalam Satu *Bucket*

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Padatan} &= \text{Volume } \textit{bucket} \times \text{Densitas padatan} \\
 &= 0,0590 \text{ ft}^3 \times 118,64 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 7,0031 \text{ lb/bucket}
 \end{aligned}$$

### 4. Waktu tinggal dalam Satu *Bucket*

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu tinggal (t)} &= \frac{\text{Massa satu } \textit{bucket}}{\text{Kecepatan umpan}} \\
 &= \frac{7,0031 \text{ lb/bucket}}{140,1953 \text{ lb/jam}} \\
 &= 0,0500 \text{ jam/bucket} \\
 &= 2,9971 \text{ menit/bucket} \\
 &= 179,8281 \text{ detik/bucket}
 \end{aligned}$$

### 5. Tinggi Satu *Bucket*

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi } \textit{bucket} &= 4,25 \text{ in} \\
 &= 0,3542 \text{ ft} \\
 \text{Jarak antar } \textit{bucket} &= 1 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi total satu } \textit{bucket} &= 1,3542 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### 6. Tinggi *Bucket Elevator*

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi } \textit{bucket elevator} &= t_{S-02} + t_{\text{penyangga}} + t_{HO-02} \\
 &= 17,3143 \text{ ft} + 4,3286 \text{ ft} + 1,3394 \text{ ft} \\
 &= 22,982 \text{ ft} \\
 &= 7,005 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah } \textit{Bucket} \text{ (n)} &= \frac{\text{Tinggi } \textit{bucket elevator}}{\text{Tinggi 1 } \textit{bucket}} \\
 \text{Jumlah } \textit{Bucket} \text{ (n)} &= \frac{22,9823 \text{ ft}}{1,3542 \text{ ft}} \\
 &= 18 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

### 7. Kecepatan Linier Bucket Elevator

$$t = \frac{\text{Tinggi bucket elevator}}{\text{Waktu tinggal n bucket}}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal n bucket} &= n \times t \\ &= 18 \times 2,9971 \text{ mnt} \\ &= 52,964 \text{ mnt} \\ &= 3177,8 \text{ detik} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear (V}_{\text{lin}}) &= \frac{\text{Tinggi bucket elevator}}{\text{Waktu tinggal n bucket}} \\ &= \frac{22,982 \text{ ft}}{52,9639 \text{ menit}} \\ &= 0,4339 \text{ ft/menit} \end{aligned}$$

### 8. Daya Motor Penggerak

Berdasarkan tabel 21-8, Perry ed 7th, halaman 21-15 diperoleh

$$\begin{aligned} \text{Hp} &= 1,0 \text{ Hp} + ( 0,02 \text{ Hp/ft} \times 22,982 \text{ ft} ) \\ &= 1,460 \text{ Hp} \\ &= 1,088 \text{ kW} \end{aligned}$$

**Table 3.1.** Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

$$\text{Efisiensi motor penggerak} = 80\%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya penggerak} &= \frac{\text{Daya}}{\text{efisiensi}} \\ &= \frac{1,088 \text{ kW}}{80\%} \\ &= 1,3606 \text{ kW} \\ &= 1,8246 \text{ Hp} \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> 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.

$$\text{Dipilih daya motor standart} = 2 \text{ Hp}$$

**KESIMPULAN**  
**BUCKET ELEVATOR (BE-04)**

Tugas : Menaikkan Natrium Hidroksida (NaOH) dari *Screw Conveyor* menuju Mixer 02 (M-02).

Jenis : *Centrifugal Discharge Bucket Elevator*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C

Dimensi alat

Kapasitas umpan : 140,19534 lb/jam

Panjang bucket : 6 in = 0,1524 m

Lebar bucket : 4 in = 0,1016 m

Tinggi bucket : 4,25 in = 0,1080 m

Lebar belt : 7 in = 0,1778 m

Jarak antar bucket : 12 in = 0,3048 m

Jumlah bucket (n) : 18 buah

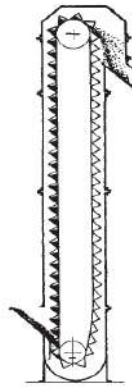
Tinggi total 1 bucket : 1,354 ft = 0,4128 m

Tinggi bucket elevator : 22,982 ft = 7,005 m

Waktu tinggal (n) bucket : 52,964 menit

Daya motor elevator : 2 Hp

**BUCKET ELEVATOR  
(BE-05)**



Gambar 1. Ilustrasi Bucket Elevator

Tugas : Menaikkan Polivinil Alkohol (CH<sub>2</sub>CHOH)<sub>n</sub> dari *Screw Conveyor* menuju Silo 03 (S-03).  
 Jenis : *Centrifugal Discharge Bucket Elevator*  
 Kondisi Operasi :  
 Tekanan (P) = 1 atm  
 Suhu (T) = 30 °C = 303 K

**1. Data Umpan Masuk**

Komponen	F (kg/jam)	ρ (kg/l)	xi	ρ. xi
(CH <sub>3</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	0,0504	1,1860	0,000008	0,00001
CH <sub>3</sub> OH	0,7674	0,7828	0,000122	0,00010
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	6313,1313	1,2880	0,999532	1,28740
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	2,1235	0,9210	0,000336	0,00031
NaOH	0,0126	1,9093	0,000002	0,00000
H <sub>2</sub> O	0,0035	1,0230	0,000001	0,00000
Total	6316,0887		1	1,2878

Kecepatan umpan = 6316,0887 kg/jam  
 = 13924,592 lb/jam  
 = 6,3161 ton/jam

**2. Dimensi Bucket**

Berdasarkan tabel 21-8, Perry ed 7th, halaman 21-15 diperoleh dimensi *bucket* :

**TABLE 21-8 Bucket-Elevator Specifications for Centrifugal-Discharge Buckets on Belt, Malleable-Iron, or Steel Buckets\***

Size of bucket, in (mm), and bucket spacing, in (mm)†	Elevator centers, ft	Capacity, tons/h (metric tons/h)‡	Size of lumps handled, in (mm)‡	Bucket Bucket speed, ft/min (m/min)	n/min, head shaft	hp required at head shaft	Additional hp/ft for intermediate lengths					Belt width, in
								Head	Tail	Head	Tail	
6 × 4 × 4¼ - 12	25	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	1.0	0.02	1½	1¼	20	14	7
	50	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	1.6	0.02	1½	1¼	20	14	7
(152 × 102 × 108) - (305)	75	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	2.1	0.02	1½	1¼	20	14	7
	25	27 (24.5)	1 (25.4)	225 (68.6)	43	1.6	0.04	1½	1¼	20	14	9
(203 × 127 × 140) - (356)	50	30 (27.2)	1 (25.4)	260 (79.2)	41	3.5	0.05	1½	1¼	24	14	9
	75	30 (27.2)	1 (25.4)	260 (79.2)	41	4.8	0.05	2½	1¼	24	14	9
10 × 6 × 6¼ - 16	25	45 (40.8)	1¼ (32.0)	225 (68.6)	43	3.0	0.083	1½	1¼	20	16	11
	50	52 (47.2)	1¼ (32.0)	260 (79.2)	41	5.2	0.07	2½	1¼	24	16	11
(354 × 152 × 159) - (406)	75	52 (47.2)	1¼ (32.0)	260 (79.2)	41	7.2	0.07	2½	1¼	24	16	11
	25	75 (68.1)	1½ (38.1)	260 (79.2)	41	4.7	0.1	2½	1¼	24	18	13
12 × 7 × 7¼ - 18	25	75 (68.1)	1½ (38.1)	260 (79.2)	41	4.7	0.1	2½	1¼	24	18	13
	50	84 (76.3)	1½ (38.1)	300 (91.4)	38	8.9	0.115	2½	1¼	30	18	13

## Lampiran Perhitungan Alat Kecil Bucket Elevator-05

(305 × 178 × 184) – (457) × 7 × 7/8 – 18	75	84 (76.3)	1 1/2 (38.1)	300 (91.4)	38	11.7	0.115	3/16	2/16	30	18	13
(355 × 179 × 184) – (457) × 7 × 7/8 – 18	25	100 (90.8)	1 3/4 (44.5)	300 (91.4)	38	7.3	0.14	2/16	2/16	30	18	15
(406 × 203 × 216) – (457) × 7 × 7/8 – 18	50	100 (90.8)	1 3/4 (44.5)	300 (91.4)	38	11.0	0.14	3/16	2/16	30	18	15
(355 × 179 × 184) – (457) × 7 × 7/8 – 18	75	100 (90.8)	1 3/4 (44.5)	300 (91.4)	38	14.3	0.14	3/16	2/16	30	18	15
(406 × 203 × 216) – (457) × 7 × 7/8 – 18	25	150 (136.2)	2 (50.8)	300 (91.4)	38	8.5	0.165	2/16	2/16	30	20	18
(406 × 203 × 216) – (457) × 7 × 7/8 – 18	50	150 (136.2)	2 (50.8)	300 (91.4)	38	12.6	0.165	3/16	2/16	30	20	18
(406 × 203 × 216) – (457) × 7 × 7/8 – 18	75	150 (136.2)	2 (50.8)	400 (121.9)	38	16.7	0.165	3/16	2/16	30	20	18

\*From Stephens-Adamson Division, Allis-Chalmers Corporation.

†Bucket size given: width × projection × depth. Assumed bucket linear speed is 150 ft/min (45.7 m/min).

‡Elevator centers to nearest SI equivalent are 25 ft = 8 m, 50 ft = 15 m, and 75 ft = 23 m.

§Capacities and horsepowers are given for materials having bulk densities of 100 lb/ft<sup>3</sup> (1602 kg/m<sup>3</sup>). For other densities these will vary in direct proportion: a 50-lb/ft<sup>3</sup> material will reduce the capacity and horsepower required by 50 percent.

¶If the amount of lump product is less than 15 percent of the total, lump size may be twice that given.

Seningga diipun :

Kapasitas	=	14	ton/jam		
Panjang	=	6	in		
Lebar	=	4	in		
Tinggi	=	4,25	in		
Volume <i>Bucket</i>	=	102,0	in <sup>3</sup>	=	0,0590 ft <sup>3</sup>
Jarak antar <i>Bucket</i>	=	12	in	=	1 ft
Lebar <i>Belt</i>	=	7	in	=	0,5833 ft
Densitas padatan	=	1,2878	kg/l	=	80,396 lb/ft <sup>3</sup>
Kecepatan putar <i>max</i>	=	225	ft/mnt		

### 3. Massa Padatan dalam Satu *Bucket*

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Padatan} &= \text{Volume } bucket \times \text{Densitas padatan} \\
 &= 0,0590 \text{ ft}^3 \times 80,40 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 4,7456 \text{ lb/bucket}
 \end{aligned}$$

### 4. Waktu tinggal dalam Satu *Bucket*

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu tinggal (t)} &= \frac{\text{Massa satu } bucket}{\text{Kkecepatan umpan}} \\
 &= \frac{4,7456 \text{ lb/bucket}}{13924,5920 \text{ lb/jam}} \\
 &= 0,0003 \text{ jam/bucket} \\
 &= 0,0204 \text{ menit/bucket} \\
 &= 1,2269 \text{ detik/bucket}
 \end{aligned}$$

### 5. Tinggi Satu *Bucket*

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi } bucket &= 4,25 \text{ in} \\
 &= 0,3542 \text{ ft} \\
 \text{Jarak antar } bucket &= 1 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi total satu } bucket &= 1,3542 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### 6. Tinggi *Bucket Elevator*

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi } bucket \text{ elevator} &= t \text{ S-03} + t \text{ penyangga} + t \text{ HO-05} \\
 &= 91,2894 \text{ ft} + 22,8223 \text{ ft} + 7,0621 \text{ ft} \\
 &= 121,174 \text{ ft} \\
 &= 36,934 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah } Bucket \text{ (n)} = \frac{\text{Tinggi } bucket \text{ elevator}}{\text{Tinggi 1 } bucket}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Bucket (n)} &= \frac{121,1739 \text{ ft}}{1,3542 \text{ ft}} \\ &= 90 \text{ buah} \end{aligned}$$

**7. Kecepatan linier bucket elevator**

$$t = \frac{\text{Tinggi bucket elevator}}{\text{Waktu tinggal n bucket}}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal n bucket} &= n \times t \\ &= 90 \times 0,0204 \text{ mnt} \\ &= 1,8441 \text{ mnt} \\ &= 110,64 \text{ detik} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear (V}_{lin}) &= \frac{\text{Tinggi bucket elevator}}{\text{Waktu tinggal n bucket}} \\ &= \frac{121,174 \text{ ft}}{1,8441 \text{ menit}} \\ &= 65,7097 \text{ ft/menit} \end{aligned}$$

**8. Daya Motor Penggerak**

Berdasarkan tabel 21-8, Perry ed 7th, halaman 21-15 diperoleh

$$\begin{aligned} \text{Hp} &= 1,0 \text{ Hp} + ( 0,02 \text{ Hp/ft} \times 121,174 \text{ ft} ) \\ &= 3,423 \text{ Hp} \\ &= 2,553 \text{ kW} \end{aligned}$$

**Table 3.1.** Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\begin{aligned} \text{Daya penggerak} &= \frac{\text{Daya}}{\text{efisiensi}} \\ &= \frac{2,553 \text{ kW}}{80\%} \\ &= 3,1911 \text{ kW} \\ &= 4,2793 \text{ Hp} \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih daya motor standart = 5 Hp

**KESIMPULAN**  
**BUCKET ELEVATOR (BE-05)**

Tugas : Menaikkan Polivinil Alkohol ( $\text{CH}_2\text{CHOH}$ )<sub>n</sub> dari *Screw Conveyor* menuju Silo 03 (S-03).

Jenis : *Centrifugal Discharge Bucket Elevator*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C

Dimensi alat

Kapasitas umpan : 13924,592 lb/jam

Panjang bucket : 6 in = 0,1524 m

Lebar bucket : 4 in = 0,1016 m

Tinggi bucket : 4,25 in = 0,1080 m

Lebar belt : 7 in = 0,1778 m

Jarak antar bucket : 12 in = 0,3048 m

Jumlah bucket (n) : 90 buah

Tinggi total 1 bucket : 1,354 ft = 0,4128 m

Tinggi bucket elevator : 121,174 ft = 36,934 m

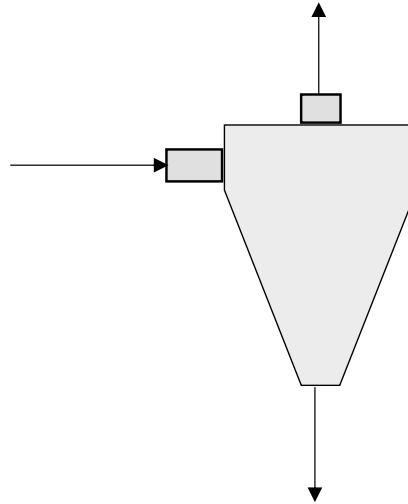
Waktu tinggal (n) bucket : 1,844 menit

Daya motor elevator : 5 Hp

**CYCLONE  
(CY-01)**

Tugas : Memisahkan produk yang terikat udara pengering pada *Rotary Dryer* (RD-01).

Jenis : *Van Tongeren Cyclone*



Kondisi Operasi :

Tekanan (P) = 1 atm

Suhu (T) = 30 °C

Asumsi padatan terikat gas pada *rotary dryer* = 1,0%

= 63,1313 kg/jam

Komponen	BM	Massa Masuk (kg/jam)	Keluar		ρ mix (kg/L)
			Padatan (kg/jam)	Padatan terikat Udara (kg/jam)	
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	86	5,0364	0,0504	4,9861	1,1420
CH <sub>3</sub> OH	32	76,7435	0,7674	75,9760	0,7308
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	44	6313,1313	6250,0000	63,1313	1,2502
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	74	212,3508	2,1235	210,2273	0,8479
NaOH	40	1,2591	0,0126	1,2465	1,8864
H <sub>2</sub> O	18	0,3454	0,0035	0,3420	0,9732
Total		6608,8665	6252,9574	355,9092	6,8305
		6608,8665	6608,8665		



Sehingga didapatkan keluaran Cyclone (CY-01) adalah

Tabel 2. Keluaran Cyclone (CY-01)

Komponen	BM	Hasil Atas		Hasil Bawah	
		Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	86	4,9861	0,0580	-	-
CH <sub>3</sub> OH	32	75,9760	2,3743	-	-
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	44	-	-	63,1313	1,4348
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	74	210,2273	2,8409	-	-
NaOH	40	1,2465	0,0312	-	-
H <sub>2</sub> O	18	0,3420	0,0190	-	-
Udara	29	4085,35279	140,8742	-	-
		4378,1307	146,1975	63,1313	1,4348

$$\begin{aligned}
 \text{Total Produk} &= \text{Padatan Keluar Rotary Dryer} + \text{Padatan Keluar Cyclone} \\
 &= 6252,9574 \text{ kg/jam} + 63,1313 \text{ kg/jam} \\
 &= 6316,0887 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

**a. Flow Rate Cyclone**

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{4441,2620 \text{ kg/jam}}{6830,5 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,6502 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0002 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Kisaran kecepatan inlet 9-27 m/s, maka diambil kecepatan inlet 9 m/s (Perry, 1999)

$$\text{Area inlet pada kecepatan inlet } 9 \text{ m/s} = 0,000020 \text{ m}^2$$

$$\text{Duct area} = 0.5 D_c \times 0.2 D_c = 0,1 D_c^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Sehingga } D_c &= \sqrt{0,000020 \times 0,1} \\
 &= 0,0142 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\text{Dipakai } D_c \text{ standar} = 0,203 \text{ m (Sinnott pg 599, 1989)}$$

**b. Menghitung d<sub>2</sub>**

$$d_2 = d_1 \left[ \left( \frac{D_{c2}}{D_{c1}} \right)^3 \times \frac{Q_1}{Q_2} \times \frac{\Delta\rho_1}{\Delta\rho_2} \times \frac{\mu_2}{\mu_1} \right]^{1/2} \quad \text{persamaan 10.8 Sinnott, 1989}$$

*d<sub>2</sub>* = mean diameter of the particle separated in the proposed design, at the same separating efficiency;

*D<sub>c1</sub>* = diameter of the standard cyclone = 8 inches (203 mm);

*D<sub>c2</sub>* = diameter of proposed cyclone, mm;

*Q<sub>1</sub>* = standard flow rate:

for high efficiency design = 223 m<sup>3</sup>/h;

for high throughput design = 669 m<sup>3</sup>/h;

*Q<sub>2</sub>* = proposed flow rate, m<sup>3</sup>/h;

*Δρ<sub>1</sub>* = solid-fluid density difference in standard conditions = 2000 kg/m<sup>3</sup>;

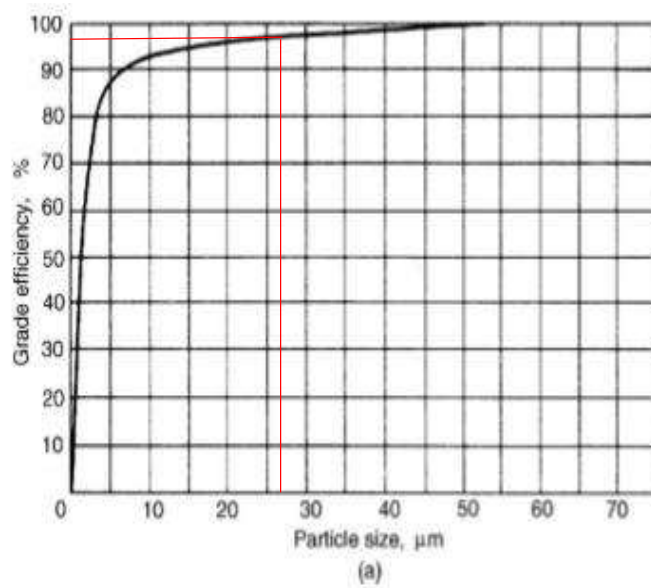
*Δρ<sub>2</sub>* = density difference, proposed design;

*μ<sub>1</sub>* = test fluid viscosity (air at 1 atm, 20°C) = 0.018 mN s/m<sup>2</sup>;

*μ<sub>2</sub>* = viscosity, proposed fluid.

Mencari  $d_1$  dari grafik 10.44b (Sinnot, 1989)

Effisiensi cyclone = 98% (Perry's Chemical Engineering Handbook 8th Edition, hal



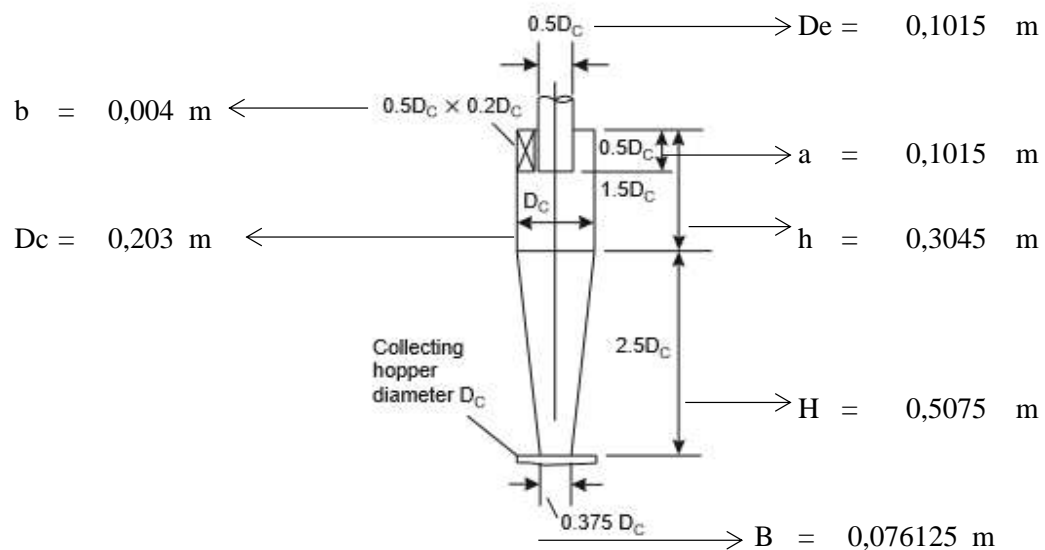
Dari grafik didapatkan  $d_1 = 23 \mu\text{m}$

$$d_2 = d_1 \left[ \left( \frac{D_{c2}}{D_{c1}} \right)^3 \times \frac{Q_1}{Q_2} \times \frac{\Delta\rho_1}{\Delta\rho_2} \times \frac{\mu_2}{\mu_1} \right]^{1/2}$$

Sehingga didapatkan  $d_2 = 1050,096 \mu\text{m}$   
 $= 1,0501 \text{ mm}$

### c. Menghitung Dimensi Cyclone

Berdasarkan Sinnot hal 595



**KESIMPULAN  
CYCLONE (CY-01)**

Tugas : Untuk memisahkan padatan yang terikat udara pengering pada *Rotary Dryer (RD-01)*.

Jenis : *Van Tongeren Cyclone*

Laju alir masuk = 6608,867 kg/jam

$\rho$  campuran = 6,8305 kg/L

Dimensi cyclone

Dc = 0,2030 m

De = 0,1015 m

a = 0,1015 m

b = 0,0041 m

h = 0,3045 m

H = 0,5075 m

B = 0,0761 m

**BLOWER**  
**(BL-01)**

Tugas = Mengalirkan udara lingkungan menuju Heater-03 untuk penyedia udara untuk Rotary Dryer (RD-01).  
Jenis = *Centrifugal Blower*



Figure 12-48B. Single-stage blower with automatically controlled inlet vanes. (Used by permission: A C Compressor Corporation.)

**1. Menentukan Kondisi Operasi**

$T_{in} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$   
 $P_{in} = 1 \text{ atm}$   
 $P_{out} = 1,1 \text{ atm}$

**2. Menentukan Kapasitas Blower**

Massa udara dari *rotary dryer* = 2922,3765 kg/jam  
= 6443,8403 lb/jam

Densitas udara pada suhu 30°C

Komponen	xi	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$\rho \cdot xi \text{ (kg/m}^3\text{)}$
O <sub>2</sub>	0,21	1,27	0,2667
N <sub>2</sub>	0,79	1,115	0,88085
Jumlah	1		1,14755

$$\begin{aligned} \text{Volume udara} &= \frac{\text{massa udara}}{\rho \text{ udara}} \\ &= \frac{2922,377 \text{ kg/jam}}{1,14755 \text{ kg/m}^3} \\ &= 2546,622398 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Dengan mengambil faktor *safety* 20%, maka

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas Blower} &= 1.2 \times \text{Volume Udara} \\
 &= 1,2 \times 2546,6224 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 3055,9469 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 107919,7455 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 1798,6624 \text{ ft}^3/\text{menit}
 \end{aligned}$$

### 3. Menentukan Effisiensi Blower

Berdasarkan Ludwig, Fig 12-63 hal 12-63, nilai k untuk udara sebesar

$$k = \frac{C_p}{C_v} = 1,406$$

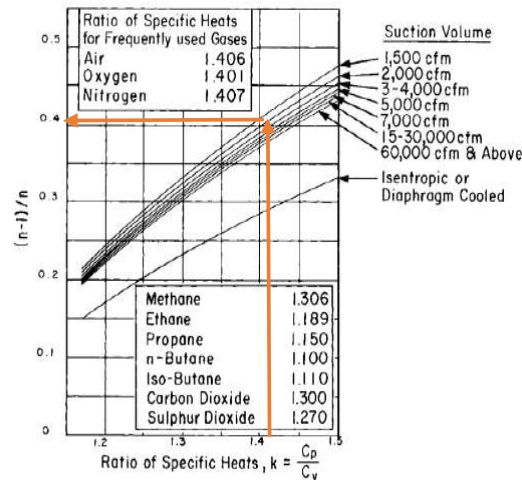


Figure 12-63. Ratio of specific heats  $(n - 1)/n$ . (Used by permission: Dresser-Rand Company.)

(Ludwig, Fig 12-63 hal 486)

Sehingga didapatkan  $\frac{(n-1)}{n} = 0,4$

$$\begin{aligned}
 \eta &= \frac{(k-1)/k}{(n-1)/n} \\
 &= \frac{0,2888}{0,4} \\
 &= 0,7
 \end{aligned}$$

### 3. Menentukan Suhu Keluaran Blower

$$\frac{T_b}{T_a} = \left(\frac{p_b}{p_a}\right)^{1-1/\gamma} \quad (8.22)$$

where  $T_a, T_b$  = inlet and outlet absolute temperatures, respectively  
 $p_a, p_b$  = corresponding inlet and outlet pressures

(Mc Cabe, hal 206)

$$\begin{aligned} P_b &= 1,1 \text{ atm} = 16,16549 \text{ lbf/in}^2 && (\text{asumsi } \Delta P = 0.1) \\ P_a &= 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ lbf/in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{T_b}{T_a} &= \frac{P_b}{P_a}^{1-1/\gamma} \\ \frac{T_b}{30} &= \frac{16,17}{14,7}^{1-1/1.4} \\ T_b &= 30,8282 \text{ }^\circ\text{C} = 547,1607 \text{ }^\circ\text{R} \\ T_a &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 545,67 \text{ }^\circ\text{R} \end{aligned}$$

#### 4. Menentukan Daya Blower

Blower dengan keadaan adiabatic :

$$P_B = \frac{0.0643 T_a \gamma q_0}{520(\gamma - 1)\eta} \left[ \left( \frac{P_b}{P_a} \right)^{1-1/\gamma} - 1 \right] \quad (8.29)$$

where  $P_B$  = brake horsepower  
 $q_0$  = volume of gas compressed, std ft<sup>3</sup>/min  
 $T_a$  = inlet temperature, °R

(Mc Cabe Smith hal 210)

$$\begin{aligned} P_B &= \text{Power (Hp)} \\ P_a &= \text{Tekanan masuk (atm)} = 1 \text{ atm} \\ P_b &= \text{Tekanan keluar (atm)} = 1,1 \text{ atm} \\ T_a &= \text{Suhu Masuk} = 0 \text{ }^\circ\text{C} = 491,67 \text{ }^\circ\text{R} \\ q_0 &= \text{Volume Gas masuk} = 1798,6624 \text{ ft}^3/\text{menit} \\ \eta &= \text{Efisiensi} = 0,7 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_b &= \frac{0,0643 T_a \gamma q_0}{520 (\gamma - 1) \eta} \left[ \left( \frac{P_b}{P_a} \right)^{1-1/\gamma} - 1 \right] \\ &= \frac{0,0643 (545,7 \cdot 1,4 \cdot 1798,66)}{520 (1,4 - 1) 0,7} \left[ \left( \frac{16,16549}{14,6959} \right)^{1-1/1,4} - 1 \right] \\ &= 16,2432 \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Sehingga dipilih Hp standar = 20 Hp

**KESIMPULAN**  
**BLOWER-01 (BL-01)**

Fungsi = Mengalirkan udara lingkungan menuju Heater-03 untuk penyedia udara panas untuk Rotary Dryer (RD-01).

Jenis = *Centrifugal Blower*

Kondisi Operasi :

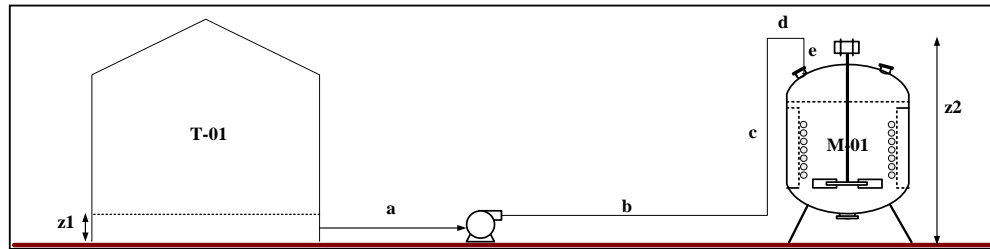
Tekanan masuk	=	1	atm
Tekanan Keluar	=	1,1	atm
Suhu masuk	=	30	°C
Suhu keluar	=	30,8282	°C

Spesifikasi Alat :

Kapasitas Umpan	=	1798,6624	ft <sup>3</sup> /menit
Efisiensi	=	0,7	
Daya	=	20	Hp
Jumlah	=	1	Unit

**POMPA  
(P-01)**

Tugas : Memompa larutan Metanol ( $\text{CH}_3\text{OH}$ ) dari Tangki 01 (T-01) menuju (M-01) dan *Mixer* (M-02).  
 Jenis : *Centrifugal Pump*



**Kondisi Operasi**

$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$   
 $P = 1 \text{ atm}$

$a = 36,41 \text{ m}$  ;  $c = 4,079 \text{ m}$  ;  $e = 1 \text{ m}$  ;  $g = 1 \text{ m}$   
 $b = 20,07 \text{ m}$  ;  $d = 1 \text{ m}$  ;  $f = 35 \text{ m}$  ;  $h = 1 \text{ m}$

Panjang Pipa Lurus = 99,56 m  
 Elevasi,  $z_1$  = 0,5 m (posisi suction head)  
 Elevasi,  $z_2$  = 8,915 m

**Langkah Perhitungan :**

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menentukan Jenis Pompa
6. Menentukan Tipe Impeler
7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya
8. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*

**Bahan yang dipompa :**

Komponen	BM (kg/kmol)	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	% massa	% mol
$\text{CH}_3\text{OH}$	32	8301,3577	259,4174	0,998	0,99645
$\text{H}_2\text{O}$	18	16,6360	0,9242	0,0020	0,0036
Total		8317,9937	260,3417	1	1



**1. Menentukan Titik Pemompaan**

- a. Titik 1, Suction : Permukaan cairan dari Tangki (T-01)
- Elevasi (z1) = 0,5 m
- (Ketinggian cairan pada Tangki yang dievaluasi tangki hampir kosong)
- Tinggi cairan = 17,48 m
  - Tinggi suction head = 1 m
  - Tekanan hidrostatik cairan suction head =  $\rho \times g \times h$  cairan  
 =  $919,0 \times 9,8 \times 17,48$   
 = 157389,3 Pa  
 = 1,5533 atm
  - Tekanan permukaan cairan suction head = 1 atm
  - Tekanan permukaan cairan suction head tota = 2,5533 atm  
 = 258714,3 Pa
- b. Titik 2, Discharge : Ujung pipa masuk Mixer (M-02)
- Elevasi (z2) =  $T_{\text{mixer}} + T_{\text{pondasi}} + L$   
 = 6,9154 + 1 + 1  
 = 8,9154 m
  - Tinggi discharge head = 8,9154 m
  - Tekanan permukaan cairan discharge head = 1 atm  
 = 101325 Pa

**2. Menentukan Kapasitas Pompa**

Data densitas fase cair ( $\text{kg/m}^3$ )

$$\rho = A \times (B^{-1 - \frac{T}{T_c}})^n$$

Komponen	A	B	n	Tc	$(1 - T/T_c)^n$
CH <sub>3</sub> OH	0,32119	0,274	0,2331	512,58	0,81182
H <sub>2</sub> O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	0,83491

Komponen	m (kg/jam)	x	$\rho$ ( $\text{kg/m}^3$ )	$\rho \cdot x$
CH <sub>3</sub> OH	8301,3577	0,998	918,7744	916,9369
CH <sub>3</sub> OH	16,6360	0,002	1023,0130	2,0460
Total	8317,9937	0,998		918,9829

$$\rho \text{ campuran} = 918,98 \text{ kg/m}^3 = 56,9769 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Laju Volumetrik, } Q = \frac{F}{\rho}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{8317,9937 \text{ Kg/jam}}{918,9829 \text{ Kg/m}^3} \\
 &= 9,0513 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0025 \text{ m}^3/\text{s} = 0,0888 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 39,8517 \text{ gall/menit}
 \end{aligned}$$

### 3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

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

(Walas, S.M.,1990 pers 6.32 hal 100)

Keterangan :

Q = Kecepatan Volume Fluida (ft<sup>3</sup>/s)

ρ = Densitas Fluida (lb/ft<sup>3</sup>)

Sehingga didapatkan :

$$D_{\text{opt}} = 2,2185 \text{ in}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPES (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036			
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072			
3/4	0.675	40*	0.493	0.132	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141			
1	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235			
1 1/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432			
1 1/2	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718			
2	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28			
2 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76			
3	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95			
3 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23			
4	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61			
6	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5			
8	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1			
10	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7			
12	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6			
14	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
		40	13.25	138			
16	14.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
		40	17.25	234			
18	15.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
		30	19.25	291			
20	16.0	20†	19.25	291	5.236	5.05	78.6
		30	21.25	355			
22	17.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
		30	23.25	425			

- Normal Pipe Size, Nps = 2,5 in
- Schedule Number, Sch = 40
- Outside Diameter, OD = 2,88 in = 0,0732 m
- Inside Diameter, ID = 2,469 in = 0,0627 m
- Flow Area per pipe, a" = 4,79 in<sup>2</sup> = 0,0031 m<sup>2</sup>

4. Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : *Commercial Steel*

(White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Brass	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Plastic	—	Smooth	Smooth	
Glass	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Maka diperoleh kekasaran pipa ( $\epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 0,00005 \text{ m}$ )

**Kekasaran relatif**  $= \frac{\epsilon}{ID}$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 0,000729

**Kecepatan aliran pipa**

$$V_{lin} = \frac{Q_L}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

$$= \frac{0,0025 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0031 \text{ m}^2}$$

$$= 0,8136 \text{ m/s}$$

**Viskositas fase cair**

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	$\log 10 \mu_{liq} = A + B/T + C.T + D.T^2$			
	A	B	C	D
CH <sub>3</sub> OH	-9,0562	1254,2000	0,0224	-2,35E-05
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5000	0,0177	-1,26E-05

Komponen	μ (Cp)	x	μ · X
CH <sub>3</sub> OH	0,5049	0,9980	0,5039
H <sub>2</sub> O	0,8177	0,0020	0,0016
Total		1,0000	0,5055

$\mu = 0,5055 \text{ cP} = 0,000506 \text{ Kg/m.s}$

**Bilangan Reynold**

$$Re = \frac{\rho_1 \cdot ID \cdot V_{lin}}{\mu}$$

$$= \frac{918,9829 \text{ Kg/m}^3 \times 0,0627 \text{ m} \times 0,8136 \text{ m/s}}{0,000506 \text{ Kg/m.s}}$$

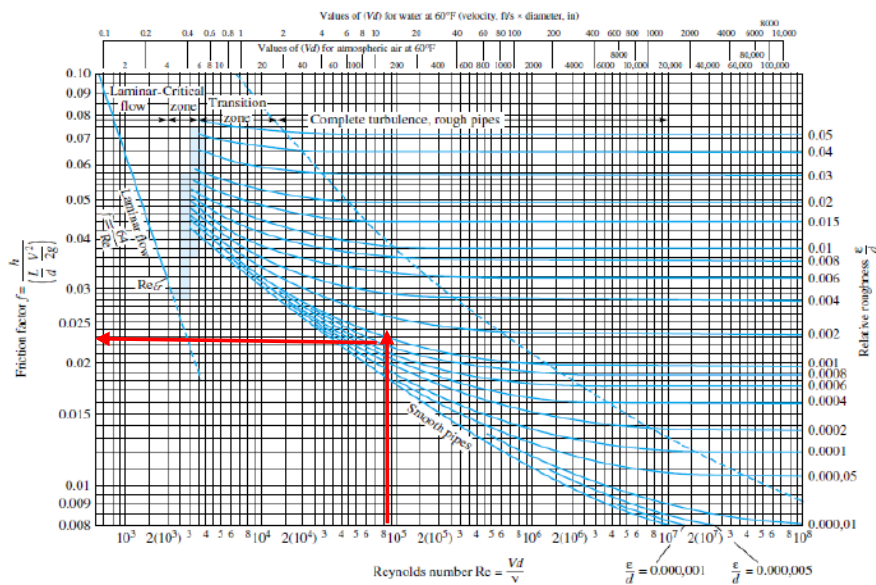
$$= 92750,5540$$

**Faktor Friksi Darey**

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370)

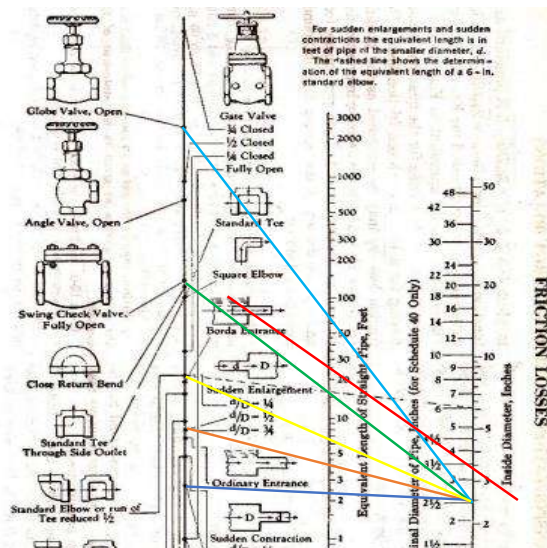
Dimana: Kekerasan relatif ( $\epsilon/ID$ ) = 0,000729

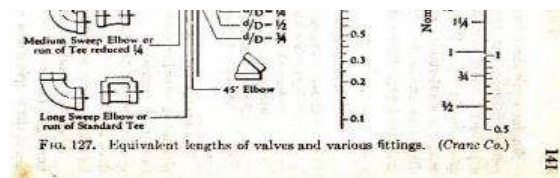
Bilangan Reynold (Re) = 92750,5540



Diperoleh nilai *friction factor* sebesar = 0,023

Dari fig. 2-20, “Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 87.





Panjang Ekuivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
Globe valve, open	70	1	70	21,3360
Swing check valve	17	2	34	10,3632
Standart elbow	6,5	5	32,5	9,9060
Standart tee	16	1	16	4,8768
Sudden enlargement	4	2	8	2,4384
Sudden construction	2,4	2	4,8	1,4630
Total	115,9	13	165,3	50,3834

$$\begin{aligned} \Sigma Le &= 50,3834 \text{ m} \\ \Sigma Le + L &= 50,3834 \text{ m} + 99,6 \text{ m} \\ &= 149,9404 \text{ m} \\ &= 491,931 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Rapat Berat (Weight Density)**

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_L \times g \\ &= 918,9829 \times 9,8 \\ &= 9006,0322 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

**Head Pompa**

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

- g = Percepatan gravitasi normal (m/s<sup>2</sup>)
- hf = Head karena friksi (m)
- Z<sub>1</sub> = Elevasi titik 1 (m)
- Z<sub>2</sub> = Elevasi titik 2 (m)
- H<sub>man</sub> = Head pompa (m)
- P<sub>1</sub> = Tekanan pada titik 1 (Pa)
- P<sub>2</sub> = Tekanan pada titik 2 (Pa)
- V<sub>1</sub> = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)
- V<sub>2</sub> = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \left( \frac{101325 - 157389}{9006,0322} \right) \text{ N/m}^2 \\ &= 6,2252 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \left( \frac{0,8136^2 - 0,8136^2}{2 \times 9,8} \right) \text{ m}^2/\text{s}^2 \\ &= 0,0000 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 8,92 \text{ m} - 0,50 \text{ m} \\ &= 8,4154 \text{ m} \end{aligned}$$

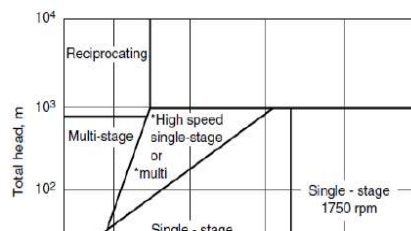
d. Friction Head

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,023 \times (99,56 + 50,3834) \times 0,8136^2}{2 \times 9,8 \times 0,0627} \\ &= 1,8572 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 6,23 + 0,0000 + 8,42 + 1,8572 \\ &= 16,4977 \text{ m} = 54,1265 \text{ ft} \end{aligned}$$

## 5. Jenis Pompa



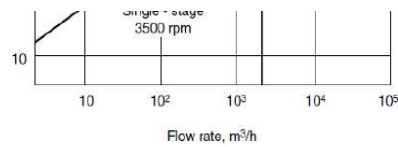


Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. \*Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

$$Q = 9,0513 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$H = 16,4977 \text{ m}$$

Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnott (1983) hal 245 dida

Jenis Pompa = *Centrifugal Pump - single stage*

Putaran Pompa = 3500 rpm

## 6. Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentrifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

dimana :

n = Putaran pompa, rpm

Q = Debit, gpm

H = Head pompa, ft

Ns = Specific speed

n = 3500 rpm

Q = 39,85 gpm

H = 54,1 ft

Sehingga

Ns = 1107,221

Dari nilai *specific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan

Jenis Impeller = *Radial-Vane Field*

Dari fig. 3-47, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol Ludwig (1999), hal 194.

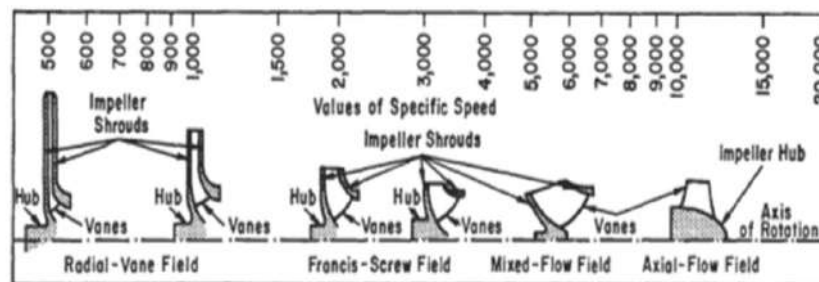


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, Standards of the Hydraulic Institute, 10th ed.) Also see [17]. Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

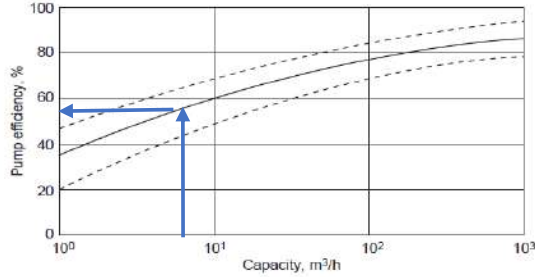


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\rho}{eff}$$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics o Plant and Process Design”, Towler dan Sinnott (2008), diperoleh :

Q = 9,0513 m<sup>3</sup>/jam

eff = 0,58

Maka BHP = 472,1115 lb.ft/s = 0,8498 hp

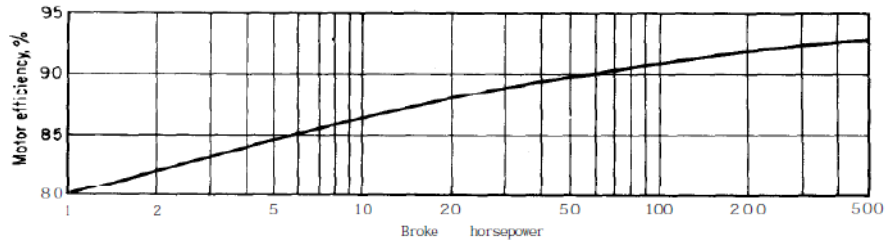


FIGURE 1438

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan

Efisiensi motor = 80%

Daya yang diperlukan =  $\frac{BHP}{\text{Efisiensi motor}}$  = 1,062 hp

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Berdasarkan standar, dipilih daya standar = 1,5 hp



**8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)**

**Tekanan uap fluida**

Data Tekanan Uap Murni

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

Dengan :

P sat = Tekanan uap komponen (mmHg)

T = Temperature (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
CH <sub>3</sub> OH	45,617	-3244,7000	-13,9880	6,64E-03	-1,05E-13
H <sub>2</sub> O	29,861	-3,15E+03	-7,3037	2,42E-09	1,81E-06

Komponen	kmol/jam	y	Puap (atm)
CH <sub>3</sub> OH	259,4174	0,9964	3,64E-16
H <sub>2</sub> O	0,9242	0,0036	1,48E-04
Total	260,342	1,0000	0,0001

Diperoleh Puap sebesar = 0,0001 atm

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 3-10 Ludwig hal.190 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / spgr) - H_f$$

Dimana :

Pa : tekanan operasi = 2,5533 atm = 2,5871 bar

Pvp : tekanan uap murni = 0,0001 atm = 0,0001 bar

S : suction head = 1,0 m

Spgr : specific gravity = 0,9190

f : friction factor = 0,023

L+Le : panjang total pipa = 149,94 m

v = 0,8136 m/s

g = 9,8 m/s<sup>2</sup>

ID = 0,0627 m

hsl : friction loss

$$\begin{aligned} hsl &= \frac{f \times (L+Le) \times v^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,023 \times 149,9 \times (0,8136 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,063 \text{ m}} \\ &= 1,8572 \text{ m} \\ &= 185,7151 \text{ cm} \end{aligned}$$

**NPSH yang tersedia (NPSHa)**

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_i &= S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / \text{spgr}) - \text{Hsl} \\ &= 1 + (2,553 - 1,48\text{E-}04) \times \frac{2,31}{0,919} - 1,857 \text{ m} \\ &= 5,4796 \text{ m} \end{aligned}$$

**NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)**

NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>) dihitung dengan pers. 2-43 Sularso hal. 46

$$\text{NPSH}_r = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/3} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} N &: \text{Kecepatan putar (rpm)} &= 3500 \text{ rpm} \\ Q &: \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/menit)} &= 0,1509 \text{ m}^3\text{/menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_r &= \left( \frac{3500}{1200} \right)^{4/3} \times (0,1509)^{2/3} \\ &= 0,1181 \text{ m} \end{aligned}$$

$$2,3574 > 0,1181$$

NPSH yang tersedia (NPSH<sub>a</sub>) > NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>), maka tidak terjadi kavitasi.

**KESIMPULAN  
POMPA (P-01)**

Fungsi : Memompa larutan Metanol ( $\text{CH}_3\text{OH}$ ) dari Tangki 01 (T-01) menuju *Mixer* (M-01) dan *Mixer* (M-02).

Tipe : *Centrifugal Pump*

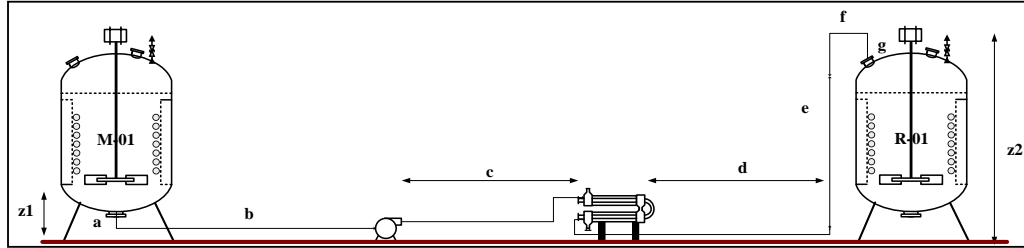
Pemilihan pipa :

Normal Pipe Size (Nps)	=	2,5	in	=	0,0635	m
Schedule Number (Sch)	=	40				
Outside Diameter (OD)	=	2,88	in	=	0,073152	m
Inside Diameter (ID)	=	2,469	in	=	0,0627	m
Flow Area per pipe (a")	=	4,79	in <sup>2</sup>	=	0,0031	m <sup>2</sup>

Panjang Pipa Total	=	149,94	m
Head Pompa Total	=	16,4977	m
Kecepatan Putar	=	3500	rpm
BHP	=	0,8498	Hp
Effisiensi Motor	=	80%	
Daya Penggerak Motor Stand:	=	1,5	Hp
Jenis Impeller	=	<i>Radial-Vane Field</i>	

**POMPA**  
**(P-02)**

Tugas : Memompa campuran larutan dari *Mixer* 1 (M-01) menuju Reaktor (R-01)  
Jenis : *Centrifugal Pump*



**Kondisi Operasi**

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

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

$$a = 0,5 \text{ m} ; c = 7,672 \text{ m} ; e = 5,106 \text{ m} ; g = 0,5 \text{ m}$$

$$b = 13,07 \text{ m} ; d = 15,28 \text{ m} ; f = 0,5 \text{ m}$$

Panjang Pipa Lurus = 42,63 m

Elevasi,  $z_1$  = 1 m (posisi *suction head*)

Elevasi,  $z_2$  = 15,28 m

**Langkah Perhitungan :**

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menentukan Jenis Pompa
6. Menentukan Tipe Impeler
7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya
8. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*

**Bahan yang dipompa :**

Komponen	BM (kg/kmol)	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	% massa	% mol
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	86	12804,6024	148,8907	0,6569	0,3680
$\text{CH}_3\text{OH}$	32	4764,5032	148,8907	0,2444	0,3680
$\text{H}_2\text{O}$	18	1922,8795	106,8266	0,0986	0,2640
Total		19491,9851	404,6081	1	1

**1. Menentukan Titik Pemompaan**

a. Titik 1, Suction : Permukaan cairan dari Tangki (T-02)

- Elevasi (z1) = 1 m  
(Ketinggian cairan pada Tangki yang dievaluasi tangki hampir kosong)
- Tinggi cairan = 2,58 m
- Tinggi suction head = 1 m
- Tekanan hidrostatik cairan suction head =  $\rho \times g \times h$  cairan  
= 1075 x 9,8 x 2,578  
= 27153,46 Pa  
= 0,2680 atm
- Tekanan permukaan cairan suction head = 1 atm
- Tekanan permukaan cairan suction head tot: = 1,2680 atm  
= 128478,5 Pa

b. Titik 2, Discharge : Ujung pipa masuk Reaktor (R-01)

- Elevasi (z2) = Treak + Tpondasi + L  
= 5,106 + 1 + 1  
= 7,106409 m
- Tinggi discharge head = 7,1064 m
- Tekanan Permukaan cairan discharge head = 1 atm  
= 101325 Pa

**2. Menentukan Kapasitas Pompa**



Data densitas fase cair (gr/ml)

$$\rho = A \times (B^{-1 - \frac{T}{Tc}})^n$$

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc)^n
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> )n	0,3212	0,25855	0,2745	506,8	0,77875
CH <sub>3</sub> OH	0,2720	0,2719	0,2331	512,58	0,8118
H <sub>2</sub> O	0,3471	0,274	0,2757	647,13	0,8402

Komponen	m (Kg/jam)	x	$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\rho \cdot x$
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> )n	12804,6024	0,656916	1190,0000	781,7304
CH <sub>3</sub> OH	4764,5032	0,244434	782,8067	191,3445
H <sub>2</sub> O	1922,8795	0,09865	1030,0424	101,6134
Total	19491,9851	1		1074,6883

$$\rho \text{ campuran} = 1074,688 \text{ kg/m}^3 = 66,6307 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Laju Volumetrik, } Q = \frac{F}{\rho}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{19491,9851 \text{ Kg/jam}}{1074,6883 \text{ Kg/m}^3} \\
 &= 18,1373 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,005038 \text{ m}^3/\text{s} = 0,1779 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 79,8563 \text{ gall/menit}
 \end{aligned}$$

**3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum**

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

(Walas, S.M.,1990 pers 6.32 hal 100)

Keterangan :

Q = Kecepatan Volume Fluida (ft<sup>3</sup>/s)

ρ = Densitas Fluida (lb/ft<sup>3</sup>)

Sehingga didapatkan :

$$D_{\text{opt}} = 3,0956 \text{ in}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPES (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/4	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		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		0.194	1.48
1 1/2	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 3/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.54
2 1/2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
3	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
4	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20†	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

- Normal Pipe Size, Nps = 4 in
- Schedule Number, Sch = 40
- Outside Diameter, OD = 4,5 in = 0,1143 m
- Inside Diameter, ID = 4,026 in = 0,1023 m
- Flow Area per pipe, a" = 12,7 in<sup>2</sup> = 0,008194 m<sup>2</sup>

4. Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel

(White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
Iron	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Maka diperoleh kekasaran pipa (ε) = 0,00015 ft = 0,00005 m

**Kekasaran relatif** =  $\frac{\epsilon}{ID}$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 0,000447

**Kecepatan aliran pipa**

$$V_{lin} = \frac{Q_L}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

$$= \frac{5,04E-03 \text{ m}^3/\text{s}}{8,19E-03 \text{ m}^2}$$

$$= 0,6149 \text{ m/s}$$

**Viskositas fase cair**

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	log 10 nliq = A + B/T + C.T + D.T <sup>2</sup>			
	A	B	C	D
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	-9,0671	1186,30	0,0227	-2,32E-05
CH <sub>3</sub> OH	-9,0562	1254,2000	0,0224	-2,35E-05
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5000	0,0177	-1,26E-05

Komponen	μ (Cp)	x	μ . X
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	0,3839	0,6569	0,2522
CH <sub>3</sub> OH	0,5060	0,2444	0,1237
H <sub>2</sub> O	0,8177	0,0986	0,0807
Total		1,0000	0,4566

μ = 0,4566 cP = 0,000457 Kg/m.s

**Bilangan Reynold**

$$Re = \frac{\rho_l \cdot ID \cdot V_{lin}}{\mu}$$

$$= \frac{1074,6883 \text{ Kg/m}^3 \times 0,1023 \text{ m} \times 0,6149 \text{ m/s}}{0,000457 \text{ Kg/m.s}}$$

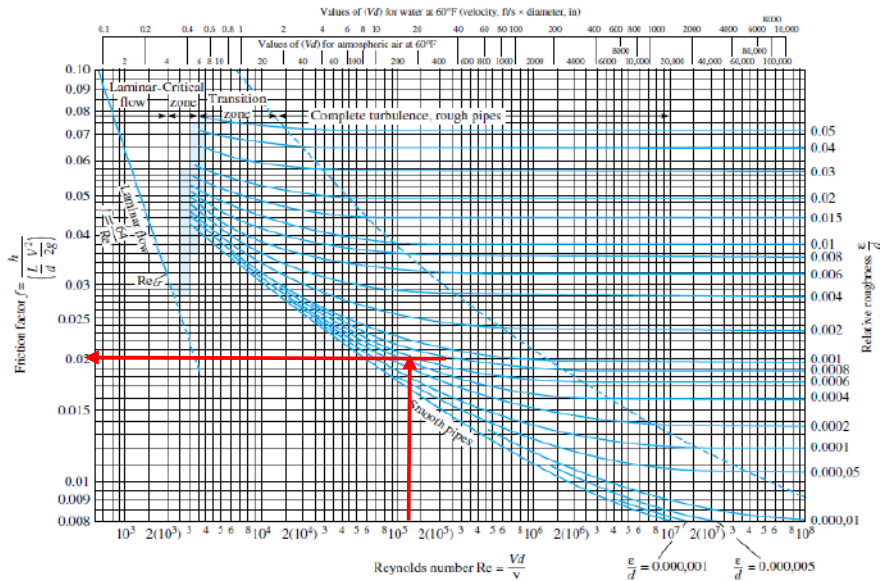
$$= 148010,3664$$

**Faktor Friksi Darcy**

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370)

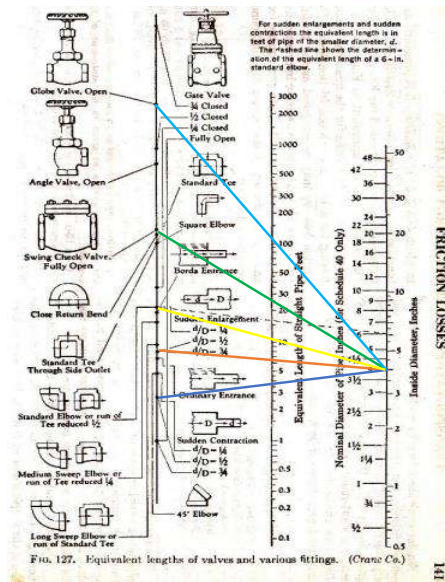
Dimana: Kekerasan relatif ( $\epsilon/ID$ ) = 0,00045

Bilangan Reynold (Re) = 148010,3664



Diperoleh nilai *friction factor* sebesar = 0,02

Ludwig (1999), hal 87.





Panjang Ekuivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
Globe valve, open	110	1	110	33,5280
Swing check valve	28	2	56	17,0688
Standart elbow	10	5	50	15,2400
Sudden enlargement	6	2	12	3,6576
Sudden construction	4	2	8	2,4384
Total			236	71,9328

$$\begin{aligned} \Sigma Le &= 71,9328 \text{ m} \\ \Sigma Le + L &= 71,9328 \text{ m} + 43 \text{ m} \\ &= 114,5612 \text{ m} \\ &= 375,8571 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Rapat Berat (*Weight Density*)

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_L \times g \\ &= 1074,6883 \times 9,8 \\ &= 10531,9458 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

### Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

- g = Percepatan gravitasi normal (m/s<sup>2</sup>)
- hf = Head karena friksi (m)
- Z<sub>1</sub> = Elevasi titik 1 (m)
- Z<sub>2</sub> = Elevasi titik 2 (m)
- H<sub>man</sub> = Head pompa (m)
- P<sub>1</sub> = Tekanan pada titik 1 (Pa)
- P<sub>2</sub> = Tekanan pada titik 2 (Pa)
- V<sub>1</sub> = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)
- V<sub>2</sub> = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \left( \frac{128478 - 101325}{10531,9458} \right) \text{ N/m}^2 \\ &= 2,5782 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\
 &= \left( \frac{0,6149^2 - 0,6149^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \right) \text{ m}^2/\text{s}^2 \\
 &= 0,0000 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \\
 &= 15,28 \text{ m} - 1,00 \text{ m} \\
 &= 14,28 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned}
 h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\
 &= \frac{0,020 \times (42,63 + 71,9328) \times 0,6149^2}{2 \times 9,8 \times 0,1023} \\
 &= 0,4322 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned}
 H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\
 &= 2,58 + 0,0000 + 14,28 + 0,4322 \\
 &= 17,2900 \text{ m} = 56,7259 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

5. Jenis Pompa

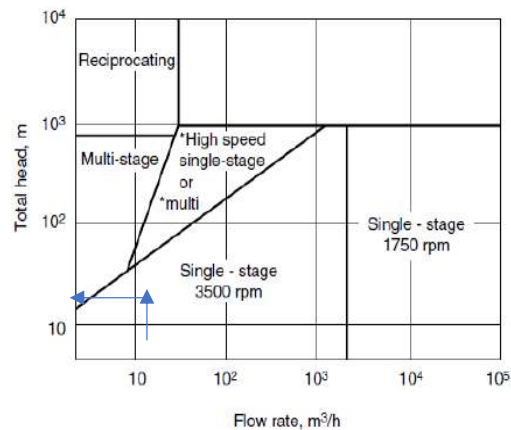


Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. \*Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

$$Q = 18,1373 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$H = 17,2900 \text{ m}$$

Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnott (1983) hal 245 dida

Jenis Pompa = *Centrifugal Pump - single stage*

Putaran Pompa = 3500 rpm

## 6. Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants V  
ditentukan

berdasarkan nilai *specific head* menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

dimana :

n = Putaran pompa, rpm

Q = Debit, gpm

H = Head pompa, ft

Ns = Specific speed

n = 3500 rpm

Q = 79,86 gpm

H = 56,7 ft

Sehingga

Ns = 1513,167

Dari nilai *specific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan

Jenis Impeller = *Francis-Screw Field*

Dari fig. 3-47, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol  
Ludwig (1999), hal 194.

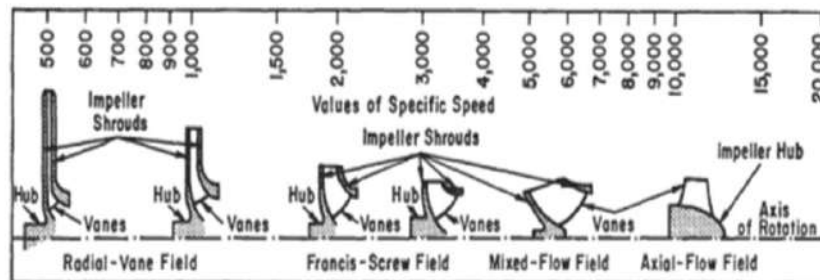


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed ranges. (By permission, Standards of the Hydraulic Institute, 10th ed.) Also see [17]. Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

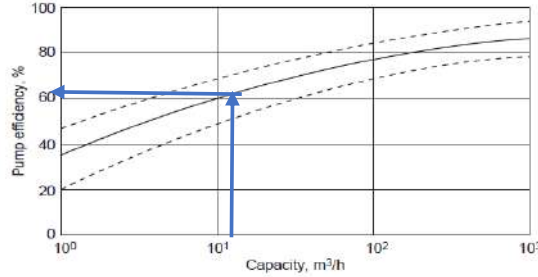


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\rho}{eff}$$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics o and Process Design”, Towler dan Sinnott (2008), diperoleh :

Q = 18,1373 m<sup>3</sup>/jam

eff = 0,61

Maka BHP = 1102,432 lb.ft/s = 1,9844 hp

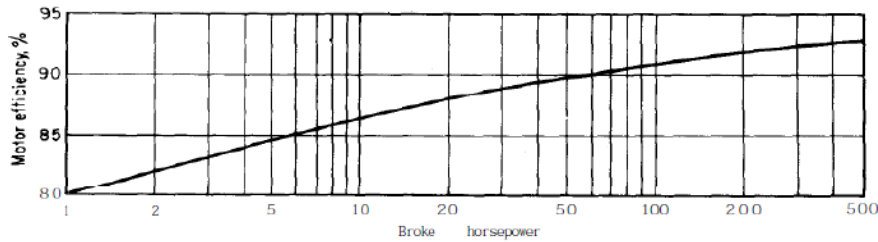


FIGURE 1438

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan

Efisiensi motor = 82%

Daya yang diperlukan =  $\frac{BHP}{\text{Efisiensi motor}}$  = 2,42 hp

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Berdasarkan standar, dipilih daya standar = 3 hp

8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Tekanan uap fluida

Data Tekanan Uap Murni

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

Dengan :

P sat = Tekanan uap komponen (mmHg)

T = Temperatur (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	-48,277	-1934,0	17,0000	2,96E-11	-8,75E-07
CH <sub>3</sub> OH	45,617	-3244,7	-13,9880	6,64E-03	-1,05E-13
H <sub>2</sub> O	29,861	-3152,2	-7,3037	2,42E-09	1,81E-06

Komponen	kmol/jam	y	Puap (atm)
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	148,8907	0,3680	1,35E-16
CH <sub>3</sub> OH	148,8907	0,3680	7,83E-02
H <sub>2</sub> O	106,8266	0,2640	1,10E-02
Total	404,608	1,0000	8,93E-02

Diperoleh Puap sebesar = 0,0893 atm

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 3-10 Ludwig hal.190 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / spgr) - H_f$$

Dimana :

P<sub>a</sub> : tekanan operasi = 1,2680 atm = 1,2848 bar

P<sub>vp</sub> : tekanan uap murni = 0,089 atm = 0,0905 bar

S : suction head = 1,0 m

Spgr : specific gravity = 1,0747

f : friction factor = 0,02

L+Le : panjang total pipa = 114,56 m

v = 0,6149 m/s

g = 9,8 m/s<sup>2</sup>

ID = 0,1023 m

hsl : friction loss

$$\begin{aligned} hsl &= \frac{f \times (L+Le) \times v^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,02 \times 114,6 \text{ m} \times (0,6149 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,102 \text{ m}} \\ &= 0,4322 \text{ m} \\ &= 43,2219 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSHa} &= S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / \text{spgr}) - H_{sl} \\ &= 1 + (1,285 - 0,1) \times \frac{2,31}{1,075} - 0,432 \text{ m} \\ &= 3,1349 \text{ m} \end{aligned}$$

**NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)**

NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>) dihitung dengan pers. 2-43 Sularso hal. 46

$$\text{NPSHr} = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/3} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} N &: \text{Kecepatan putar (rpm)} &= & 3500 \text{ rpm} \\ Q &: \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/menit)} &= & 0,3023 \text{ m}^3\text{/menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSHr} &= \left( \frac{3500}{1200} \right)^{4/3} \times (0,3023)^{2/3} \\ &= 0,1877 \text{ m} \end{aligned}$$

$$3,1349 > 0,1877$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>),  
maka tidak terjadi kavitasi

**KESIMPULAN  
POMPA (P-02)**

Tugas : Memompa campuran larutan dari *Mixer* 1 (M-01) menuju Reaktor (R-01)  
Jenis : *Centrifugal Pump*

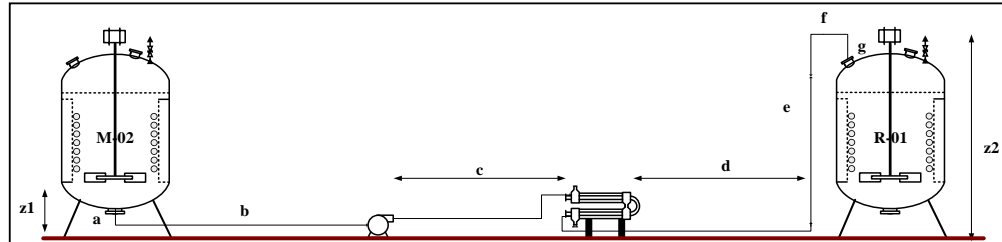
Pemilihan pipa :

Normal Pipe Size (Nps)	=	4	in	=	0,1016	m
Schedule Number (Sch)	=	40				
Outside Diameter (OD)	=	4,5	in	=	0,1143	m
Inside Diameter (ID)	=	4,026	in	=	0,1023	m
Flow Area per pipe (a")	=	12,7	in <sup>2</sup>	=	0,0082	m <sup>2</sup>

Panjang Pipa Total	=	114,56	m
Head Pompa Total	=	17,2900	m
Kecepatan Putar	=	3500	rpm
BHP	=	1,9844	Hp
Effisiensi Motor	=	82%	
Daya Penggerak Motor Standart	=	3	Hp
Jenis Impeller	=	<i>Francis-Screw Field</i>	

**POMPA**  
**(P-03)**

Tugas : Memompa campuran larutan dari *Mixer* (M-02) menuju Reaktor (R-01).  
Jenis : *Centrifugal Pump*



**Kondisi Operasi**

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

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

$$a = 0,5 \text{ m} ; c = 7,695 \text{ m} ; e = 5,106 \text{ m} ; g = 0,5 \text{ m}$$

$$b = 31,23 \text{ m} ; d = 23,33 \text{ m} ; f = 0,5 \text{ m}$$

Panjang Pipa Lurus = 68,86 m  
Elevasi, z1 = 1 m (posisi *suction head*)  
Elevasi, z2 = 23,33 m

**Langkah Perhitungan :**

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menentukan Jenis Pompa
6. Menentukan Tipe Impeler
7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya
8. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*

**Bahan yang dipompa :**

Komponen	BM (kg/kmol)	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	% massa	% mol
NaOH	40	62,9556	1,5739	0,0196	0,0157
CH <sub>3</sub> OH	32	3147,7812	98,3682	0,9783	0,9805
H <sub>2</sub> O	18	6,9441	0,3858	0,0022	0,0038
Total		3217,6809	100,3278	1	1



**1. Menentukan Titik Pemompaan**

a. Titik 1, Suction : Permukaan cairan dari Tangki (T-02)

- Elevasi (z1) = 1 m  
(Ketinggian cairan pada Tangki yang dievaluasi tangki hampir kosong)
- Tinggi cairan = 2,00 m
- Tinggi suction head = 1 m
- Tekanan hidrostatik cairan suction head =  $\rho \times g \times h$  cairan  
= 791,3 x 9,8 x 2,003  
= 15533,66 Pa  
= 0,1533 atm
- Tekanan permukaan cairan suction head = 1 atm
- Tekanan permukaan cairan suction head tot: = 1,1533 atm  
= 116858,7 Pa

b. Titik 2, Discharge : Ujung pipa masuk Mixer (M-01)

- Elevasi (z2) = Treak + Tpondasi + L  
= 5,1064 + 1 + 1  
= 7,1064 m
- Tinggi discharge head = 23,3294 m
- Tekanan Permukaan cairan discharge he = 1 atm  
= 101325 Pa

**2. Menentukan Kapasitas Pompa**

Data densitas fase cair (gr/ml)

$$\rho = A \times (B^{-1 - \frac{T}{Tc}})^n$$

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc)^n
NaOH	0,1998	0,09793	0,25382	2820	0,97156
CH <sub>3</sub> OH	0,2720	0,2719	0,2331	512,58	0,8118
H <sub>2</sub> O	0,3471	0,274	0,2757	647,13	0,8402

Komponen	m (Kg/jam)	x	$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\rho \cdot x$
NaOH	62,9556	0,0196	1190,0000	23,2830
CH <sub>3</sub> OH	3147,7812	0,9783	782,8067	765,8013
H <sub>2</sub> O	6,9441	0,0022	1030,0424	2,2229
Total	3217,6809	1		791,3072

$$\rho \text{ campuran} = 791,3072 \text{ kg/m}^3 = 49,0610 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju Volumetrik, } Q &= \frac{F}{\rho} \\
 &= \frac{3217,6809 \text{ Kg/jam}}{791,3072 \text{ Kg/m}^3} \\
 &= 4,0663 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,00113 \text{ m}^3/\text{s} = 0,0399 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 17,9033 \text{ gall}/\text{menit}
 \end{aligned}$$

**3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum**

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

(Walas, S.M.,1990 pers 6.32 hal 100)

Keterangan :

Q = Kecepatan Volume Fluida (ft<sup>3</sup>/s)

ρ = Densitas Fluida (lb/ft<sup>3</sup>)

Sehingga didapatkan :

$$D_{\text{opt}} = 1,5179 \text{ in}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
7/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.56
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.336	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

Normal Pipe Size, Nps = 2 in

Schedule Number, Sch = 40

Outside Diameter, OD = 2,38 in = 0,0605 m

Inside Diameter, ID = 2,067 in = 0,0525 m

Flow Area per pipe, a" = 3,35 in<sup>2</sup> = 0,002161 m<sup>2</sup>

4. Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel

(White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
Iron	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
	Concrete	Smoothed	0.00013	0.04
Rough		0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Maka diperoleh kekasaran pipa (ε) = 0,00015 ft = 0,00005 m

**Kekasaran relatif** =  $\frac{\epsilon}{ID}$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 0,000871

**Kecepatan aliran pipa**

$$V_{lin} = \frac{Q_L}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

$$= \frac{1,13E-03 \text{ m}^3/\text{s}}{2,16E-03 \text{ m}^2}$$

$$= 0,5226 \text{ m/s}$$

**Viskositas fase cair**

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	log 10 nliq = A + B/T + C.T + D.T <sup>2</sup>			
	A	B	C	D
NaOH	-4,1939	2051,50	0,0028	-6,16E-07
CH <sub>3</sub> OH	-9,0562	1254,2000	0,0224	-2,35E-05
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5000	0,0177	-1,26E-05

Komponen	μ (Cp)	x	μ . X
NaOH	2323,095	0,0196	45,4526
CH <sub>3</sub> OH	0,5060	0,9783	0,4950
H <sub>2</sub> O	0,8177	0,0022	0,0018
Total		1,0000	45,9493

μ = 45,9493 cP = 0,045949 Kg/m.s

**Bilangan Reynold**

$$Re = \frac{\rho_l \cdot ID \cdot V_{lin}}{\mu}$$

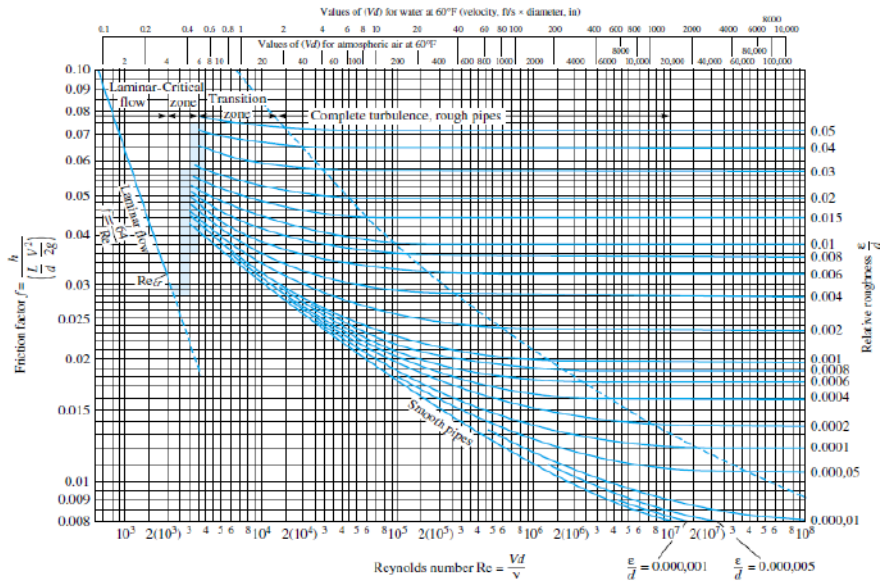
$$= \frac{791,3072 \text{ Kg/m}^3 \times 0,0525 \text{ m} \times 0,5226 \text{ m/s}}{0,045949 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 472,5234$$

**Faktor Friksi Darcy**

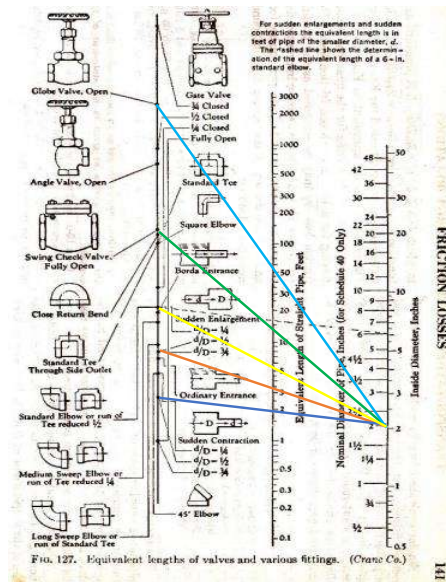
Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370)

Dimana: Kekerasan relatif ( $\epsilon/ID$ ) = 0,00087  
 Bilangan Reynold (Re) = 472,5234



Diperoleh nilai friction factor sebesar = 0,08

Dari fig. 2-20, “Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 87.



Panjang Ekuivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
Globe valve, open	59	1	59	17,9832
Swing check valve	14	2	28	8,5344
Standart elbow	5,5	6	33	10,0584
Sudden enlargement	3,5	2	7	2,1336
Sudden construction	1,9	2	3,8	1,1582
Total			130,8	39,8678

$$\begin{aligned}\Sigma Le &= 39,8678 \text{ m} \\ \Sigma Le + L &= 39,8678 \text{ m} + 69 \text{ m} \\ &= 108,7243 \text{ m} \\ &= 356,7071 \text{ ft}\end{aligned}$$

### Rapat Berat (*Weight Density*)

$$\begin{aligned}\gamma &= \rho_L \times g \\ &= 791,3072 \times 9,8 \\ &= 7754,8106 \text{ N/m}^3\end{aligned}$$

### Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

- g = Percepatan gravitasi normal (m/s<sup>2</sup>)
- hf = Head karena friksi (m)
- Z<sub>1</sub> = Elevasi titik 1 (m)
- Z<sub>2</sub> = Elevasi titik 2 (m)
- H<sub>man</sub> = Head pompa (m)
- P<sub>1</sub> = Tekanan pada titik 1 (Pa)
- P<sub>2</sub> = Tekanan pada titik 2 (Pa)
- V<sub>1</sub> = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)
- V<sub>2</sub> = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned}H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \left( \frac{116859 - 101325}{7754,8106} \right) \text{ N/m}^2 \\ &= 2,0031 \text{ m}\end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\
 &= \left( \frac{0,5226^2 - 0,5226^2}{2 \times 9,8} \right) \text{ m/s}^2 \\
 &= 0,0000 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \\
 &= 23,33 \text{ m} - 1,00 \text{ m} \\
 &= 22,33 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned}
 h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\
 &= \frac{0,080 \times (68,856 + 39,8678) \times 0,5226^2}{2 \times 9,8 \times 0,0525} \\
 &= 2,3086 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned}
 H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\
 &= 2,00 + 0,0000 + 22,33 + 2,3086 \\
 &= 26,6411 \text{ m} = 87,4052 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

5. Jenis Pompa

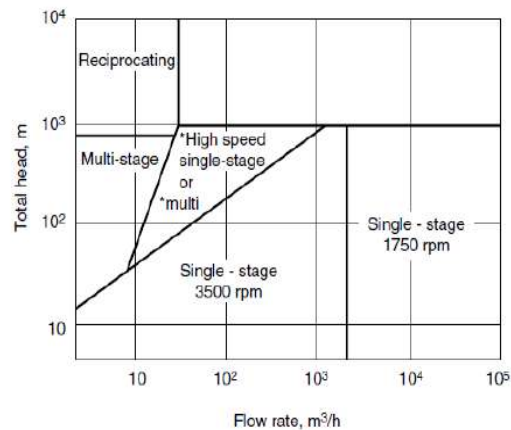


Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. \*Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

$$\begin{aligned}
 Q &= 4,0663 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 H &= 26,6411 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnott (1983) hal 245 dida  
 Jenis Pompa = Centrifugal Pump - multi stage  
 Putaran Pompa = 1750 rpm

**6. Menentukan Tipe Impeller**

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants V Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

dimana :

- n = Putaran pompa, rpm
- Q = Debit, gpm
- H = Head pompa, ft
- Ns = Specific speed
- n = 1750 rpm
- Q = 17,90 gpm
- H = 87,4 ft

Sehingga

Ns = 259,031

Dari nilai *specific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan

Jenis Impeller = Radial-Vane Field

Dari fig. 3-47, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol Ludwig (1999), hal 194.

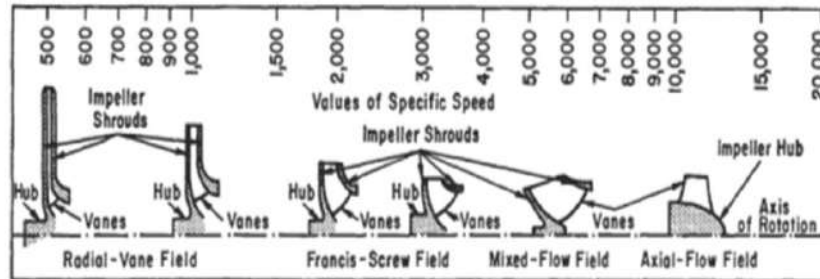


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, Standards of the Hydraulic Institute, 10th ed.) Also see [17]. Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

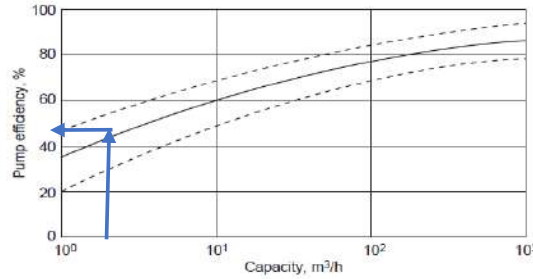


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\rho}{eff}$$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics o and Process Design”, Towler dan Sinnott (2008), diperoleh :

Q = 4,0663 m<sup>3</sup>/jam

eff = 0,45

Maka BHP = 380,1125 lb.ft/s = 0,6842 hp

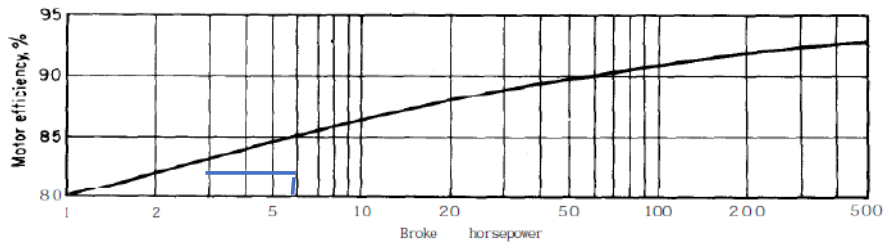


FIGURE 1438

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan

Efisiensi motor = 80%

Daya yang diperlukan =  $\frac{BHP}{\text{Efisiensi motor}}$  = 0,855 hp

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Berdasarkan standar, dipilih daya standar = 1 hp



**8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)**

**Tekanan uap fluida**

Data Tekanan Uap Murni

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

Dengan :

P sat = Tekanan uap komponen (mmHg)

T = Temperatur (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
NaOH	-48,277	-1934,0000	17,0000	2,96E-11	-8,75E-07
CH <sub>3</sub> OH	45,617	-3244,7000	-13,9880	6,64E-03	-1,05E-13
H <sub>2</sub> O	29,861	-3,15E+03	-7,3037	2,42E-09	1,81E-06

Komponen	kmol/jam	y	Puap (atm)
NaOH	1,5739	0,0157	5,74E-18
CH <sub>3</sub> OH	98,3682	0,9805	2,09E-01
H <sub>2</sub> O	0,3858	0,0038	1,60E-04
Total	100,328	1,0000	2,09E-01

Diperoleh Puap sebesar = 0,2089 atm

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 3-10 Ludwig hal.190 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / spgr) - H_f$$

Dimana :

Pa : tekanan operasi = 1,1533 atm = 1,1686 bar

Pvp : tekanan uap murni = 0,209 atm = 0,2117 bar

S : suction head = 1,0 m

Spgr : specific gravity = 0,7913

f : friction factor = 0,08

L+Le : panjang total pipa = 108,72 m

v = 0,5226 m/s

g = 9,8 m/s<sup>2</sup>

ID = 0,0525 m

hsl : friction loss

$$\begin{aligned} hsl &= \frac{f \times (L+Le) \times v^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,08 \times 108,7 \text{ m} \times (0,5226 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,053 \text{ m}} \\ &= 2,3086 \text{ m} \\ &= 230,8621 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSHa} &= S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / \text{spgr}) - H_{sl} \\ &= 1 + (1,169 - 0,2) \times \frac{2,31}{0,791} - 2,3 \text{ m} \\ &= 1,4849 \text{ m} \end{aligned}$$

**NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)**

NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>) dihitung dengan pers. 2-43 Sularso hal. 46

$$\text{NPSHr} = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/3} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} N &: \text{Kecepatan putar (rpm)} &= 1750 \text{ rpm} \\ Q &: \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/menit)} &= 0,0678 \text{ m}^3\text{/menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSHr} &= \left( \frac{1750}{1200} \right)^{4/3} \times (0,0678)^{2/3} \\ &= 0,0275 \text{ m} \end{aligned}$$

$$1,4849 > 0,02749$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>), maka tidak terjadi kavitasi.

**KESIMPULAN  
POMPA (P-03)**

Tugas : Memompa campuran larutan dari *Mixer* (M-02) menuju Reaktor (R-01)  
Jenis : *Centrifugal Pump*

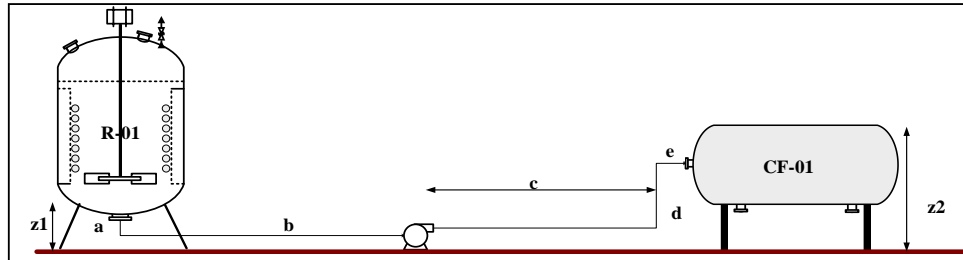
Pemilihan pipa :

Normal Pipe Size (Nps)	=	2	in	=	0,0508	m
Schedule Number (Sch)	=	40				
Outside Diameter (OD)	=	2,38	in	=	0,060452	m
Inside Diameter (ID)	=	2,067	in	=	0,0525	m
Flow Area per pipe (a")	=	3,35	in <sup>2</sup>	=	0,0022	m <sup>2</sup>

Panjang Pipa Total	=	108,72	m
Head Pompa Total	=	26,6411	m
Kecepatan Putar	=	1750	rpm
BHP	=	0,6842	Hp
Effisiensi Motor	=	80%	
Daya Penggerak Motor Standart	=	1	Hp
Jenis Impeller	=	<i>Radial-Vane Field</i>	

**POMPA  
(P-04)**

Tugas : Memompa hasil Reaktor (R-01) dari Reaktor (T-01) menuju Centrifuge (CF-01).  
 Jenis : Centrifugal Pump



**Kondisi Operasi**

$T = 57 \text{ } ^\circ\text{C} = 330 \text{ K}$   
 $P = 1 \text{ atm}$

$a = 0,5 \text{ m} ; c = 7,622 \text{ m} ; e = 1 \text{ m} ;$   
 $b = 16,72 \text{ m} ; d = 1 \text{ m} ;$

Panjang Pipa Lurus = 26,85 m  
 Elevasi,  $z_1$  = 1 m (posisi suction head)  
 Elevasi,  $z_2$  = 3 m

**Langkah Perhitungan :**

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menentukan Jenis Pompa
6. Menentukan Tipe Impeler
7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya
8. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*

**Bahan yang dipompa :**

Komponen	BM (kg/kmol)	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	% massa	% mol
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	86	251,8225	2,9282	0,0119	7,10E-03
$\text{CH}_3\text{OH}$	32	3837,1726	119,9116	0,1819	0,2908
$(\text{CH}_2\text{CHOH})_n$	44	6313,1313	143,4803	0,2992	0,3480
$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$	74	10617,5390	143,4803	0,5032	0,3480

NaOH	40	62,9556	1,5739	0,0030	0,0038
H <sub>2</sub> O	18	17,2719	0,9596	0,0008	0,0023
Total		21099,8929	412,3338	1	1

### 1. Menentukan Titik Pemompaan

a. Titik 1, Suction : Permukaan cairan dari Tangki (T-02)

- Elevasi (z1) = 1 m  
(Ketinggian cairan pada Tangki yang dievaluasi tangki hampir kosong)
- Tinggi cairan = 2,43 m
- Tinggi suction head = 1 m
- Tekanan hidrostatik cairan suction head =  $\rho \times g \times h$  cairan  
= 977,1 x 9,8 x 2,431  
= 23279,07 Pa  
= 0,2297 atm
- Tekanan permukaan cairan suction head = 1 atm
- Tekanan permukaan cairan suction head total = 1,2297 atm  
= 124604,1 Pa

b. Titik 2, Discharge : Ujung pipa masuk Centrifuge (CF-01)

- Elevasi (z2) = Tcf + Tpondasi + L  
= 1 + 1 + 1  
= 3 m
- Tinggi discharge head = 1,0 m
- Tekanan Permukaan cairan discharge head = 1 atm  
= 101325 Pa

### 2. Menentukan Kapasitas Pompa

Data densitas fase cair (gr/ml)

$$\rho = A \times (B^{-1 - \frac{T}{Tc}})^n$$

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc)^n
CH <sub>3</sub> OH	0,2720	0,2719	0,2331	512,58	0,7861
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	0,3212	0,2586	0,2745	506,8000	0,7490
NaOH	0,1998	0,0979	0,2538	2820,0000	0,9689
H <sub>2</sub> O	0,3471	0,274	0,2757	647,13	0,8215

Komponen	m (Kg/jam)	x	$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\rho \cdot x$
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	251,8225	0,011935	1160,0000	13,8443
CH <sub>3</sub> OH	3837,1726	0,181857	757,0574	137,6765
(CH <sub>2</sub> CHOH) <sub>n</sub>	6313,1313	0,299202	1250,0000	374,0026
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	10617,5390	0,503203	884,5863	445,1269
NaOH	62,9556	0,002984	1897,5504	5,6617
H <sub>2</sub> O	17,2719	0,000819	1005,3841	0,8230
Total	21099,8929	1		977,1350

$$\rho \text{ campuran} = 977,135 \text{ kg/m}^3 = 60,5824 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik, } Q &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{21099,8929 \text{ Kg/jam}}{977,1350 \text{ Kg/m}^3} \\ &= 21,5936 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,005998 \text{ m}^3/\text{s} = 0,2118 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 95,0739 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

### 3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

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

(Walas, S.M., 1990 pers 6.32 hal 100)

Keterangan :

Q = Kecepatan Volume Fluida (ft<sup>3</sup>/s)

$\rho$  = Densitas Fluida (lb/ft<sup>3</sup>)

Sehingga didapatkan :

$$D_{\text{opt}} = 3,3072 \text{ in}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036	0.066	0.32	
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072	0.079	0.54	
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141	0.111	0.74	
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235	0.143	1.09	
7/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432	0.194	1.48	
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718	0.250	2.17	
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28	0.335	3.00	
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76	0.393	3.64	
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95	0.508	5.03	
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23	0.609	7.67	
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61	0.760	10.3	
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5	1.002	15.0	
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1	1.510	28.6	
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7	2.000	43.4	
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6	2.55	54.8	

12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.685	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

Normal Pipe Size, Nps = 4 in  
 Schedule Number, Sch = 40  
 Outside Diameter, OD = 4,5 in = 0,1143 m  
 Inside Diameter, ID = 4,026 in = 0,1023 m  
 Flow Area per pipe, a" = 12,7 in<sup>2</sup> = 0,008194 m<sup>2</sup>

**4. Menghitung Head Pompa**

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.00007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
Iron	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.00007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.00005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
	Concrete	Smoothed	0.00013	0.04
Rubber	Rough	0.007	2.0	±50
	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Maka diperoleh kekasaran pipa (ε) = 0,00015 ft = 0,00005 m

**Kekasaran relatif** =  $\frac{\epsilon}{ID}$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 0,000447

**Kecepatan aliran pipa**

$$V_{lin} = \frac{Q_L}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

$$= \frac{6,00E-03 \text{ m}^3/\text{s}}{8,19E-03 \text{ m}^2}$$

$$= 0,7321 \text{ m/s}$$

**Viskositas fase cair**

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	log 10 nliq = A + B/T + C.T + D.T <sup>2</sup>			
	A	B	C	D
(CH <sub>2</sub> CHCOOCH <sub>3</sub> ) <sub>n</sub>	-9,0671	1186,30	0,0227	-2,32E-05
CH <sub>3</sub> OH	-9,0562	1254,2000	0,0224	-2,35E-05
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	-7,0933	930,7400	0,0177	-1,90E-05
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5000	0,0177	-1,26E-05

Komponen	$\mu$ (Cp)	x	$\mu \cdot X$
$(\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3)_n$	0,3014	0,0119	0,0036
$\text{CH}_3\text{OH}$	0,3694	0,1819	0,0672
$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$	0,3080	0,2992	0,0922
$\text{H}_2\text{O}$	0,4914	0,0008	0,0004
Total		0,4938	0,1633

$\mu = 0,1633 \text{ cP} = 0,000163 \text{ Kg/m.s}$

**Bilangan Reynold**

$$Re = \frac{\rho_1 \cdot ID \cdot V_{lin}}{\mu}$$

$$= \frac{977,1350 \text{ Kg/m}^3 \times 0,1023 \text{ m} \times 0,7321 \text{ m/s}}{0,000163 \text{ Kg/m.s}}$$

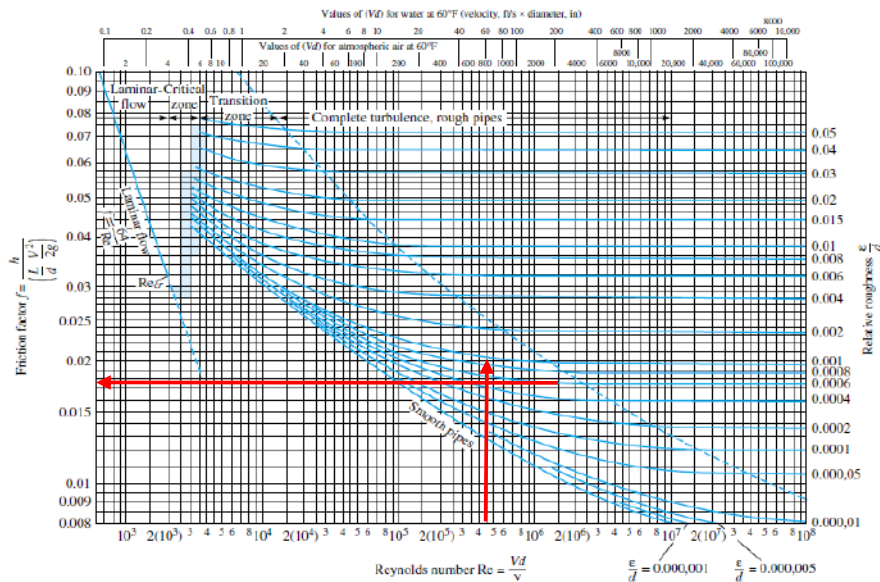
$$= 447817,6177$$

**Faktor Friksi Darcy**

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370)

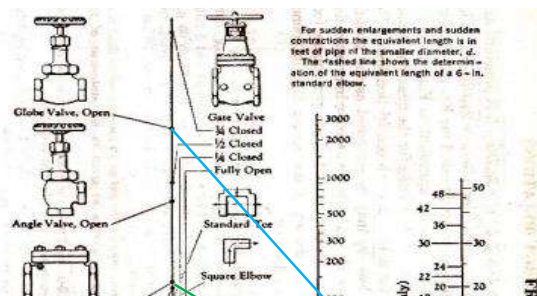
Dimana: Kekerasan relatif ( $\epsilon/ID$ ) = 0,00045

Bilangan Reynold (Re) = 447817,6177

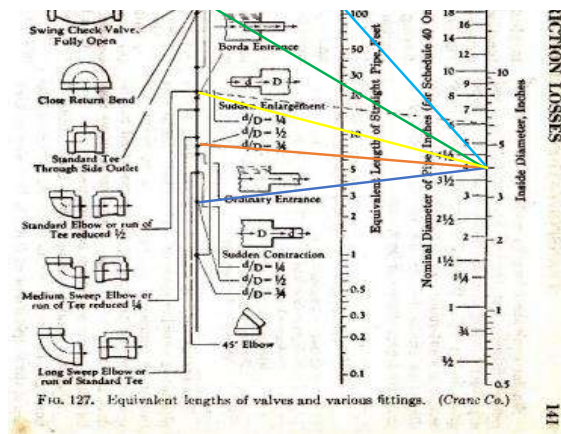


Diperoleh nilai friction factor sebesar = 0,0185

Dari fig. 2-20, “Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 87.







Panjang Ekuivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
Globe valve, open	110	1	110	33,5280
Swing check valve	28	2	56	17,0688
Standart elbow	10	7	70	21,3360
Sudden enlargement	6	2	12	3,6576
Sudden construction	4	2	8	2,4384
Total			256	78,0288

$$\begin{aligned} \Sigma Le &= 78,0288 \text{ m} \\ \Sigma Le + L &= 78,0288 \text{ m} + 27 \text{ m} \\ &= 104,8747 \text{ m} \\ &= 344,0771 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Rapat Berat (Weight Density)**

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_L \times g \\ &= 977,1350 \times 9,8 \\ &= 9575,9234 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

**Head Pompa**

Dihitung dengan persamaan Bernouilly :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

- g = Percepatan gravitasi normal (m/s<sup>2</sup>)
- hf = Head karena friksi (m)
- Z<sub>1</sub> = Elevasi titik 1 (m)
- Z<sub>2</sub> = Elevasi titik 2 (m)
- H<sub>man</sub> = Head pompa (m)
- P<sub>1</sub> = Tekanan pada titik 1 (Pa)
- P<sub>2</sub> = Tekanan pada titik 2 (Pa)

- $r_2$  = tekanan pada titik 2 (Pa)
- $V_1$  = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)
- $V_2$  = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \left( \frac{124604 - 101325}{9575,9234} \right) \text{ N/m}^2 \\ &= 2,4310 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \left( \frac{0,7321^2 - 0,7321^2}{2 \times 9,8} \right) \text{ m/s}^2 \\ &= 0,0000 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 3,00 \text{ m} - 1,00 \text{ m} \\ &= 2,00 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,019 \times (26,85 + 78,0288) \times 0,7321^2}{2 \times 9,8 \times 0,1023} \\ &= 0,5188 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 2,43 + 0,0000 + 2,00 + 0,5188 \\ &= 4,9498 \text{ m} = 16,2394 \text{ ft} \end{aligned}$$

## 5. Jenis Pompa

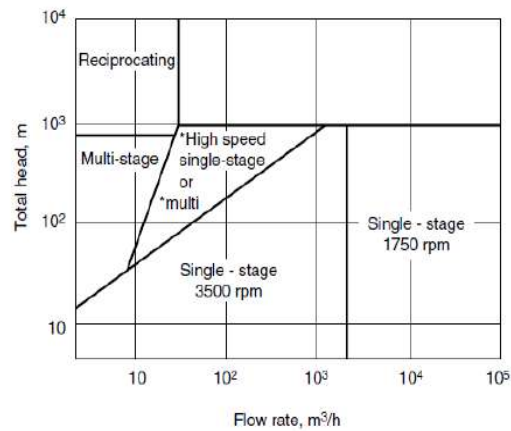


Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. \*Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

$$Q = 21,5936 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$H = 4,9498 \text{ m}$$

Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnott (1983) hal 245 didapatkan

Jenis Pompa = *Centrifugal Pump - single stage*

Putaran Pompa = 3500 rpm

## 6. Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentrifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

dimana :

n = Putaran pompa, rpm

Q = Debit, gpm

H = Head pompa, ft

Ns = Specific speed

n = 3500 rpm

Q = 95,07 gpm

H = 16,2 ft

Sehingga

Ns = 4218,621

Dari nilai *specific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan

Jenis Impeller = *Mixed-Flow Field*

Dari fig. 3-47, “Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 194.

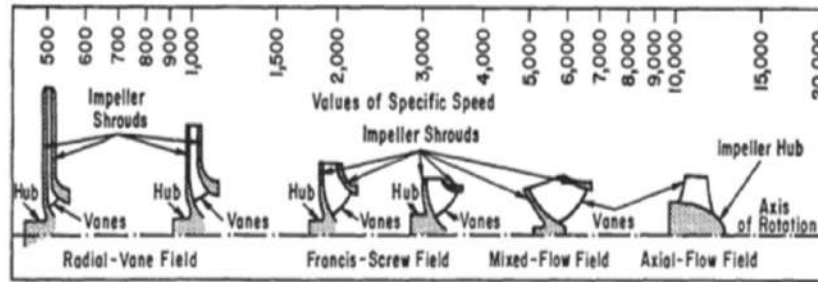


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, Standards of the Hydraulic Institute, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

## 7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

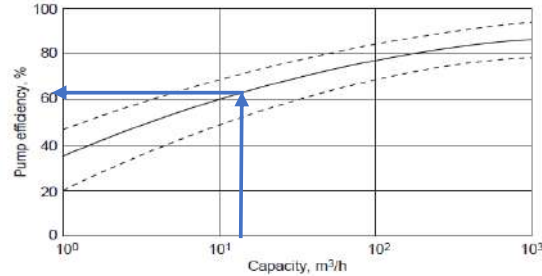


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\rho}{eff}$$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnott (2008), diperoleh :

$$Q = 21,5936 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$eff = 0,62$$

$$\text{Maka BHP} = 336,1272 \text{ lb.ft/s} = 0,6050 \text{ hp}$$

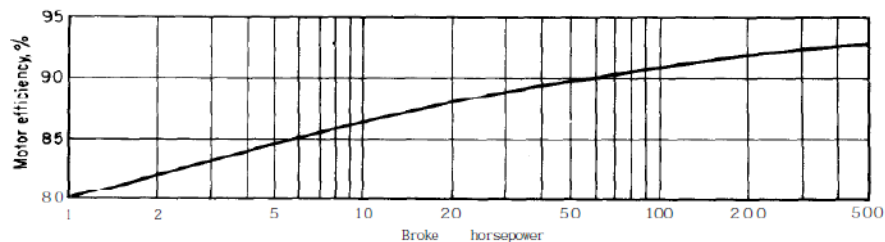


FIGURE 1438

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Daya yang diperlukan} = \frac{\text{BHP}}{\text{Effisiensi motor}} = 0,756 \text{ hp}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Berdasarkan standar, dipilih daya standar = 1 hp

### 8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

#### Tekanan uap fluida

Data Tekanan Uap Murni

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

Dengan :

P sat = Tekanan uap komponen (mmHg)

T = Temperatur (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
CH <sub>3</sub> OH	45,617	-3244,7000	-13,9880	6,64E-03	-1,05E-13
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	33,724	-2720,4000	-9,1182	-9,43E-11	3,31E-06
NaOH	-48,277	-1934,0000	17,0000	2,96E-11	-8,75E-07
H <sub>2</sub> O	29,861	-3,15E+03	-7,3037	2,42E-09	1,81E-06

Komponen	kmol/jam	y	Puap (atm)
CH <sub>3</sub> OH	119,9116	0,4509	3,30E-01
CH <sub>3</sub> COOCH <sub>3</sub>	143,4803	0,5396	5,34E-01
NaOH	1,5739	0,0059	2,97E-17
H <sub>2</sub> O	0,9596	0,0036	6,13E-04
Total	265,925	1,0000	8,65E-01

Diperoleh Puap sebesar = 0,8647 atm

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 3-10 Ludwig hal.190 :

$$\text{NPSHa} = S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / \text{spgr}) - H_f$$

Dimana :

P<sub>a</sub> : tekanan operasi = 1,2297 atm = 1,2460 bar

P<sub>vp</sub> : tekanan uap murni = 0,865 atm = 0,8761 bar

S : suction head = 1,0 m

Spgr : specific gravity = 0,9771

f : friction factor = 0,0185

L+Le : panjang total pipa = 104,87 m

$$\begin{aligned}
 v &= 0,7321 \text{ m/s} \\
 g &= 9,8 \text{ m/s}^2 \\
 ID &= 0,1023 \text{ m} \\
 hsl &: \text{ friction loss} =
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 hsl &= \frac{f \times (L+Le) \times v^2}{2 \times g \times ID} \\
 &= \frac{0,019 \times 104,9 \text{ m} \times (0,7321 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,102 \text{ m}} \\
 &= 0,5188 \text{ m} \\
 &= 51,87796 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 NPSHa &= S + (Pa - Pvp) \times (2,31 / spgr) - Hsl \\
 &= 1 + (1,246 - 0,9) \times \frac{2,31}{0,977} - 0,5 \text{ m} \\
 &= 1,3558 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)**

NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>) dihitung dengan pers. 2-43 Sularso hal. 46

$$NPSHr = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/3} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned}
 N &: \text{ Kecepatan putar (rpm)} &= 3500 \text{ rpm} \\
 Q &: \text{ Kapasitas pompa (m}^3\text{/menit)} &= 0,3599 \text{ m}^3\text{/menit}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 NPSHr &= \left( \frac{3500}{1200} \right)^{4/3} \times (0,3599)^{2/3} \\
 &= 0,2108 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$1,3558 > 0,2108$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>),  
maka tidak terjadi kavitasi

**KESIMPULAN  
POMPA (P-05)**

Tugas : Memompa hasil reaktor (R-01) dari Reaktor 01 (T-01) menuju Centrifuge 01 (CF-01)

Jenis : *Centrifugal Pump*

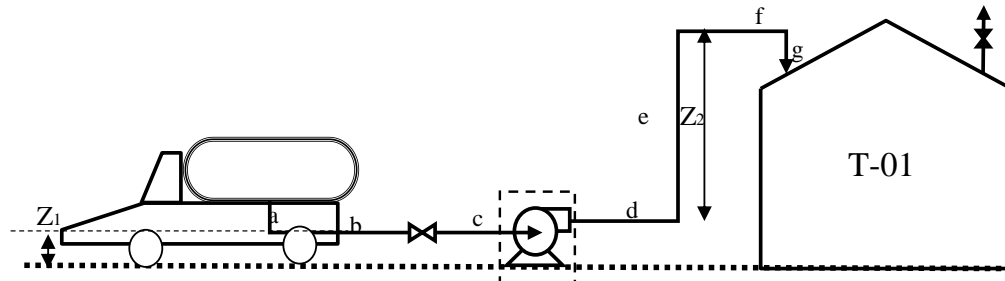
Pemilihan pipa :

Normal Pipe Size (Nps)	=	4	in	=	0,1016	m
Schedule Number (Sch)	=	40				
Outside Diameter (OD)	=	4,5	in	=	0,1143	m
Inside Diameter (ID)	=	4,026	in	=	0,1023	m
Flow Area per pipe (a")	=	12,7	in <sup>2</sup>	=	0,0082	m <sup>2</sup>

Panjang Pipa Total	=	104,87	m
Head Pompa Total	=	4,9498	m
Kecepatan Putar	=	3500	rpm
BHP	=	0,6050	Hp
Effisiensi Motor	=	80%	
Daya Penggerak Motor Standart	=	1	Hp
Jenis Impeller	=	<i>Mixed-Flow Field</i>	

**POMPA (P-05)**  
**(P-05)**

Tugas : Memompa larutan Metanol ( $\text{CH}_3\text{OH}$ ) dari Truk Unit Pembelian menuju Tangki Penyimpanan (T-01).  
Jenis : *Centrifugal Pump*



Kondisi Operasi

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

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

$$a = 1 \text{ m} ; c = 5 \text{ m} ; e = 18,29 \text{ m} ; g = 1$$

$$b = 3 \text{ m} ; d = 21 \text{ m} ; f = 2 \text{ m}$$

Panjang Pipa Lurus = 51,29 m

Elevasi,  $z_1$  = 1 m (posisi suction head)

Elevasi,  $z_2$  = 21 m

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menentukan Jenis Pompa
6. Menentukan Tipe Impeler
7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya
8. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*

Bahan yang dipompa :

Komponen	BM (kg/kmol)	m (kg/jam)	n (kmol/jam)	% massa	% mol
$\text{CH}_3\text{OH}$	32	8428,5408	263,3919	0,99803012	0,996503
$\text{H}_2\text{O}$	18	16,6360	0,9242	0,00196988	0,003497
Total		8445,1768	264,3161	1	1



**1. Menentukan Titik Pemompaan**

- a. Titik 1, Suction : Permukaan cairan dari Tangki (T-02)
- Tinggi suction head = 1 m  
(Ketinggian cairan pada Tangki yang dievaluasi tangki hampir kosong)
  - Tinggi cairan = 17,48 m
  - Tinggi suction head = 1 m
  - Tekanan hidrostatik cairan suction head =  $\rho \times g \times h$  cairan  
=  $783,3 \times 9,8 \times 17,5$   
= 134150,5 Pa  
= 1,3240 atm
  - Tekanan permukaan cairan suction head = 1 atm
  - Tekanan permukaan cairan suction head tot: = 2,3240 atm  
= 235475,5 Pa
- b. Titik 2, Discharge : Ujung pipa masuk Tangki (T-02)
- Elevasi (z2) = Ttangki + Tpondasi  
= 18,288 + 1  
= 19,288 m
  - Tinggi discharge head = 18,2880 m
  - Tekanan Permukaan cairan discharge head = 1 atm  
= 101325 Pa

**2. Menentukan Kapasitas Pompa**

Data densitas fase cair (gr/ml)

$$\rho = A \times (B^{-1 - \frac{T}{Tc}})^n$$

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc)^n
CH <sub>3</sub> OH	0,2720	0,2719	0,2331	512,58	0,8118
H <sub>2</sub> O	0,3471	0,274	0,2757	647,13	0,8402

Komponen	m (Kg/jam)	x	$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\rho \cdot x$
CH <sub>3</sub> OH	8428,5408	0,99803	782,8067	781,2647
H <sub>2</sub> O	16,6360	0,00197	1030,0424	2,0291
Total	8445,1768	1		783,2937

$$\rho \text{ campuran} = 783,2937 \text{ kg/m}^3 = 48,5642 \text{ lb/ft}^3$$

Kapasitas tangki truk pengangkut = 16000 liter

= 16 m<sup>3</sup>

Waktu pengosongan tangki = 40 menit

= 0,666667 jam

$$\begin{aligned}
 \text{Laju Volumetrik, } Q &= \frac{\text{Volume Kebutuhan metanol}}{\text{Waktu pengosongan}} \\
 &= \frac{16,0000 \text{ m}^3}{0,6667 \text{ jam}} \\
 &= 24,0000 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0067 \text{ m}^3/\text{s} = 0,2354 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 847,552 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

**3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum**

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

(Walas, S.M.,1990 pers 6.32 hal 100)

Keterangan :

Q = Kecepatan Volume Fluida (ft<sup>3</sup>/s)

ρ = Densitas Fluida (lb/ft<sup>3</sup>)

Sehingga didapatkan :

$$D_{\text{opt}} = 3,3700 \text{ mm}$$

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. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
7/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.56
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.336	3.17	43.3
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

$$\begin{aligned}
 \text{Normal Pipe Size, Nps} &= 4 \text{ in} \\
 \text{Schedule Number, Sch} &= 40 \\
 \text{Outside Diameter, OD} &= 4,5 \text{ in} = 0,1143 \text{ m} \\
 \text{Inside Diameter, ID} &= 4,026 \text{ in} = 0,1023 \text{ m} \\
 \text{Flow Area per pipe, a"} &= 12,7 \text{ in}^2 = 0,0082 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

#### 4. Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel

(White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
Iron	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
	Concrete	Smoothed	0.00013	0.04
Rough		0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Maka diperoleh kekasaran pipa ( $\epsilon$ ) = 0,00015 ft = 0,00005 m

**Kekasaran relatif** =  $\frac{\epsilon}{ID}$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 0,000447

#### Kecepatan aliran pipa

$$V_{lin} = \frac{Q_L}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

$$= \frac{0,0067 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0082 \text{ m}^2}$$

$$= 0,8136 \text{ m/s}$$

#### Viskositas fase cair

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	$\log_{10} \mu_{liq} = A + B/T + C \cdot T + D \cdot T^2$			
	A	B	C	D
CH <sub>3</sub> OH	-9,0562	1254,2000	0,0224	-2,35E-05
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5000	0,0177	-1,26E-05

Komponen	μ (Cp)	x	μ · X
CH <sub>3</sub> OH	0,5060	0,9980	0,5050
H <sub>2</sub> O	0,8177	0,0020	0,0016
Total		1,0000	0,5066

μ = 0,5066 cP = 0,000507 Kg/m.s

#### Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho_f \cdot ID \cdot V_{lin}}{\mu}$$

$$= \frac{783,2937 \text{ Kg/m}^3 \times 0,1023 \text{ m} \times 0,8136 \text{ m/s}}{0,000507 \text{ Kg/m.s}}$$

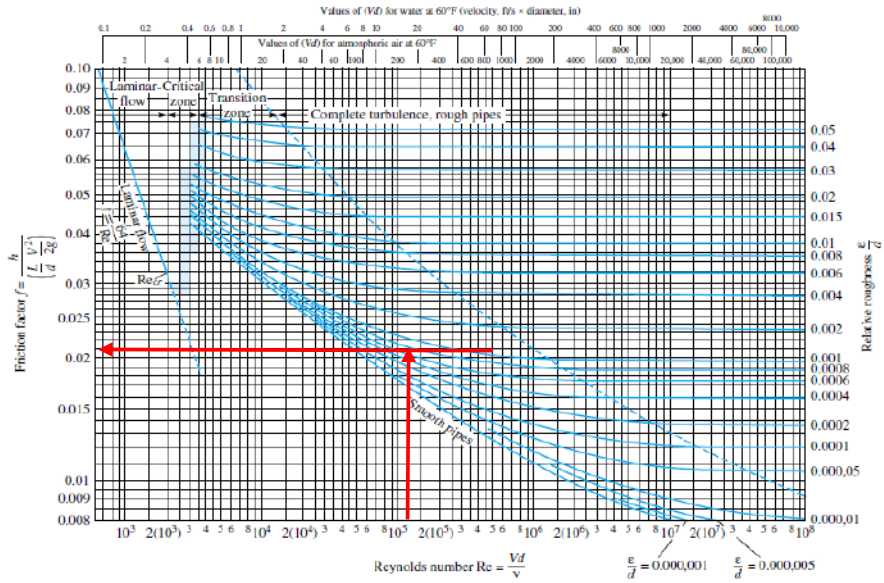
$$= 128653,1032$$

**Faktor Friksi Darcy**

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 370)

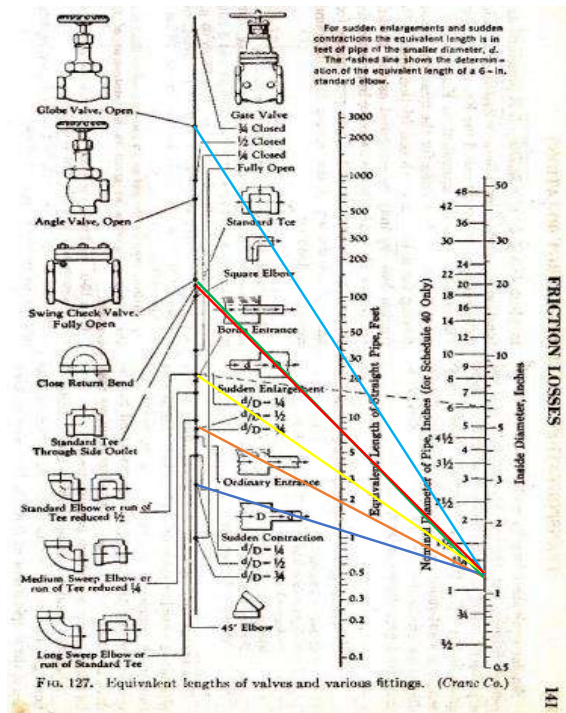
Dimana: Kekerasan relatif ( $\epsilon/ID$ ) = 0,00045

Bilangan Reynold (Re) = 128653,1032



Diperoleh nilai friction factor sebesar = 0,021

Dari fig. 2-20, “Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 87.



Panjang Ekuivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
Globe valve, open	110	1	110	33,5280
Swing check valve	28	1	28	8,5344
Standart elbow	10	5	50	15,2400
Sudden enlargement	6	1	6	1,8288
Sudden construction	4	1	4	1,2192
Total			198	60,3504

$$\begin{aligned} \Sigma Le &= 60,3504 \text{ m} \\ \Sigma Le + L &= 60,3504 \text{ m} + 51 \text{ m} \\ &= 111,6384 \text{ m} \\ &= 366,2677 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Rapat Berat (*Weight Density*)**

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_L \times g \\ &= 783,2937 \times 9,8 \\ &= 7676,2784 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

**Head Pompa**

Dihitung dengan persamaan Bernouilly :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

- g = Percepatan gravitasi normal (m/s<sup>2</sup>)
- hf = *Head* karena friksi (m)
- Z<sub>1</sub> = Elevasi titik 1 (m)
- Z<sub>2</sub> = Elevasi titik 2 (m)
- H<sub>man</sub> = *Head* pompa (m)
- P<sub>1</sub> = Tekanan pada titik 1 (Pa)
- P<sub>2</sub> = Tekanan pada titik 2 (Pa)
- V<sub>1</sub> = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)
- V<sub>2</sub> = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \left( \frac{101325 - 235476}{7676,2784 \text{ N/m}^3} \right) \text{ N/m}^2 \\ &= -17,476 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\
 &= \left( \frac{0,8136^2 - 0,0000^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \right) \text{ m}^2/\text{s}^2 \\
 &= 0,0338 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \\
 &= 21 \text{ m} - 1 \text{ m} \\
 &= 20 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned}
 h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\
 &= \frac{0,021 \times (51,29 + 60,3504) \times 0,8136^2}{2 \times 9,8 \times 0,1023} \\
 &= 0,774363 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned}
 H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\
 &= -17,5 + 0,0338 + 20 + 0,774363 \\
 &= 3,332157 \text{ m} = 10,9323 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

5. Jenis Pompa

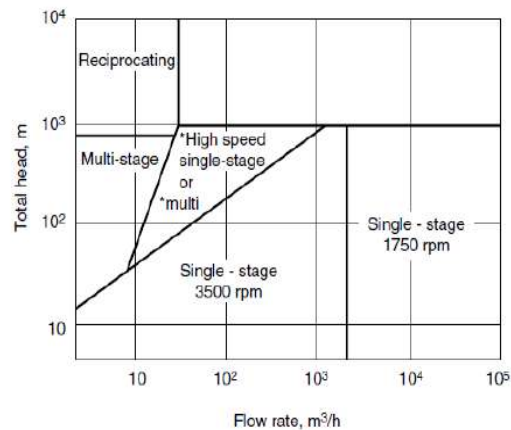


Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. \*Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

$$\begin{aligned}
 Q &= 24,00 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 H &= 3,3322 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnott (1983) hal 245 didapatkan.

Jenis Pompa = *Centrifugal Pump - single stage*

Putaran Pompa = 3500 rpm

### 6. Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentrifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n \cdot \sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

dimana :

n = Putaran pompa, rpm

Q = Debit, gpm

H = Head pompa, ft

Ns = Specific speed

n = 3500 rpm

Q = 847,6 gpm

H = 10,9 ft

Sehingga

Ns = 16948

Dari nilai *specific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan

Jenis Impeller = *Axial-Flow Field*

Dari fig. 3-47, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol Ludwig (1999), hal 194.

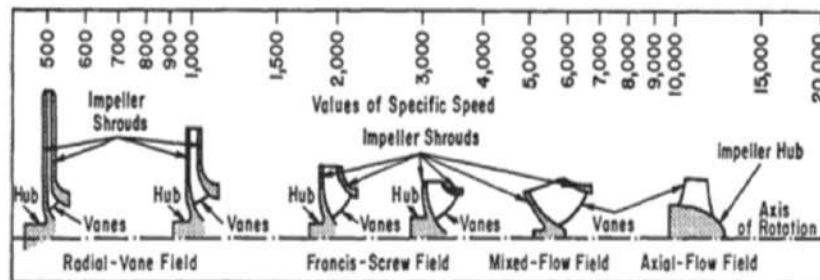
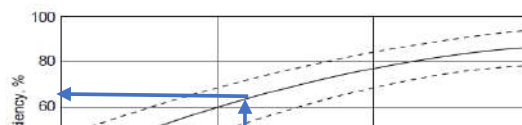


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed ranges. (By permission, Standards of the Hydraulic Institute, 10th ed.) Also see [17]. Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

### 7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa



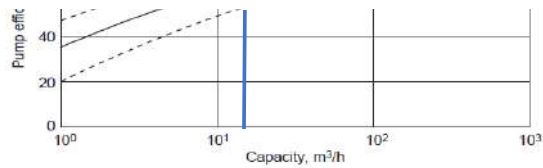


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\rho}{eff}$$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics o and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), diperoleh :

$$Q = 24,0000 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$eff = 0,62$$

$$\text{Maka BHP} = 201,6039 \text{ lb.ft/s} = 0,3629 \text{ hp}$$

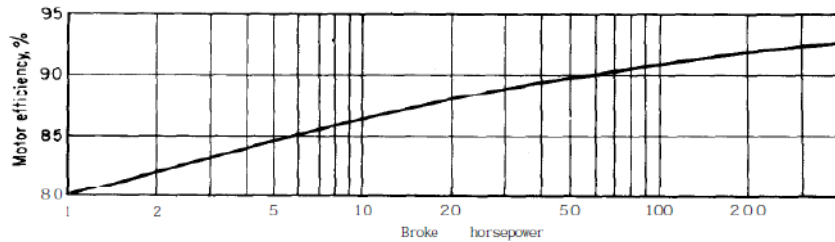


FIGURE 1438

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Daya yang diperlukan} = \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} = 0,454 \text{ hp}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Berdasarkan standar, dipilih daya standar = 0,5 hp

## 8. Menghitung Net Possitive Suction Head (NPSH)

### Tekanan uap fluida

Data Tekanan Uap Murni

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

Dengan :

$$P \text{ sat} = \text{Tekanan uap komponen (mmHg)}$$



T = Temperatur (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
Metanol	45,617	-3244,7000	-13,9880	6,64E-03	-1,05E-1
Air	29,861	-3,15E+03	-7,3037	2,42E-09	1,81E-06

Komponen	kmol/jam	y	Puap (atm)
Metanol	263,3919	0,9965	2,12E-01
Air	0,9242	0,0035	1,45E-04
Total	264,316	1,0000	2,12E-01

Diperoleh Puap sebesar = 0,2123 atm

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 3-10 Ludwig hal.190 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / spgr) - H_f$$

Dimana :

$P_a$  : tekanan operasi = 1,0000 atm = 1,0133 bar

$P_{vp}$  : tekanan uap murni = 0,212 atm = 0,2151 bar

$S$  : *suction head* = 1,0 m

$Spgr$  : *specific gravity* = 0,7833

$f$  : *friction factor* = 0,021

$L+Le$  : panjang total pipa = 21,46 m

$v$  = 0,8136 m/s

$g$  = 9,8 m/s<sup>2</sup>

$ID$  = 0,1023 m

$hsl$  : *friction loss* =

$$\begin{aligned} hsl &= \frac{f \times (L+Le) \times v^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,021 \times 21,5 \text{ m} \times (0,8136 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,1023 \text{ m}} \\ &= 0,1488 \text{ m} \\ &= 14,88485 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NPSH_a &= S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / spgr) - Hsl \\ &= 1 + (1,013 - 0,215) \times \frac{2,31}{0,783} - 0,149 \text{ m} \\ &= 3,204967 \text{ m} \end{aligned}$$

### NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)

NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>) dihitung dengan pers. 2-43 Sularso hal. 46

$$NPSH_r = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/3} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

*Lampiran Perhitungan Alat Kecil Pompa*

N : Kecepatan putar (rpm) = 3500 rpm  
Q : Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/menit) = 0,4000 m<sup>3</sup>/menit

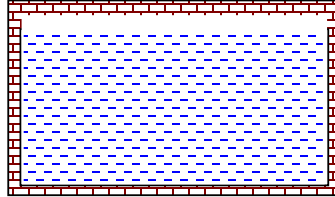
$$\begin{aligned} \text{NPSHr} &= \left( \frac{3500}{1200} \right)^{4/3} \times (0,4000)^{2/3} \\ &= 0,2262 \text{ m} \end{aligned}$$

$$3,205 > 0,2262$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>),  
maka tidak terjadi kavitasi

**BAK PENAMPUNG AIR  
(BU-01)**

Tugas : Menampung air bersih dari Kawasan Industri JIPE dengan waktu tinggal 3 hari  
Bentuk : Bak Persegi Panjang



Data :

Suhu Operasi = 303 K  
Tekanan = 1 atm  
Kecepatan massa = 3624,39 kg/jam  
Blow down = 190,7572 kg/jam  
Umpan masuk total = 3815,14 kg/jam  
Rapat massa = 1022,88 kg/m<sup>3</sup>  
Waktu tinggal = 72 jam

**Langkah perhitungan**

1. volume air
2. volume bak
3. ukuran bak
4. bahan konstruksi

**1. Volume Air**

$$\begin{aligned} V_1 &= \text{kecepatan volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= \frac{3815,14 \text{ kg/jam}}{1022,8753 \text{ kg/m}^3} \times 72 \text{ jam} \\ &= 268,5473 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

**2. Volume Bak**

$$\begin{aligned} \text{Angka keamanan desain} &= 20\% \\ V_b &= 120\% \times 268,5473 \text{ m}^3 \\ &= 322,2568 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

**3. Ukuran Bak**

$$\begin{aligned} \text{Dirancang kedalaman bak, } r &= 5 \text{ m} \\ \text{Rasio panjang : lebar} &= 3 : 2 \\ V &= P \times L \times T \\ &= 3L \times 2L \times 5 \end{aligned}$$

$$= 30L^2$$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Lebar bak} &= \left( \frac{322,257 \text{ m}^3}{30 \text{ m}} \right)^{0,5} \\ &= 3,2775 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang bak} &= 3 \times 3,2775 \text{ m} \\ &= 9,8324 \text{ m} \end{aligned}$$

#### **4 . Bahan Konstruksi**

Beton bertulang

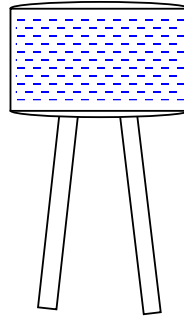
**KESIMPULAN BAK PENAMPUNG AIR  
(BU-01)**

Tugas	: Menampung air bersih dari Kawasan Industri JIPE dengan waktu tinggal 3 hari
Bentuk	: Bak Persegi Panjang
Volume bak	: 322,2568 m <sup>3</sup>
Kedalaman bak	: 5,00 m
Panjang bak	: 9,8324 m
Lebar bak	: 3,2775 m
Waktu tinggal	: 72 jam
Bahan	: Beton
Jumlah	: 1 buah

**BAK PENAMPUNGAN AIR RUMAH TANGGA  
(BU-02)**

Tugas : Menampung air untuk kantor pelayanan, rumah tangga, hydran, dan sanitasi

Bentuk : Bak Persegi Panjang



Data :

Suhu operasi = 30 °C  
Tekanan operasi = 1 atm  
Kecepatan massa = 3091,95 kg/jam  
Blowdown = 5% dari umpan masuk  
= 154,59773 kg/m<sup>2</sup>  
Umpan masuk total = 3091,95 kg/m<sup>2</sup>  
Rapat massa = 1022,8753 kg/m<sup>3</sup>  
Waktu tinggal = 5 jam

**1. Volume air**

$$\begin{aligned} V &= \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal} \\ &= \frac{3091,9545 \text{ kg/jam}}{1022,8753 \text{ kg/m}^3} \times 5 \text{ jam} \\ &= 15,114035 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

**2. Volume Bak Penampung**

$$\begin{aligned} \text{Dirancang angka keamanan} &= 20\% \\ V_b &= 1,2 \times 15,114035 \text{ m}^3 \\ &= 18,136842 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

**3. Ukuran Bak Penampung**

$$\begin{aligned} \text{Dirancang kedalaman bak (T)} &= 3 \text{ meter} \\ \text{Rasio panjang : lebar} &= 2 : 1 \\ \frac{P}{L} &= 2 \\ P &= 2L \\ V &= P \times L \times T \\ &= 2L \times L \times 3 \\ &= 6L^2 \end{aligned}$$

Maka :

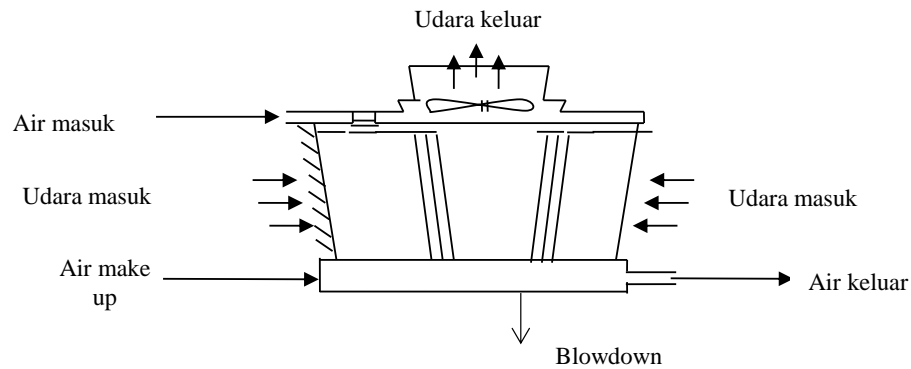
$$\begin{aligned} L &= \sqrt{\frac{Vb}{6}} \\ &= \sqrt{\frac{248,6864 \text{ m}^3}{6}} \\ &= 1,7386 \text{ m} \\ P &= 2 \times L \\ &= 2 \times 1,7386 \text{ m} \\ &= 3,4772 \text{ m} \end{aligned}$$

**KESIMPULAN BAK PENAMPUNGAN AIR RUMAH TANGGA  
(BU-02)**

Tugas	:	Menampung air untuk kantor pelayanan, rumah tangga, hydran, dan sanitasi.
Bentuk	:	Bak Persegi Panjang
Volume bak	:	18,136842 m <sup>3</sup>
Kedalaman bak	:	3 m
Panjang bak	:	3,4772 m
Lebar bak	:	1,7386 m
Waktu tinggal	:	5 jam
Bahan	:	Beton
Jumlah	:	1 buah



**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 (L1)	=	7381,25	kg/jam
Suhu air masuk (T1)	=	50	<sup>0</sup> C
Tekanan	=	1	atm
Suhu air keluar (T2)	=	30	<sup>0</sup> C
Kapasitas panas air (Cpa)	=	4,1815	kJ/kg.K
$\rho$ air	=	1,01364	kg/L = 1013,64 kg/m <sup>3</sup>

(Yaws, 1999)

Data udara lingkungan:

Suhu udara lingkungan, Tgin	=	30	<sup>0</sup> C = 303 K
Kelembaban relatif, RH	=	85%	
Kapasitas panas udara	=	1,0051	kJ/kg.K
Kapasitas panas uap air	=	1,8409	kJ/kg.K

(Yaws, 1999)

Entalpi penguapan, hvap	=	2430,7	kJ/kg
-------------------------	---	--------	-------

(Smith, Steam table)

**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 masuk**

Diperoleh dari Figure 7.5 (a) psychrometric chart for air-water vapor (R.E.Treyball., "Mass Transfer Operations", ed 3, McGraw-Hill, New York, 1981)

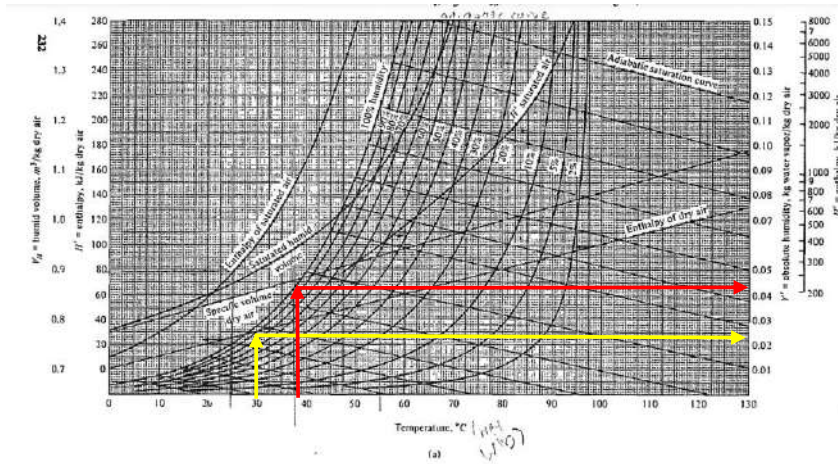


Figure 7.5 (a) Psychrometric chart for air-water vapor, 1 atm abs, in SI units.

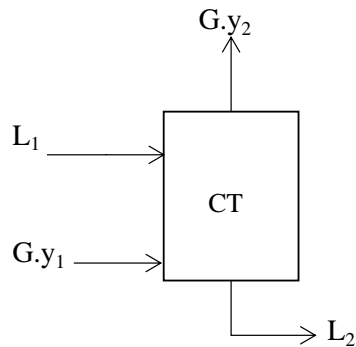
Untuk suhu = 30 °C = 303 K  
 Kelembaban relatif = 85%  
 Diperoleh, Y1 = 0,023

**2. Menentukan kebutuhan udara**

Diperoleh dengan cara membuat neraca massa dan neraca panas dirancang :

Suhu udara maksimum = 38 °C = 311 K  
 Kelembaban relatif = 93%  
 Rasio uap air/massa udara = 0,043 kg/kg udara  
 ( Dari humidity chart )

**Neraca Massa :**



$$L1 + G \cdot y1 - L2 - G \cdot y2 = 0$$

$$G \cdot (y2 - y1) + L2 = L1$$

G = Kecepatan massa udara kering  
 L = Kecepatan massa air  
 y = rasio massa uap air/massa udara basis kering masuk (kg/kg udara)

**Neraca panas :**

$$Q_{G1} + Q_{L1} - Q_{G2} + Q_{L2} = 0$$

$$C_p H_2O (g) = 1,84090 \text{ kJ/kg.K}$$

$$C_p \text{ udara} = 1,00512 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\lambda = 2430,7 \text{ kJ/kg}$$

$$C_p H_2O(l) = 4,18150 \text{ kJ/kg.K}$$

**a. Panas yang dibawa udara masuk (Q G1)**

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

$$T_{G1} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{G2} = 38 \text{ } ^\circ\text{C} = 311 \text{ K}$$

$$y_1 = 0,023 \text{ kg air/kg udara}$$

$$\lambda = 2430,7 \text{ kJ/kg}$$

$$G \cdot C_p \text{ udara} \cdot (T_{G1} - T_{ref}) = G \times 1,005 \times 5$$

$$= 5,026 \text{ G}$$

$$G \cdot C_p H_2O \cdot (T_{G2} - T_{ref}) = G \times 1,841 \times 13$$

$$= 23,93 \text{ G}$$

$$G \cdot \lambda \cdot y_1 = G \times 2430,7 \times 0,023$$

$$= 55,9061 \text{ G}$$

$$Q_{G1} = 5,0256 \text{ G} + 23,93 \text{ G} + 55,9061 \text{ G}$$

$$= 84,8634 \text{ G}$$

**b. Panas yang dibawa udara keluar (Q G2)**

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

$$T_{G2} = 38 \text{ } ^\circ\text{C} = 311 \text{ K}$$

$$y_2 = 0,043 \text{ kg air/kg udara}$$

$$\lambda = 2430,7 \text{ kJ/kg}$$

$$G (C_p \text{ udara} + C_p H_2O) (T_{G2} - T_{ref}) = G \times 2,846 \times 13$$

$$= 36,9983 \text{ G}$$

$$G \cdot \lambda \cdot y_2 = G \times 2430,7 \times 0,043$$

$$= 104,5201 \text{ G}$$

$$Q_{G2} = 36,9983 \text{ G} + 104,5201 \text{ G}$$

$$= 141,5184 \text{ G kJ/jam}$$

**c. Panas yang dibawa oleh air masuk (Q L1)**

$$T_{L1} = 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 323 \text{ K}$$

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

$$L_1 = 7381,246 \text{ kg/jam}$$

$$Q_{L1} = L_1 \cdot C_p H_2O \text{ liquid} \cdot (T_{L1} - T_{ref})$$

$$= 7381,246 \times 4,181 \times 25$$

$$= 771616,8101 \text{ kJ/jam}$$

d. Panas yang dibawa oleh air keluar

$$\begin{aligned}
 T_{L2} &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 T_{ref} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 Q_{L2} &= L2 \cdot C_p \text{ H}_2\text{O liquid} \cdot (T_{L2} - T_{ref}) \\
 &= L2 \times 4,181 \times 5 \\
 &= 20,91 \text{ L2 kJ/jam}
 \end{aligned}$$

e. Neraca panas di cooling tower

$$\begin{aligned}
 (Q_2 - Q_1) G + Q_{out.L2} &= Q_{lin} \\
 (141,518 - 84,863) G + 20,91 \text{ L2} &= 771616,8101 \\
 56,6550 G + 20,91 \text{ L2} &= 771616,81 \dots\dots\dots(1)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 G(y_2 - y_1) + L_2 &= L_1 \\
 G(0,02) &= 7381,2465 - L_2 \\
 0,02 G + L_2 &= 7381,2465 \dots\dots\dots(2)
 \end{aligned}$$

$$\begin{array}{rcl}
 56,6550 G + 20,91 \text{ L2} &= & 771616,81 \\
 0,02 G + L_2 &= & 7381,2465 \quad \left| \begin{array}{l} \times 1 \\ \times 20,91 \end{array} \right. \\
 \hline
 56,6550 G + 20,91 \text{ L2} &= & 771616,81 \\
 0,4181 G + 20,91 \text{ L2} &= & 154323,3620 \quad - \\
 \hline
 56,2368 G &= & 617293,45
 \end{array}$$

$$\begin{aligned}
 G &= 10976,68 \text{ kg/jam} \\
 L_2 &= 7161,7129 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah air yang menguap} &= L_1 - L_2 \\
 &= [7381,25 - 7161,7129] \text{ kg/jam} \\
 &= 219,53 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

**3. Kebutuhan Air Make Up**

a. Evaporated Loss

$$\begin{aligned}
 W_e &= \text{massa air menguap} \\
 &= 219,534 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

b. Drift Loss

Untuk mechanical induce draft cooling tower diambil

$$\begin{aligned}
 \text{Drift loss} &= 0,02\% \times W_e \text{ (Perry, Chemical Engineering Handbook, hal 12-20)} \\
 W_d &= 0,02\% \times W_e \\
 &= 0,02\% \times 219,534 \text{ kg/jam} \\
 &= 0,044 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

c. Kebutuhan air Blowdown

Berdasarkan Perry, 2008, "Chemical Engineering Handbook", 8th ed, pp 12-20 Cycles of Concentration (COC) berkisar antara 3 - 5

Diambil COC sebesar = 5

$$W_b = \frac{W_e - (\text{Cycles} - 1) W_d}{\text{Cycles} - 1} \quad (\text{Perry's, pers 12-14c})$$

$$= \frac{219,53 \text{ kg/jam} - [5 - 1] \times 0,0439 \text{ kg/jam}}{5 - 1}$$

$$= 54,839 \text{ kg/jam}$$

d. Kebutuhan Air Make Up

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

$$= 219,53 + 0,044 + 54,84$$

$$= 274,417 \text{ kg/jam}$$

4. Ukuran Cooling Tower

a. Luas Penampang

Dihitung berdasarkan flux volume air (Perry, 8th edition 12-19)

$$\text{Flux volume} = 3,00 \text{ gallon /menit.ft}^2 = 7,3335 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \text{ jam}$$

$$\text{Kecepatan volume air dalam Cooling Tower} = 7381,2 \text{ kg/jam}$$

$$= 7,28 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

$$= 1923,68 \text{ gph}$$

$$= 32,06 \text{ gpm}$$

$$T \text{ air masuk} = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 122 \text{ F}$$

$$T \text{ air keluar} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ F}$$

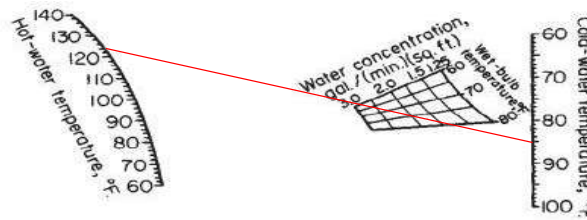


FIG. 12-14 Sizing chart for a counterflow induced-draft cooling tower, for induced-draft towers with (1) an upspray distributing system with 24 ft of fill or (2) a flume-type distributing system and 32 ft of fill. The chart will give approximations for towers of any height. (Ecodyne Corp.)

$$\text{Luas penampang} = \frac{7,282 \text{ m}^3 / \text{jam}}{7,3335 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \text{ jam}}$$

$$= 0,99297 \text{ m}^2$$

Dirancang panjang (P) = lebar (L)

$$L = [0,99 \text{ m}^2]^{1/2}$$

$$= 1,00 \text{ m}$$

$$P = 1,00 \text{ m}$$

Dari Perry ed 7 hal 12-16, diperoleh tinggi *cooling tower* adalah berkisar 7,6 – 9,1 m.

$$\text{Dipilih tinggi} = 7,6 \text{ m}$$

b. Bahan isian

Berdasarkan Kern, 1965, "Process Heat Transfer", hal 600 dipakai bahan isian : Bahan isian dipakai plastic raching ring 2 in dengan K x a

(Karakteristik bahan isian) = 301 (Kern, hal. 600)

Menghitung Number of Diffusion Unit (nd)

$$nd = \frac{Ka.V}{L} = \int_{T_1}^{T_2} \frac{dt}{H' - H}$$

Dimana :

H' = Enthalpy udara jenuh pada suhu cair (Tabel 17,2 Kern)

H = Enthalpy udara pada suhu air

$$H_2 = H_1 + \frac{L}{G}(T_2 - T_1)$$

$$\frac{L}{G} = \frac{7381,25}{10976,68} = 0,67$$

H<sub>1</sub> = Enthalpy udara jenuh pada suhu wet bulb (86 F)

H<sub>1</sub> = 39,1 Btu/lb udara

H<sub>2</sub> = 63,3081 BTU/lb udara

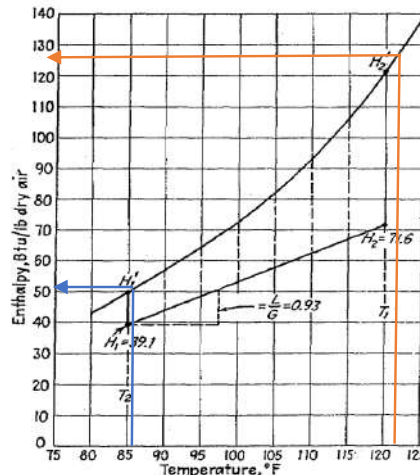


Fig. 17.12. Solution of Example 17.2.

Persamaan diatas dapat diselesaikan secara pendekatan dengan Log Mean Enthalpy Difference sebagai berikut

$$\text{Log mean}(H' - H) = \frac{(H'_2 - H_2) - (H'_1 - H_1)}{\ln \left( \frac{H'_2 - H_2}{H'_1 - H_1} \right)}$$

Dari fig 17-12 kern, Hal.603, Didapat :

H'1 = 51 Btu/lb udara kering

H'2 = 127 Btu/lb udara kering

$$\text{Log mean}(H' - H) = \frac{(127 - 63.308) - (51 - 39.1)}{\ln \left( \frac{127 - 57.50}{51.5 - 39.1} \right)} = 30,87$$

Sehingga :

$$nd = \frac{Ka.V}{L} = \int_{T_1}^{T_2} \frac{dt}{H' - H} = 1,1660$$

Liquid loading (L) = 1500 lb/jam ft<sup>2</sup> (Kern hal 600)

Menghitung tinggi bahan isian:

$$\begin{aligned} Z &= \frac{nd.L}{Kxa} = \frac{1.1660 \times 1500 \frac{lb}{jam \cdot ft^2}}{301 \frac{lb}{jam \cdot ft^3}} \\ &= 5,81 \quad ft \\ &= 1,77 \quad m \end{aligned}$$

c. Basin

Cooling tower (CT) dilengkapi dengan tanki penampung cooling tower yang berfungsi untuk menampung air pada CT yang akan diumpankan ke cooler dibuat bak pengendap yang berbentuk empat persegi sama sisi

Waktu tinggal = 10 menit

Volume air dalam bak =  $\frac{\text{Kecepatan air masuk}}{\text{Densitas air}}$

$$= 7,28 \quad m^3/jam$$

Vol yang harus ditamp = 7,28 m<sup>3</sup> x 10 menit x  $\frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}}$

$$= 1,21 \quad m^3$$

Over design 20%

Volume bak = 1,46 m<sup>3</sup>

Dimensi bak :

P = L

T = 0,3 P

Vbasin = P x L x T

$$1,46 = L \times L \times 0,4 \quad L$$

$$L = 1,538 \quad m$$

$$P = 1,538 \quad m$$

$$T = 0,615 \quad m$$

### 5. Daya Penggerak Fan

Daya penggerak yang digunakan berdasarkan fig. 12-15 Perry, R.H. hal 12-17 pada 100% performance.

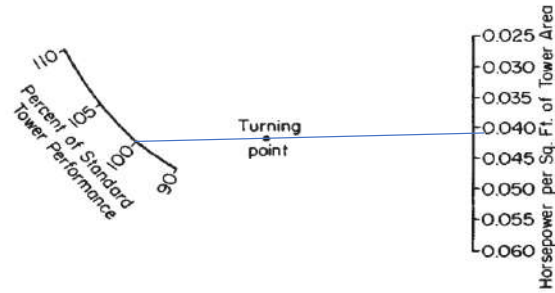


FIG. 12-15 Horsepower chart for a counterflow induced-draft cooling tower. [Fluor Corp. (now Ecodyne Corp.)]

$$\begin{aligned}
 W &= 0,042 \text{ Hp/ft}^2 \\
 \text{Power} &= 10,7 \text{ ft}^2 \times 0,042 \text{ Hp/ft}^2 \\
 &= 0,45 \text{ hp} \\
 \text{Dipilih motor standar} &= 0,5 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> 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.



**KESIMPULAN COOLING TOWER  
(CT-01)**

**Tugas** : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan di alat-alat proses untuk disirkulasi kembali

**Jenis** : *Mechanical induced draft counterflow cooling tower*

Luas penampang = 0,9930 m<sup>2</sup>  
Kebutuhan air make up = 274,4170 kg/jam

**Ukuran Cooling tower**

Panjang = 1,00 m  
Lebar = 1,00 m  
Tinggi = 7,6 m  
Daya penggerak fan = 0,042 Hp/ft<sup>2</sup>  
Motor standar = 0,5 Hp  
Jumlah = 1 unit

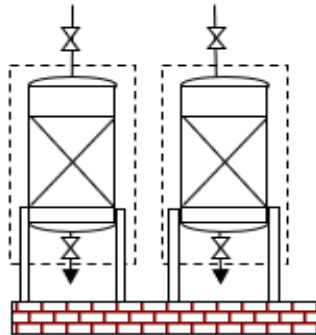
**Ukuran Bak Basin**

Panjang = 1,538 m  
Lebar = 1,538 m  
Tinggi = 0,615 m

**KATION EXCHANGER**  
(KE-01)

Tugas : Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion positif sebagai air umpan boiler

Jenis : Tangki Silinder Vertikal



**1. Umpan Masuk Kation Exchanger**

Air Umpan masuk = Air dari Tangki Penampungan

Laju alir massa = 119,93 kg/jam

(Merupakan massa air yang digunakan sebagai air *make up* Boiler)

Densitas = 1022,88 kg/m<sup>3</sup>

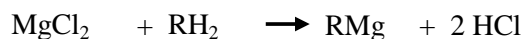
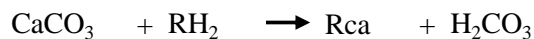
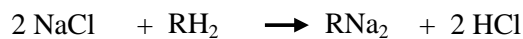
Kesadahan = 15 ppm

(Air masih memiliki kadar mineral sehingga diasumsikan air berjenis "air sangat lunak" dengan tingkat kesadahan 0-70 ppm)

**2. Reaksi pada Kation Exchanger**

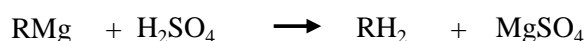
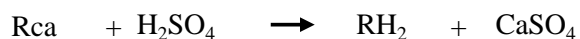
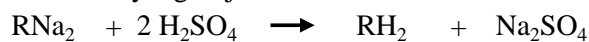
Resin yang digunakan yaitu *Duolite C-3/Phenolic Resins*

Reaksi :



Jika **Resin telah jenuh** atau tidak dapat mengikat ion-ion positif pada air maka akan dilakukan regenerasi dengan penambahan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

Maka reaksi yang terjadi :



Kemampuan Resin *Duolite C-3/Phenolic Resins* mengikat ion-ion positif pada air

Kapasitas = 10 kgrain/ft<sup>3</sup>

Kesadahan awal = 15 ppm

Kesadahan akhir = 0 ppm (merupakan syarat untuk *Boiler Feed Water*)

Waktu regenerasi = 3 hari = 72 jam

(Powell, S.T., "Water Conditioning for Industry", 1957 Tab 5 page 172)

### 3. Menghitung Volume Resin

$$\begin{aligned} \text{Mineral dihilangkan} &= 15 \text{ ppm} \times \frac{1}{10^6} \times 119,93 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times 3 \text{ hari} \\ &= 0,130 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kemampuan Resin} &= 10 \text{ kgrain/ft}^3 \times \frac{1 \text{ kg}}{15 \text{ kgrain}} \times \left( \frac{1 \text{ ft}}{0,305 \text{ m}} \right)^3 \\ &= 22,883 \text{ kg/m}^3 \text{ resin} \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume Resin} &= \frac{\text{Mineral dihilangkan}}{\text{Kemampuan Resin}} \\ &= \frac{0,130 \text{ kg}}{22,883 \text{ kg/m}^3 \text{ resin}} \\ &= 0,0057 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

### 4 Menghitung Ukuran Tangki

#### a. Diameter Tangki

Dapat dihitung menggunakan fluks volume air yang akan diolah. Berdasarkan Buku Water Conditioning for Industry by Powell, S.T., 1957 page 157 disebutkan bahwa fluks volume dengan bahan isian resin yaitu sebesar 4 sampai 5

Dipilih Fluks Volume Air sebesar 4 gallon/ft<sup>2</sup>.menit

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Fluks Volume} &= \frac{4 \text{ gallon}}{\text{ft}^2 \cdot \text{menit}} \times \frac{60 \text{ menit}}{1 \text{ jam}} \times \frac{0,00455 \text{ m}^3}{1 \text{ gallon}} \times \left( \frac{1 \text{ ft}}{0,305 \text{ m}} \right)^2 \\ &= 11,75 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

Laju Volumetrik Air yang diolah yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik (Fv)} &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas air}} \\ &= \frac{119,9277 \text{ kg/jam}}{1022,8753 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,1172 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Luas Penampang Tangki *Kation Exchanger*

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang (A)} &= \frac{\text{Laju Volumetrik Air (Fv)}}{\text{Fluks Volume}} \\ &= \frac{0,1172 \text{ m}^3/\text{jam}}{11,7542 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{jam}} \\ &= 0,010 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Maka Diameter Tangki *Kation Exchanger*

$$\text{Luas Penampang (A)} = \frac{1}{4} \pi D^2$$

$$0,01 \text{ m}^2 = \frac{1}{4} \pi \text{ID}^2$$

$$\text{ID} = 0,1127 \text{ m}$$

$$= 4,436 \text{ in}$$

**b. Tinggi Shell Tangki**

Menentukan Tinggi Resin (H resin)

$$\text{H Resin} = \frac{4 \times \text{Volume resin}}{\pi \times \text{D}^2}$$

$$= \frac{4 \times 0,0057 \text{ m}^3}{\pi \times (0,1127)^2 \text{ m}^2}$$

$$= 0,5674 \text{ m}$$

Ketinggian Resin dirancang 80% dari tinggi shell *kation exchanger*, maka tinggi

$$\text{H shell} = \frac{\text{H resin}}{80\%}$$

$$= \frac{0,5674 \text{ m}}{80\%}$$

$$= 0,7093 \text{ m}$$

**c. Volume Tangki**

$$\text{V tangki} = \text{V shell} + 2 \times \text{V torispherical}$$

$$= \frac{\pi}{4} \text{ID}^2 \text{H} + (2 \times 0,000049 \text{ID}^3)$$

$$= \frac{\pi}{4} (0,1127)^2 \times 0,7093 + 0,000098 (0,1127)^3$$

$$= 0,0071 \text{ m}^3 = 0,2499 \text{ ft}^3$$

**d. Tekanan Tangki**

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$= 14,696 \text{ psia}$$

Tekanan perancangan dibuat 10% lebih besar dari tekanan operasi untuk faktor keamanan, maka :

$$\text{Tekanan perancangan} = 1,1 \times \text{P operasi}$$

$$= 1,1 \times 1 \text{ atm}$$

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

$$= 16,1655 \text{ psia}$$

**e. Bahan Kontruksi Tangki**

Bahan yang digunakan yaitu *Stainless Steel SA 167 type 316* karena memiliki ketahanan suhu dan korosi yang baik, dengan allowable stress (f) yaitu 18750

$$\text{Allowable stress (f)} = 18750$$

(Brownell&Young, 1958)

Efisiensi sambungan (E) yang dipakai yaitu jenis *double welded butt joint*

dengan nilai 80% karena tidak memiliki batas ketebalan seperti jenis single

(Brownell&Young, 1958)

Faktor korosi (C) pada jenis *Stainless Steel SA 167 type 316* yaitu 0.125 in

$$C = 0,125 \text{ in}$$

(Peters, M.S., K.D., Timmerhaus ed V., 1991)

**f. Tebal Dinding Tangki**

Dipilih Head Tangki berbentuk *Torispherical*

Maka tebal dinding tangki untuk bentuk *head torispherical* yaitu :

$$ts = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0,6 P} + C \quad \text{(Brownell and Young, pers. 13.1 hal. 254)}$$

Keterangan :

C = Faktor korosi

Pdesain = Tekanan terukur

ri = Jari-jari dalam *shell*

f = *Stress* yang diijinkan

E = Efisiensi sambungan

$$ts = \frac{16,1655 \times 2,2180}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 16,1655} + 0,125 \text{ in}$$

$$ts = 0,1274 \text{ in}$$

Sehingga digunakan tebal shell standar 3/16 in (Brownell & Young hal: 88)

$$\text{Tebal shell standar} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Outside diameter (OD)} &= ID + (2 \times ts \text{ standar}) \\ &= 4,436 \text{ in} + (2 \times 3/16) \text{ in} \\ &\quad \text{(Brownell hal. 88)} \\ &= 4,811 \text{ in} \\ &= 0,1222 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{OD standar} = 12 \text{ in} = 0,305 \text{ m}$$

$$\text{Tebal shell standar} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

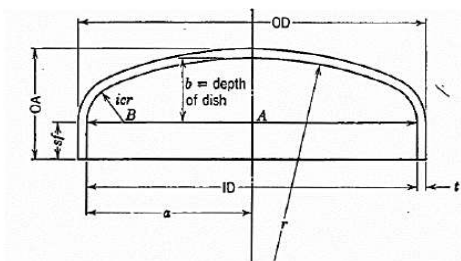
Koreksi ID

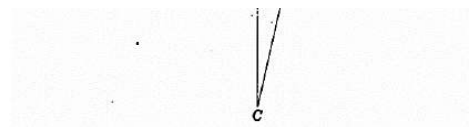
$$\begin{aligned} ID &= \text{OD standar} - 2 \times ts \text{ standar} \\ &= 12 \text{ in} - 2 \times 0,1875 \text{ in} \\ &= 11,625 \text{ in} \\ &= 0,2953 \text{ m} = 0,9688 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Menentukan tebal dan tinggi head**

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis *Stainless Steel SA 167 type 316*

(Brownell & Young, hal: 342)





(Brownel and Young, fig 5.8 hal 87)

Keterangan :

- icr = Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in)
- rc = Jari-jari kelengkungan (in)
- sf = Flange lurus (*straight flange*) (in)
- th = Tebal *head* (in)
- OA = Tinggi *head* (in)
- b = *Depth of dish (inside)* (in)
- a = *Inside radius / jari-jari shell* (in)
- ID = *Inside diameter* (in)

**a. Menentukan Ketebalan Torispherical Head**

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C$$

(Persamaan 7.77, Brownell & Young, 1959)

Dengan :

- th = Tebal *head* (in)
- W = Faktor intensifikasi *stress*
- f = Allowable *strees*
- E = Efisiensi sambungan
- C = *Corrosion allowance*
- P = Tekanan desain (psi)

Menghitung Faktor Intensifikasi stress

Dengan OD standar yaitu 78 in maka diperoleh data :  
(Brownell & Young, tabel 5.7 halaman 90)

$$rc = 12 \text{ in}$$

$$icr = 0,75 \text{ in}$$

Sehingga

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

$$= \frac{1}{4} \times (3 + \sqrt{\frac{12}{0,75}})$$

$$= 1,7500$$

Maka, ketebalan *torispherical head*

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C$$

$$= \frac{16,1655 \text{ psi} \times 12 \text{ in} \times 1,7500}{2 \times 18750 \text{ psi} \times 0,80 - 0,2 \times 16,1655 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1363 \text{ in}$$

Maka dipakai tebal head (th) standar = 3/16 = 0,1875

**b. Menentukan Tinggi Torispherical Head**

Berdasarkan tebal head standar (3/16 in), maka dipilih straight flange (sf) antara 1,5 hingga 2 in. Sehingga

Dipilih sf = 2 in

(Tabel 5.8 hal 93, Brownell and Young)

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{11,63}{2} \text{ in} \\ &= 5,8 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 5,813 \text{ in} - 0,75 \text{ in} \\ &= 5,063 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 12 \text{ in} - 0,75 \text{ in} \\ &= 11,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{11,25^2 - 5,063^2} \\ &= 10,0 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 12 \text{ in} - 10,0 \text{ in} \\ &= 2,0 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, tinggi head (OA)} &= th \text{ standar} + b + sf \\ &= 0,1875 \text{ in} + 1,953 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 4,203 \text{ in} \\ &= 0,1068 \text{ m} \end{aligned}$$

**Menentukan Tinggi Total Tangki**

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= \text{Tinggi shell} + (2x \text{ Tinggi Head}) \\ &= 0,7093 \text{ m} + 2 \times 0,1068 \text{ in} \\ &= 0,92 \text{ m} \\ &= 36,3319 \text{ in} \\ &= 119,1991 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Waktu Tinggal**

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal dalam kation} &= \frac{V_{\text{air}}}{A_{\text{resin}} \times \text{Fluks}} \\ \text{exchanger} &= \frac{0,1172 \text{ m}^3}{0,0100 \text{ m}^2 \text{ bed area} \times 11,754 \text{ m}^3/\text{jam} \cdot \text{m}^2 \text{ bed area}} \\ &= 0,5 \text{ jam} \end{aligned}$$

**KESIMPULAN KATION EXCHANGER  
(KE-01)**

Tugas = Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion positif sebagai air umpan boiler

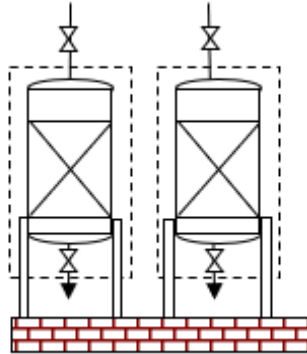
Jenis = Tangki Silinder Vertikal

Jumlah	=	2	buah	
Waktu tinggal	=	3	hari	= 72 jam
Volume tangki	=	0,0071	m <sup>3</sup>	
Diameter tangki luar	=	12	in	= 0,3048 m
Diameter tangki dalam	=	11,625	in	= 0,2953 m
Tinggi Tangki	=	36,332	in	= 0,9228 m
Volume resin	=	0,00566	m <sup>3</sup>	
Tinggi resin	=	0,5674	m	
Tebal shell	=	0,1875	in	
Tebal head	=	0,1363	in	
Bahan Kontruksi	=	<i>Stainless Steel SA 167 type 316</i>		



**ANION EXCHANGER**  
(AE-01)

Tugas : Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion negatif keluaran Kation Exchanger sebagai umpan boiler  
Jenis : Tangki silinder vertikal



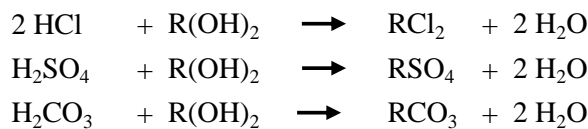
**1. Umpan Masuk Anion Exchanger**

Air Umpan masuk = Air dari Tangki Penampungan  
Laju alir massa = 119,93 kg/jam  
(Merupakan massa air yang digunakan sebagai air *make up* Boiler)  
Densitas = 1022,88 kg/m<sup>3</sup>  
Kesadahan = 15,05 ppm  
(Air masih memiliki kadar mineral sehingga diasumsikan air berjenis "air sangat lunak" dengan tingkat kesadahan 0-70 ppm)

**2. Reaksi pada Anion Exchanger**

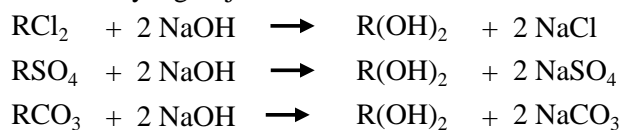
Resin yang digunakan yaitu *Nalcite SAR/Styrene-divinylbenzene*

Reaksi :



Jika **Resin telah jenuh** atau tidak dapat mengikat ion-ion negatif pada air maka akan dilakukan regenerasi dengan penambahan NaOH

Maka reaksi yang terjadi :



Kemampuan Resin *Nalcite SAR/Styrene-divinylbenzene Resins* mengikat ion-ion positif pada air :

Kapasitas = 13,5 kgrain/ft<sup>3</sup>  
Kesadahan awal = 15 ppm  
Kesadahan akhir = 0 ppm (merupakan syarat untuk *Boiler Feed Water*)

Waktu regenerasi = 3 hari = 72 jam  
 (Powell, S.T., "Water Conditioning for Industry", 1957 Tab 5 page 172)  
 Waktu regenerasi = 3 hari = 72 jam  
 (Powell, S.T., "Water Conditioning for Industry", 1957 Tab 5 page 172)

**3. Menghitung Volume Resin**

$$\begin{aligned} \text{Mineral dihilangkan} &= 15 \text{ ppm} \times \frac{1}{10^6} \times 119,9277 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times 3 \text{ hari} \\ &= 0,130 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kemampuan Resin} &= 13,5 \text{ kgrain/ft}^3 \times \frac{1 \text{ kg}}{15 \text{ kgrain}} \times \left( \frac{1 \text{ ft}}{0,3048 \text{ m}} \right)^3 \\ &= 30,893 \text{ kg/m}^3 \text{ resin} \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume Resin} &= \frac{\text{Mineral dihilangkan}}{\text{Kemampuan Resin}} \\ &= \frac{0,130 \text{ kg}}{30,893 \text{ kg/m}^3 \text{ resin}} \\ &= 0,0042 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

**4 Menghitung Ukuran Tangki**

**a. Diameter Tangki**

Dapat dihitung menggunakan fluks volume air yang akan diolah. Berdasarkan Buku Water Conditioning for Industry by Powell, S.T., 1957 page 157 disebutkan bahwa fluks volume dengan bahan isian resin yaitu sebesar 4 sampai 5

Dipilih Fluks Volume Air sebesar 4 gallon/ft<sup>2</sup>.menit

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Fluks Volume} &= 4 \frac{\text{gallon}}{\text{ft}^2 \cdot \text{menit}} \times \frac{60 \text{ menit}}{1 \text{ jam}} \times \frac{0,00455 \text{ m}^3}{1 \text{ gallon}} \times \left( \frac{1 \text{ ft}}{0,305 \text{ m}} \right)^2 \\ &= 11,7541902 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

Laju Volumetrik Air yang diolah yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik (Fv)} &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas air}} \\ &= \frac{119,927659 \text{ kg/jam}}{1022,8753 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,1172 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Luas Penampang Tangki *Anion Exchanger*

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang (A)} &= \frac{\text{Laju Volumetrik Air (Fv)}}{\text{Fluks Volume}} \\ &= \frac{0,1172 \text{ m}^3/\text{jam}}{11,7542 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{jam}} \\ &= 0,01 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Maka Diameter Tangki *Anion Exchanger*

$$\begin{aligned} \text{Luas Penampang (A)} &= \frac{1}{4} \pi \text{ID}^2 \\ 0,01 \text{ m}^2 &= \frac{1}{4} \pi \text{ID}^2 \\ \text{ID} &= 0,1127 \text{ m} \\ &= 4,436 \text{ in} \end{aligned}$$

**b. Tinggi Shell Tangki**

Menentukan Tinggi Resin (H resin)

$$\begin{aligned} \text{H Resin} &= \frac{4 \times \text{Volume resin}}{\pi \times \text{D}^2} \\ &= \frac{4 \times 0,0042 \text{ m}^3}{\pi \times (0,1127)^2 \text{ m}^2} \\ &= 0,4217 \text{ m} \end{aligned}$$

Ketinggian Resin dirancang 80% dari tinggi *shell anion exchanger*, maka tinggi tangki :

$$\begin{aligned} \text{H shell} &= \frac{\text{H resin}}{80\%} \\ &= \frac{0,4217 \text{ m}}{80\%} \\ &= 0,5272 \text{ m} \end{aligned}$$

**c. Volume Tangki**

$$\begin{aligned} \text{V tangki} &= \text{V shell} + 2 \times \text{V torispherical} \\ &= \frac{\pi}{4} \text{ID}^2 \text{H} + (2 \times 0,000049 \text{ ID}^3) \\ &= \frac{\pi}{4} (0,1127)^2 \times 0,5272 + 0,000098 \cdot (0,1127)^3 \\ &= 0,0053 \text{ m}^3 = 0,1857 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

**d. Tekanan Tangki**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi} &= 1 \text{ atm} \\ &= 14,7 \text{ psia} \end{aligned}$$

Tekanan perancangan dibuat 10% lebih besar dari tekanan operasi untuk faktor keamanan, maka :

$$\begin{aligned} \text{Tekanan perancangan} &= 1,1 \times \text{P operasi} \\ &= 1,1 \times 1 \text{ atm} \\ &= 1,1 \text{ atm} \\ &= 16,1655437 \text{ psia} \end{aligned}$$

**e. Bahan Kontruksi Tangki**

Bahan yang digunakan yaitu *Stainless Steel SA 167 type 316* karena memiliki ketahanan suhu dan korosi yang baik, dengan allowable stress (f) yaitu 18750

$$\text{allowable stress (f)} = 18750$$

(Brownell&Young, 1958)

Efisiensi sambungan (E) yang dipakai yaitu jenis *double welded butt joint* dengan nilai 80% karena tidak memiliki batas ketebalan seperti jenis single (Brownell&Young, 1958)

Faktor korosi (C) pada jenis *Stainless Steel SA 167 type 316* yaitu 0.125 in

$$C = 0,125 \text{ in}$$

(Peters, M.S., K.D., Timmerhaus ed V., 1991)

#### f. Tebal Dinding Tangki

Dipilih Head Tangki berbentuk *Torispherical*

Maka tebal dndng tangki untuk bentuk *head torispherical* yaitu :

$$ts = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0,6 P} + C \quad (\text{Brownell and Young, pers. 13.1 hal. 254})$$

Keterangan :

C = Faktor korosi

Pdesain = Tekanan terukur

ri = Jari-jari dalam *shell*

f = *Stress* yang diijinkan

E = Efisiensi sambungan

$$ts = \frac{16,1655 \times 2,2180}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 16,1655} + 0,125$$

$$ts = 0,1274 \text{ in}$$

Sehingga digunakan tebal shell standar 3/16 in (Brownell & Young hal: 88)

$$\text{Tebal shell standar} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Outside diameter (OD)} &= \text{ID} + (2 \times ts \text{ standar}) \\ &= 4,436 \text{ in} + (2 \times 3/16) \text{ in} \\ &\quad (\text{Brownell hal. 88}) \\ &= 4,811 \text{ in} \\ &= 0,1222 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{OD standar} = 12 \text{ in} = 0,305 \text{ m}$$

$$\text{Tebal shell standar} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

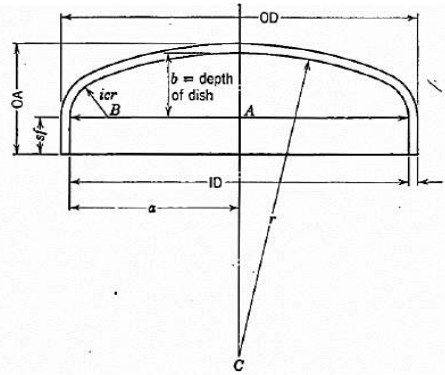
Koreksi ID

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD standar} - 2 \times ts \text{ standar} \\ &= 12 \text{ in} - 2 \times 0,1875 \text{ in} \\ &= 11,625 \text{ in} \\ &= 0,2953 \text{ m} = 0,9688 \text{ ft} \end{aligned}$$

#### Menentukan tebal dan tinggi head

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis *Stainless Steel SA 167 type 316*

(Brownell & Young, hal: 342)



(Brownel and Young, fig 5.8 hal 87)

Keterangan :

- icr = Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in)
- rc = Jari-jari kelengkungan (in)
- sf = Flange lurus (*straight flange*) (in)
- th = Tebal *head* (in)
- OA = Tinggi *head* (in)
- b = *Depth of dish (inside)* (in)
- a = *Inside radius / jari-jari shell* (in)
- ID = *Inside diameter* (in)

**a. Menentukan Ketebalan Torispherical Head**

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C$$

(Persamaan 7.77, Brownell & Young, 1959)

dengan :

- th = Tebal *head* (in)
- W = Faktor intensifikasi *stress*
- f = Allowable *strees*
- E = Efisiensi sambungan
- C = *Corrosion allowance*
- P = Tekanan desain (psi)

Menghitung Faktor Intensifikasi stress

dengan OD standar yaitu 78 in maka diperoleh data :

(Brownell & Young, tabel 5.7 halaman 90)

$$rc = 12 \text{ in}$$

$$icr = 0,75 \text{ in}$$

Sehingga

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

$$= \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{12}{0,75}} \right)$$

$$= 1,7500$$

Maka, ketebalan *torispherical head*

$$\begin{aligned} th &= \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C \\ &= \frac{16,1655 \text{ psi} \times 12 \text{ in} \times 1,7500}{2 \times 18750 \text{ psi} \times 0,80 - 0,2 \times 16,1655 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1363 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka dipakai tebal head (th) standar = 3/16 = 0,1875 in

**b. Menentukan Tinggi Torispherical Head**

Berdasarkan tebal head standar (3/16 in), maka dipilih straight flange (sf) antara 1,5 hingga 2 in. Sehingga

Dipilih sf = 2 in

(Tabel 5.8 hal 93, Brownell and Young)

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{11,63 \text{ in}}{2} \\ &= 5,8 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 5,813 \text{ in} - 0,75 \text{ in} \\ &= 5,063 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 12 \text{ in} - 0,75 \text{ in} \\ &= 11,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{11,25^2 - 5,063^2} \\ &= 10,0 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 12 \text{ in} - 10,0 \text{ in} \\ &= 1,95 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka, tinggi head (OA) = th standar + b + sf

$$\begin{aligned} &= 0,1875 \text{ in} + 1,953 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 4,203 \text{ in} \\ &= 0,1068 \text{ m} \end{aligned}$$

**Menentukan Tinggi Total Tangki**

Tinggi total tangki = Tinggi shell + ( 2x Tinggi Head)

$$\begin{aligned} &= 0,5272 \text{ m} + 2 \times 0,1068 \text{ in} \\ &= 0,74 \text{ m} \\ &= 29,1610 \text{ in} \\ &= 95,6726 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Waktu Tinggal**

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal dalam kation} &= \frac{V_{\text{air}}}{A_{\text{resin}} \times \text{Fluks}} \\ \text{exchanger} &= \frac{0,1172 \text{ m}^3}{0,0100 \text{ m}^2 \text{ bed area} \times 11,754 \text{ m}^3/\text{jam.m}^2 \text{ bed area}} \\ &= 0,5 \text{ jam} \end{aligned}$$

**KESIMPULAN ANION EXCHANGER  
(AE-01)**

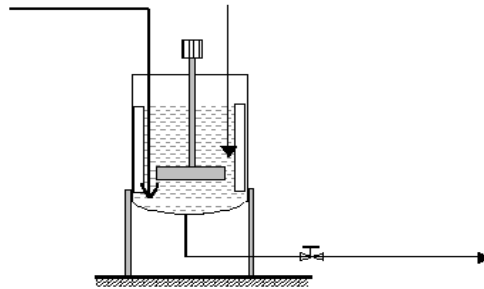
Tugas = Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion negatif sebagai air umpan boiler

Jenis = Tangki silinder vertikal

Jumlah	=	2	buah	
Waktu tinggal	=	3	hari	= 72 jam
Volume tangki	=	0,0053	m <sup>3</sup>	
Diameter tangki luar	=	12	in	= 0,3048 m
Diameter tangki dalam	=	11,625	in	= 0,2953 m
Tinggi Tangki	=	29,161	in	= 0,7407 m
Volume resin	=	0,00421	m <sup>3</sup>	
Tinggi resin	=	0,4217	m <sup>3</sup>	
Tebal shell	=	0,1875	in	
Tebal head	=	0,1363	in	
Bahan Kontruksi	=	<i>Stainless Steel SA 167 type 316</i>		



**TANGKI KLORINASI  
(TU-01)**



Tugas : Tempat klorinasi air untuk membunuh bakteri-bakteri sehingga air dapat digunakan sebagai air sanitasi, servis, dan rumah tangga.

Jenis alat : Tangki silinder tegak

Data :

Suhu (T)	=	30	°C	=	303	K
Tekanan (P)	=	1	atm			
Rapat Massa	=	1022,88	kg/m <sup>3</sup>			
Waktu tinggal	=	2	jam			
Kecepatan massa air	=	3091,9545	kg/jam			

**1. Volume air dalam tangki**

$$\begin{aligned}
 V_1 &= \frac{\text{Kecepatan massa air}}{\text{Rapat Massa}} \times 1 \text{ jam} \\
 &= \frac{3091,9545 \text{ kg}}{1022,8753 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 3,0228 \text{ m}^3 \\
 &= 3022,8070 \text{ liter}
 \end{aligned}$$

**2. Kebutuhan Cl<sub>2</sub>**

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Cl}_2 &= 5 \text{ mg/liter dalam umpan air} \\
 &\quad \text{(PERMENKES No. 492 Tahun 2010)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cl}_2 \text{ yang diperlukan} &= 5 \frac{\text{mg}}{\text{liter}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000000 \text{ mg}} \times 3022,8070 \text{ liter} \\
 &= 0,0151 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\rho_{\text{klorin}} = 2072,12 \text{ kg/m}^3$$

$$V_{\text{klorin}} = \frac{0,0151 \text{ kg}}{2072,12154 \text{ kg/m}^3} = 7,294\text{E-}06 \text{ m}^3$$

**4. Volume Fluida**

$$\begin{aligned}
 V_f &= V_{\text{air}} + V_{\text{klorin}} \\
 &= 3,0228 \text{ m}^3 + 7,294\text{E-}06 \text{ m}^3 \\
 &= 3,0228 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

**5. Volume Tangki**

Dirancang dengan angka keamanan 20%

$$\begin{aligned}
 V_t &= 120\% \times 3,0228 \text{ m}^3 \\
 &= 3,627 \text{ m}^3 \\
 &= 958,25 \text{ gallon}
 \end{aligned}$$

**6. Ukuran tangki**

Berdasarkan Harry Silla, hal. 383 . Dipilih rancangan untuk tangki dengan :

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

a) To convert gal to m<sup>3</sup>, multiply by 3.785x10<sup>-3</sup>.  
 b) To convert ft<sup>2</sup> to m<sup>2</sup>, multiply by 9.29x10<sup>-2</sup>.  
 c) To convert in to m, multiply by 2.54x10<sup>-2</sup>.

Volume Tangki Standard = 1000 gallon

Ukuran Standard

$$\begin{aligned}
 D &= 66 \text{ in} = 1,6764 \text{ m} \\
 H &= 66 \text{ in} = 1,6764 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**Menentukan tebal dinding (shell)**

Bahan konstruksi yang digunakan Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316 (Brownell and Young hal 342)

$$\begin{aligned}
 f &= \text{Allowable stress} &= 18750 \text{ psi (Appendix D, Brownell \& Young)} \\
 E &= \text{Efisiensi sambungan} &= 0,8 \text{ (Tabel 13.2 hal: 254, Brownell )} \\
 c &= \text{Korosi} &= 0,125 \text{ in (Peters \& Timmerhaus hal 542)} \\
 \text{Faktor keamanan} & &= 10\% \\
 \text{Tekanan perancangan (P)} &= 110\% \times 14,7 \text{ psi} \\
 &= 16,17 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 254

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C \\
 t_s &= \frac{16,17 \times 0,8382}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 16,17} + 0,125 \\
 t_s &= 0,1259 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Sehingga digunakan tebal shell standar 3/16 in (Brownell & Young hal: 88)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal shell standar} &= 3/16 \text{ in} = 0,19 \text{ in} \\
 \text{Outside diameter (OD)} &= \text{ID} + (2 \times \text{ts standar}) \\
 &= 66 \text{ in} + (2 \times 3/16) \text{ in} \\
 &\quad \text{(Brownell hal. 88)} \\
 &= 66,38 \text{ in} \\
 &= 1,6859 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD standar} &= 72 \text{ in} = 1,829 \text{ m} \\
 \text{Tebal shell standar} &= 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}
 \end{aligned}$$

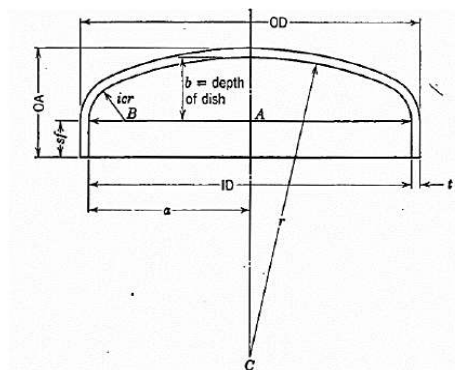
Koreksi ID

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= \text{OD standar} - 2 \times \text{ts standar} \\
 &= 72 \text{ in} - 2 \times 0,1875 \text{ in} \\
 &= 71,625 \text{ in} \\
 &= 1,8193 \text{ m} \\
 &= 5,9688 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menentukan tebal dan tinggi head

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis *Carbon Steel SA-283 Grade C*

(Brownell & Young, hal: 342)



(Brownel and Young, fig 5.8 hal 87)

Keterangan :

- icr = Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in)
- rc = Jari-jari kelengkungan (in)
- sf = Flange lurus (*straight flange*) (in)
- th = Tebal head (in)
- OA = Tinggi head (in)
- b = Depth of dish (*inside*) (in)
- a = Inside radius / jari-jari shell (in)
- ID = Inside diameter (in)

#### a. Menentukan Ketebalan Torisherical Head

$$\text{th} = \frac{P \cdot \text{rc} \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C$$

(Persamaan 7.77, Brownell & Young, 1959)

dengan :

th = Tebal *head* (in)

W = Faktor intensifikasi *stress*

f = Allowable *strees* untuk plate steel A-283 Grade C

E = Efisiensi sambungan

C = *Corrosion allowance*

P = Tekanan desain (psi)

Menghitung Faktor Intensifikasi *stress*

dengan OD standar yaitu 72 in maka diperoleh data :

(Brownell & Young, tabel 5.7 halaman 90)

rc = 72 in

icr = 4,375 in

Sehingga

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} x \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\ &= \frac{1}{4} x \left( 3 + \sqrt{\frac{72}{4.375}} \right) \\ &= 1,7642 \end{aligned}$$

Maka, ketebalan *torispherical head*

$$\begin{aligned} th &= \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C \\ &= \frac{16,17 \text{ psi} \times 72 \text{ in} \times 1,7642}{2 \times 12650 \text{ psi} \times 0,80 - 0,2 \times 16,2 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,2265 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka dipakai tebal head (th) standar = 1/4 in = 0,2500 in

### b. Menentukan Tinggi Torispherical Head

Berdasarkan tebal head standar (1/4 in), maka dipilih straight flange (sf) antara 1,5 hingga 3 in. Sehingga

Dipilih sf = 2 in

(Tabel 5.8 hal 93, Brownell and Young)

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{71,625 \text{ in}}{2} \\ &= 35,81 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 35,8125 \text{ in} - 4,375 \text{ in} \\ &= 31 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 72 \text{ in} - 4,375 \text{ in} \end{aligned}$$

$$= 67,625 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{67.625^2 - 31^2} \\ &= 59,8734 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 72 \text{ in} - 59,8734 \text{ in} \\ &= 12,1266 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, tinggi head (OA)} &= \text{th standar} + b + sf \\ &= 0,2500 \text{ in} + 12,1266 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 14,3766 \text{ in} \\ &= 0,3652 \text{ m} \end{aligned}$$

### Menentukan Tinggi Total Tangki

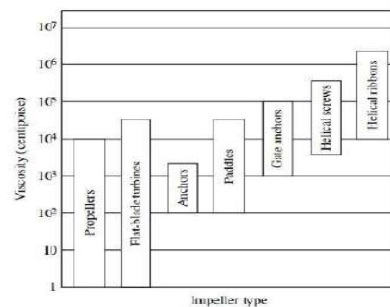
$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= \text{Tinggi shell} + (2 \times \text{Tinggi Head}) \\ &= 66 \text{ in} + 2 \times 14,3766 \text{ in} \\ &= 94,75 \text{ in} \\ &= 2,4067 \text{ m} \\ &= 7,8961 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Menentukan Pengaduk Tangki Klorinasi

$$\begin{aligned} \text{Suhu didalam tangki} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 303,15 \text{ K} \\ &= 86 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

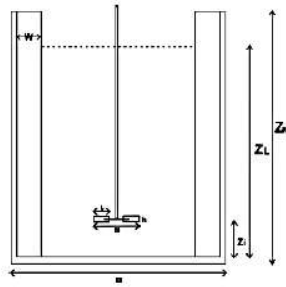
$$\text{Viskositas} = 0,8150 \text{ cP}$$

Jenis pengaduk dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk. (Holland, F. A dan F.S., Chapman, 1996, hal 5)

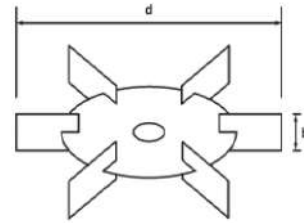


Untuk viskositas 0.8150 cP maka jenis pengaduk yang dipilih adalah *Propeller* atau *Flat Blade Turbines Impellers* (Rase H. F, Fig. 8.4 Hal. 341). Dipilih Flat Blade Turbines Impellers karena dapat menghasilkan pengadukan yang baik dan biasanya digunakan untuk reaktor dengan proses continuous.

(Rase H. F, Hal. 344)



Gambar Komponen Bagian Reaktor



Gambar Flade Blade Turbines Impellers  
(Mc Cabe, hal 238)

Keterangan :

- $Z_R$  : Tinggi reaktor
- $Z_L$  : Tinggi cairan
- $Z_i$  : Tinggi pengaduk
- $D_t$  : Diameter reaktor
- $D_i$  : Diameter pengaduk
- $L$  : Panjang pengaduk
- $h$  : Lebar pengaduk
- $w$  : Lebar *baffle*

Menurut Brown, 1978, hal. 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudu (*flat blade turbines impellers*) :

$$\begin{aligned} D_t/D_i &= 3 & h/D_i &= 0,2 \\ Z_L/D_i &= 2,7 - 3 & L/D_i &= 0,25 \\ Z_i/D_i &= 0,75 - 1,3 \\ \text{Jumlah } \textit{baffle} &= 4 \\ w/D_i &= 0,1 \end{aligned}$$

used. Typical proportions are

$$\begin{aligned} \frac{D_a}{D_t} &= \frac{1}{3} & \frac{H}{D_t} &= 1 & \frac{J}{D_t} &= \frac{1}{12} \\ \frac{E}{D_t} &= \frac{1}{3} & \frac{W}{D_a} &= \frac{1}{5} & \frac{L}{D_a} &= \frac{1}{4} \end{aligned}$$

The number of baffles is usually 4; the number of impeller blades ranges from 4 to 16 but is generally 6 or 8. Special situations may, of course, dictate different proportions from those listed above; it may be advantageous, for example, to place the agitator higher or lower in the tank, or a much deeper tank may be needed to achieve the desired process result. The listed "standard" proportions, nonetheless, are widely accepted and are the basis of many published correlations of agitator performance.

(Mc Cabe, hal 243)

Keterangan :

- $D_i$  = Diameter Impeller
- $D_t$  = Diameter tangki
- $E$  = Tinggi impeller dari dasar tangki
- $H$  = Tinggi cairan
- $J$  = Lebar baffle
- $W$  = Lebar impeller
- $L$  = Panjang blade impeller

Adapun mengenai spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai

$$\begin{aligned}
 1. \text{ Jumlah Blade} &= 6 \text{ buah} \\
 2. \text{ Jumlah baffle} &= 4 \text{ buah} \\
 3. \text{ Diameter Impeller (Di)} & \\
 &= \frac{1}{3} \times \text{Diameter Tangki (Dt)} \\
 &= \frac{1}{3} \times 1,8288 \text{ m} \\
 &= 0,6096 \text{ m} \\
 &= 2,0000 \text{ ft} \\
 &= 24,0000 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 4. \text{ Tinggi Impeller dari dasar (E)} & \\
 &= \frac{1}{3} \times \text{Diameter Tangki (Dt)} \\
 &= \frac{1}{3} \times 1,8288 \text{ m} \\
 &= 0,6096 \text{ m} \\
 &= 2,0000 \text{ ft} \\
 &= 24,0000 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 5. \text{ Panjang Blade Impeller (L)} & \\
 &= \frac{1}{4} \times \text{Da} \\
 &= \frac{1}{4} \times 0,6096 \text{ m} \\
 &= 0,1524 \text{ m} \\
 &= 0,5000 \text{ ft} \\
 &= 6,0000 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 6. \text{ Lebar Blade Impeller (W)} & \\
 &= \frac{1}{5} \times \text{Da} \\
 &= \frac{1}{5} \times 0,6096 \text{ m} \\
 &= 0,1219 \text{ m} \\
 &= 0,4000 \text{ ft} \\
 &= 4,8000 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 7. \text{ Lebar Baffle (J)} & \\
 &= \frac{1}{12} \times \text{Dt} \\
 &= \frac{1}{12} \times 1,8288 \text{ m} \\
 &= 0,1524 \text{ m} \\
 &= 0,5000 \text{ ft} \\
 &= 6,0000 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Rase, H. F., (1997) vol.1, hal. 345, kecepatan putaran untuk pengaduk tipe Flat Blade Turbin Impeller dengan 6 blade berkisar antara 600 ft/menit - 1200 ft/menit. Untuk Turbin Impeller memberikan agitasi yang baik pada 600 ft/menit.

dipilih kecepatan putar pengaduk = 600 ft/menit

Untuk mencari kecepatan putar pengaduk dalam satuan rpm maka menggunakan rumus :

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{600}{\pi \times \text{Da}} = \frac{600 \text{ ft/menit}}{3,14 \times 2,0000 \text{ ft}} \\
 &= 95,54 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

**IMPELLER SPEED**

With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320 rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continuously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.

Dari Wallas, hal.288 untuk kecepatan pengaduk standar yang digunakan adalah kecepatan pengaduk yang mendekati 95,54 rpm adalah 100 rpm

$$N = 100 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ minute}}{60 \text{ second}}$$

$$= 1,6667 \text{ rps}$$

Menentukan Bilangan Reynold

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu}$$

Keterangan :

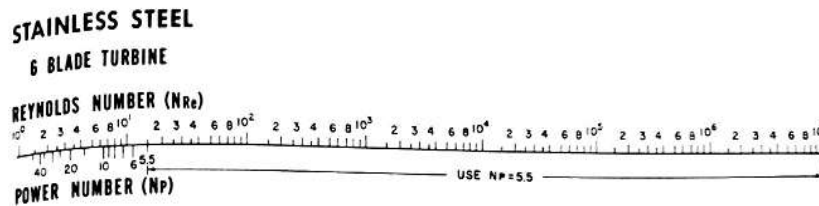
- $\rho$  =  $\rho$  campuran umpan masuk = 1022,88 kg/m<sup>3</sup> = 63,8561 lb/ft<sup>3</sup>
- $N$  = Kecepatan pengadukan = 1,6667 rps
- $Da$  = Diameter Impeller = 2,0 ft
- $\mu$  = Viskositas campuran komponen masuk reaktor = 0,8150 cP  
= 0,00055 lb/ft.s

Sehingga

$$NRe = \frac{63,8561 \text{ lb/ft}^3 \times 1,6667 \text{ rps} \times 2,0 \text{ ft}^2}{0,00055 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 388647,2765$$

Dari gambar 8.8 (Rase, H. F., 1957) untuk six blade turbine dengan  $NRe > 10$ , nilai  $Np$  (power number) yang didapat adalah = 5,5



Menghitung Tenaga Pengaduk

Dihitung menggunakan persamaan

$$P = Np \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

Keterangan :

- $P$  = Daya penggerak (watt)
- $Np$  = Power number
- $\rho$  = Densitas cairan yang diaduk (kg/m<sup>3</sup>)
- $N$  = Kecepatan pengaduk standar (1/s)
- $Di$  = Diameter pengaduk (m)



maka

$$\begin{aligned}
 P &= 5,5 \times 1022,88 \text{ kg/m}^3 \times 4,6296 \text{ rps} \times 0,0842 \text{ m}^5 \\
 &= 2192,585 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\
 &= 2192,585 \text{ Watt} \\
 &= 2,1926 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Towler, hal. 111 :  
Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kWatt)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

Dengan daya penggerak = 2,1926 kW  
sehingga diperoleh efisiensi sebesar 80%  
Maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{2,1926}{80\%} \text{ kW} \\
 &= 2,7407 \text{ kW} \\
 &= 3,6754 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Digunakan motor pengaduk standar, diperoleh dari Ludwig, 2001 edisi 3, hal 628

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Sehingga dipilih motor pengaduk standar = 5,0 HP

**KESIMPULAN TANGKI KLORINASI  
(TU-01)**

Tugas : Mematikan bakteri yang terikut dalam air dengan menambahkan klorin penghilang kuman dan patogen dalam air kebutuhan rumah tangga.  
Jenis alat : Tangki silinder tegak berpengaduk  
Bahan : Carbon steel SA-283 grade C

**Kondisi operasi**

Suhu : 30 °C  
Tekanan : 1 atm

**Dimensi**

Diameter : 72,000 in = 1,8288 m  
Tinggi : 94,75 in = 2,4067 m  
Tebal shell : 0,1875 in = 0,0048 m

**Pengaduk**

Jenis : *Flat blade turbines impeller*  
Tenaga motor : 5 HP

**TANGKI H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>**  
(TU-02)

Tugas : Melarutkan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> menjadi 2% untuk regenerasi Resin pada *Kation Exchanger (KE-01)*.  
 Jenis : Tangki Silinder Tegak Berpengaduk

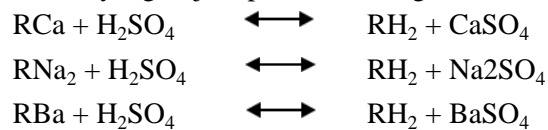
**1. Data Umpan Masuk**

Umpan masuk : Air dan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>  
 Suhu : 30 °C = 303 K  
 Tekanan : 1 atm = 14,6959 psia  
 Densitas : Air = 1022,88 kg/m<sup>3</sup>  
               H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> = 1826,97 kg/m<sup>3</sup>

**2. Menghitung Kebutuhan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>**

Apabila resin sudah jenuh pencucian dilakukan dengan menggunakan larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah :



(Powell, S.T., "Water Conditioning for Industry", halaman 150)

Volume Resin (RH<sub>2</sub>) = 0,006 m<sup>3</sup>

Kemampuan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> untuk Regenerasi Resin *Duolite C-3/Phenolic Resins*

(RH<sub>2</sub>) adalah sebesar 6 lb/ft<sup>3</sup>

(Powell, S.T., "Water Conditioning for Industry", 1957 Tab 5 page 172)

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan H}_2\text{SO}_4 &= \frac{6 \text{ lb}}{\text{ft}^3} \times 0,4536 \frac{\text{kg}}{\text{lb}} \times \left( \frac{1 \text{ ft}}{0,3048 \text{ m}} \right)^3 \times 0,006 \text{ m}^3 \\ &= 0,544 \text{ kg / 3 hari} \\ &= 0,00756 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Akan disimpan selama = 360 jam

Maka, kebutuhan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> = 2,7200 kg

**3. Menghitung Massa Air**

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yang digunakan untuk regenerasi Resin jenis *Duolite C-3/Phenolic Resin* harus diencerkan terlebih dahulu hingga konsentrasinya mencapai 2% dengan ditambahkan air.

(Powell, S.T., "Water Conditioning for Industry", 1957 Tab 5 page 172)

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan H}_2\text{O} &= \frac{98\%}{2\%} \times 2,7200 \text{ kg} \\ &= 133,2806 \text{ kg} \end{aligned}$$

#### 4. Menghitung Volume Larutan

Densitas larutan yang digunakan ialah densitas campuran

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume Larutan} &= \frac{0,5440 \text{ kg} + 133,2806 \text{ kg}}{1038,96 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 0,129 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

#### 5. Volume Tangki

Volume tangki dirancang 20% lebih besar daripada Volume Larutan.

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume Tangki} &= 120\% \times 0,129 \text{ m}^3 \\ &= 0,1546 \text{ m}^3 = 40,8325 \text{ Gall} \end{aligned}$$

#### 6. Ukuran Tangki

Dirancang D:H = 1: 1,5

Maka :

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell-Young halaman 88 diperoleh :

$$V_{\text{torispherical}} (V_h) = 0,000049 \text{ ID}^3 \quad (\text{d dalam in})$$

maka dapat dicari nilai D dan H :

$$\begin{aligned} \text{dengan :} \quad V_s (\text{Volume shell}) &= (\pi/4) \times \text{ID}^2 \times H \\ V_h (\text{Volume Head}) &= 0.000049 \times \text{ID}^3 \\ V_{\text{tangki}} &= V_s + (2 \times V_h) \\ & \quad (\text{Brownell-Young halaman 88}) \end{aligned}$$

$$V_{\text{tangki}} = V_s + 2V_h$$

$$V_{\text{tangki}} = ((\pi / 4) \times \text{ID}^2 \times H) + (2 \times 0.000049 \times \text{ID}^3)$$

$$0,1546 \text{ m}^3 = ((3.14 / 4) \times \text{ID}^2 \times 1.5 \text{ D}) + (2 \times 0.000049 \times \text{D}^3)$$

$$9432,317962 \text{ in}^3 = ((3.14 / 4) \times 1.5 \text{ ID}^3) + (2 \times 0.000049 \times \text{D}^3)$$

$$9432,317962 \text{ in}^3 = 1,177500 \text{ ID}^3 + 0,000098 \text{ ID}^3$$

$$9432,317962 \text{ in}^3 = 1,177598 \text{ ID}^3$$

$$\text{ID}^3 = \frac{9432,317962 \text{ in}^3}{1,177598}$$

$$\text{ID}^3 = 8009,7945 \text{ in}^3$$

$$\text{ID} = 20,0082 \text{ in}$$

Konversi inch ke meter

$$\text{ID} = 20,0082 \text{ in}$$

$$= 0,5082 \text{ m}$$

Maka, tinggi shell (Hs)

$$H_s = 1,5 \times \text{ID}$$

$$= 0,7623 \text{ m}$$

$$= 30,0122 \text{ in}$$

**7. Menentukan tebal dinding (shell)**

Bahan konstruksi yang digunakan *Stainless Steel SA 167 Grade 11* (Brownell and Young hal 342)

$$\begin{aligned}
 f &= \text{allowable stress} &= & 18750 \text{ psi} && \text{(appendix D, Brownell \& Young)} \\
 E &= \text{efisiensi sambungan} &= & 0,8 && \text{(tabel 13.2 hal: 254, Brownell )} \\
 c &= \text{korosi} &= & 0,125 \text{ in} && \text{(Peters \& Timmerhaus)} \\
 \text{Faktor keamanan} &&= & 10\% \\
 \text{Tekanan perancangan (P)} &= & 110\% \times 14,7 \text{ psi} \\
 &= & 16,17 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C \\
 t_s &= \frac{16,17 \times 10,0041}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 16,17} + 0,125 \text{ in} \\
 t_s &= 0,1358 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Sehingga digunakan tebal shell standar 3/16 in (Brownell & Young hal: 88)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal shell standar} &= 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} \\
 \text{Outside diameter (OD)} &= \text{ID} + (2 \times t_s \text{ standar}) \\
 &= 20 \text{ in} + (2 \times 1/4) \text{ in} && \text{(Brownell hal. 88)} \\
 &= 20,4 \text{ in} \\
 &= 0,5177 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD standar} &= 102 \text{ in} = 2,591 \text{ m} \\
 \text{tebal shell standar} &= 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}
 \end{aligned}$$

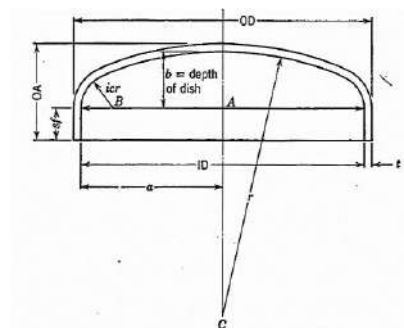
Koreksi ID

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= \text{OD standar} - 2 \times t_s \text{ standar} \\
 &= 102 \text{ in} - 2 \times 0,1875 \text{ in} \\
 &= 101,625 \text{ in} \\
 &= 2,5813 \text{ m} \\
 &= 8,4688 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

**8. Menentukan tebal dan tinggi head**

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis *Stainless Steel SA 167 Grade 11*

(Brownell & Young, hal: 342)



(Brownell and Young, fig 5.8 hal 87)

Keterangan :

- icr = Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in)
- rc = Jari-jari kelengkungan (in)
- sf = Flange lurus (*straight flange*) (in)
- th = Tebal *head* (in)
- OA = Tinggi *head* (in)
- b = *Depth of dish (inside)* (in)
- a = *Inside radius / jari-jari shell* (in)
- ID = *Inside diameter* (in)

**a. Menentukan Ketebalan Torispherical Head**

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C$$

(Persamaan 7.77, Brownell & Young, 1959)

dengan :

- th = Tebal *head* (in)
- W = Faktor intensifikasi *stress*
- f = Allowable *strees* untuk Stainless Steel SA 167 tipe 305
- E = Efisiensi sambungan
- C = *Corrosion allowance*
- P = Tekanan desain (psi)

Menghitung Faktor Intensifikasi stress

dengan OD standar yaitu 78 in maka diperoleh data :

(Brownell & Young, tabel 5.7 halaman 90)

- rc = 96 in
- icr = 6,125 in

Sehingga

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\ &= \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{96}{6.125}} \right) \\ &= 1,7397 \end{aligned}$$

Maka, ketebalan *torispherical head*

$$\begin{aligned} th &= \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C \\ &= \frac{16,17 \text{ psi} \times 96 \text{ in} \times 1,7397}{2 \times 18750 \text{ psi} \times 0,80 - 0,2 \times 16,17 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,2150 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka dipakai tebal head (th) standar = 1/4 = 0,2500

**b. Menentukan Tinggi Torispherical Head**

Berdasarkan tebal head standar (1/4 in), maka dipilih straight flange (sf) antara 1,5 hingga 2.5 in. Sehingga

Dipilih sf = 2 in

(Tabel 5.8 hal 93, Brownell and Young)

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{101,625 \text{ in}}{2} \\ &= 50,81 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 50,8125 \text{ in} - 6,125 \text{ in} \\ &= 44,6875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 96 \text{ in} - 6,125 \text{ in} \\ &= 89,875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{89,88^2 - 44,56^2} \\ &= 77,978 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 96 \text{ in} - 77,978 \text{ in} \\ &= 18,022 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, tinggi head (OA)} &= \text{th standar} + b + sf \\ &= 0,2500 \text{ in} + 18,022 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 20,272 \text{ in} \\ &= 0,5149 \text{ m} \end{aligned}$$

**Menentukan Tinggi Total Tangki**

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= \text{Tinggi shell} + (2 \times \text{Tinggi Head}) \\ &= 30 \text{ in} + 2 \times 20,272 \text{ in} \\ &= 70,56 \text{ in} \\ &= 1,7921 \text{ m} = 5,880 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Menentukan Pengaduk Tangki H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>**

$$\begin{aligned} \text{Suhu didalam tangki} &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 303,15 \text{ K} \\ &= 86 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\log_{10} \mu_{liq} = A + \frac{B}{T} + C \cdot T + D \cdot T^2 \quad (T, K; \mu, \text{cP})$$

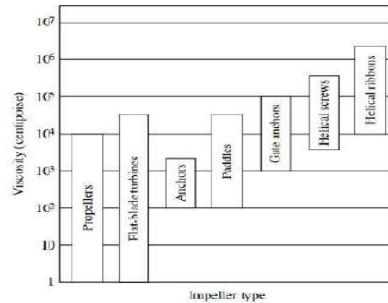
Data untuk perhitungan viskositas komponen

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-18,7045	3496,2	0,0331	-1,7018E-05
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5	0,0177	-1,2631E-05

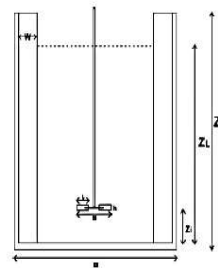
Komponen	Massa (kg/jam)	xi	$\mu_i$ (cP)	$\mu_i \cdot x_i$ (cP)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,7200	0,02	19,6179	0,3924
H <sub>2</sub> O	133,2806	0,98	0,8150	0,7987
Total	136,0006	1,00	20,4330	1,1911

$\mu$  campuran = 1,1911 cP

Jenis pengaduk dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk. (Holland, F. A dan F.S., Chapman, 1996, hal 5)



Untuk viskositas 1.1911 cP maka jenis pengaduk yang dipilih adalah *Propeller* atau *Flat Blade Turbines Impellers* (Rase H. F, Fig. 8.4 Hal. 341). Dipilih Flat Blade Turbines Impellers karena dapat menghasilkan pengadukan yang baik dan biasanya digunakan untuk reaktor dengan proses continuous.

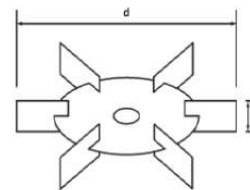


Gambar Komponen Bagian Reaktor

Keterangan :

- Z<sub>R</sub> : Tinggi reaktor
- Z<sub>L</sub> : Tinggi cairan
- Z<sub>i</sub> : Tinggi pengaduk
- D<sub>t</sub> : Diameter reaktor
- D<sub>i</sub> : Diameter pengaduk
- L : Panjang pengaduk
- h : Lebar pengaduk
- w : Lebar *baffle*

(Rase H. F, Hal. 344)



Gambar Flade Blade Turbines Impellers (Mc Cabe, hal 238)

Menurut Brown, 1978, hal. 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudu (*flat blade turbines impellers*) :

$$\begin{aligned}
 D_t/D_i &= 3 & h/D_i &= 0,2 \\
 Z_L/D_i &= 2,7 - 3 & L/D_i &= 0,25 \\
 Z_i/D_i &= 0,75 - 1,3 \\
 \text{Jumlah } baffle &= 4
 \end{aligned}$$



$$w/D_i = 0,1$$

used. Typical proportions are

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{H}{D_t} = 1 \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

The number of baffles is usually 4; the number of impeller blades ranges from 4 to 16 but is generally 6 or 8. Special situations may, of course, dictate different proportions from those listed above; it may be advantageous, for example, to place the agitator higher or lower in the tank, or a much deeper tank may be needed to achieve the desired process result. The listed "standard" proportions, nonetheless, are widely accepted and are the basis of many published correlations of agitator performance.

(Mc Cabe, hal 243)

Keterangan :

- Di = Diameter Impeller
- Dt = Diameter tangki
- E = Tinggi impeller dari dasar tangki
- H = Tinggi cairan
- J = Lebar baffle
- W = Lebar impeller
- L = Panjang blade impeller

Adapun mengenai spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut :

1. Jumlah Blade = 6 buah
2. Jumlah baffle = 4 buah
3. Diameter Impeller (Di)
  - = 1/3 x Diameter Tangki (Dt)
  - = 1/3 x 2,5908 m
  - = 0,8636 m
  - = 2,8333 ft
  - = 34,0000 in
4. Tinggi Impeller dari dasar (E)
  - = 1/3 x Diameter Tangki (Dt)
  - = 1/3 x 2,5908 m
  - = 0,8636 m
  - = 2,8333 ft
  - = 34,0000 in
5. Panjang Blade *Impeller* (L)
  - = 1/4 x Da
  - = 1/4 x 0,8636 m
  - = 0,2159 m
  - = 0,7083 ft
  - = 8,5000 in
6. Lebar Blade *Impeller* (W)
  - = 1/5 x Da
  - = 1/5 x 0,8636 m
  - = 0,1727 m

$$\begin{aligned}
 &= 0,5667 \text{ ft} \\
 &= 6,8000 \text{ in} \\
 7. \text{ Lebar Baffle (J)} & \\
 &= \frac{1}{12} \times Dt \\
 &= \frac{1}{12} \times 2,5908 \text{ m} \\
 &= 0,2159 \text{ m} \\
 &= 0,7083 \text{ ft} \\
 &= 8,5000 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Rase, H. F., (1997) vol.1, hal. 345, kecepatan putaran untuk pengaduk tipe Flat Blade Turbin Impeller dengan 6 blade berkisar antara 600 ft/menit - 1200 ft/menit. Untuk Turbin Impeller memberikan agitasi yang baik pada 600 ft/menit.

dipilih kecepatan putar pengaduk = 600 ft/menit

Untuk mencari kecepatan putar pengaduk dalam satuan rpm maka menggunakan rumus :

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{600}{\pi \times Da} = \frac{600 \text{ ft/menit}}{3,14 \times 2,8333 \text{ ft}} \\
 &= 67,44 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

#### IMPELLER SPEED

**With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320 rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continuously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.**

Dari Wallas, hal.288 untuk kecepatan pengaduk standar yang digunakan adalah kecepatan pengaduk yang mendekati 67,44 rpm adalah 68 rpm

$$\begin{aligned}
 N &= 68 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ minute}}{60 \text{ second}} \\
 &= 1,13333 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

Menentukan Bilangan Reynold

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu}$$

Keterangan :

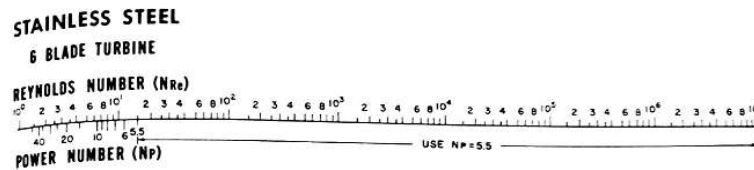
$$\begin{aligned}
 \rho &= \rho \text{ campuran umpan masuk} = 1038,96 \text{ kg/m}^3 = 64,8600 \text{ lb/ft}^3 \\
 N &= \text{Kecepatan pengadukan} = 1,13333 \text{ rps} \\
 Da &= \text{Diameter Impeller} = 2,8 \text{ ft} \\
 \mu &= \text{Viskositas campuran komponen masuk reaktor} = 1,1911 \text{ cP} \\
 &= 0,00080 \text{ lb/ft.s}
 \end{aligned}$$

Sehingga

$$\begin{aligned}
 NRe &= \frac{64,86002 \text{ lb/ft}^3 \times 1,13333 \text{ rps} \times 2,8 \text{ ft}^2}{0,00080 \text{ lb/ft.s}} \\
 &= 260218,145
 \end{aligned}$$

Dari gambar 8.8 (Rase, H. F., 1957) untuk six blade turbine dengan

$NRe > 10$ , nilai  $Np$  (power number) yang didapat adalah = 5,5



Menghitung Tenaga Pengaduk  
 Dihitung menggunakan persamaan

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times D_i^5$$

Keterangan :

- P = Daya penggerak (watt)
- $N_p$  = Power number
- $\rho$  = Densitas cairan yang diaduk ( $\text{kg/m}^3$ )
- N = Kecepatan pengaduk standar (1/s)
- $D_i$  = Diameter pengaduk (m)

maka

$$\begin{aligned} P &= 5,5 \times 1038,96 \text{ kg/m}^3 \times 1,4557 \text{ rps} \times 0,4804 \text{ m}^5 \\ &= 3995,733 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\ &= 3995,733 \text{ Watt} \\ &= 3,9957 \text{ kW} \end{aligned}$$

Berdasarkan efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Towler, hal. 111 :  
 Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kWatt)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
> 4000	97

Dengan daya penggerak = 3,9957 kW  
 sehingga diperoleh efisiensi sebesar 80%

Maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$\begin{aligned} P &= \frac{3,9957}{80\%} \text{ kW} \\ &= 4,9947 \text{ kW} \\ &= 6,6979 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan motor pengaduk standar, diperoleh dari Ludwig, 2001 edisi 3, hal 628

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, \text{ and } 500.$

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.

Sehingga dipilih motor pengaduk standar = 7,5 HP

**KESIMPULAN TANGKI H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>**  
**(TU-02)**

**Tugas** : Melarutkan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> menjadi 2% untuk regenerasi Resin pada *Kation Exchanger*.

**Jenis** : Tangki Silinder Tegak Berpengaduk

**Kondisi operasi**

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

**Dimensi**

Diameter : 102,00 in = 2,5908 m

Tinggi : 70,56 in = 1,7921 m

Tebal shell : 0,188 in = 0,0048 m

**Pengaduk**

Jenis : *Flat blade turbines impeller*

Tenaga motor : 7,5 HP

**TANGKI NaOH  
(TU-03)**

Tugas : Melarutkan NaOH menjadi 2% untuk regenerasi Resin pada *Anion Exchanger*.  
 Jenis : Tangki Silinder Tegak Berpengaduk

**1. Data Umpan Masuk**

Umpan masuk : Air dan NaOH  
 Suhu : 30 °C = 303 K  
 Tekanan : 1 atm = 14,6959 psia  
 Densitas : Air = 1022,88 kg/m<sup>3</sup>  
               NaOH = 1909,39 kg/m<sup>3</sup>

**2. Menghitung Kebutuhan NaOH**

Volume Resin (RH2) = 0,004 m<sup>3</sup>  
 Kemampuan NaOH untuk Regenerasi Resin *Nalcite SAR/Styrene-Divinylbenzene* adalah sebesar 5 lb/ft<sup>3</sup>  
 (Powell, S.T., "Water Conditioning for Industry", 1957 Tab 5 page 172)

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan NaOH} &= \frac{5 \text{ lb}}{\text{ft}^3} \times 0,4536 \frac{\text{kg}}{\text{lb}} \times \left( \frac{1 \text{ ft}}{0,3048 \text{ m}} \right)^3 \times 0,004 \text{ m}^3 \\ &= 0,3369 \text{ kg} / 3 \text{ hari} \\ &= 0,0047 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Akan disimpan selama = 360 jam  
 Maka, kebutuhan NaOH = 1,6846 kg

**3. Menghitung Massa Air**

NaOH yang digunakan untuk regenerasi Resin jenis *Nalcite SAR/Styrene-Divinylbenzene* harus diencerkan terlebih dahulu hingga konsentrasinya mencapai 2% dengan ditambahkan air  
 (Powell, S.T., "Water Conditioning for Industry", 1957 Tab 5 page 172)

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan H}_2\text{O} &= \frac{98\%}{2\%} \times 1,6846 \text{ kg} \\ &= 82,5462 \text{ kg} \end{aligned}$$

**4. Menghitung Volume Larutan**

Densitas larutan yang digunakan ialah densitas campuran

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume Larutan} &= \frac{1,68 \text{ kg} + 82,5462 \text{ kg}}{1040,61 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 0,081 \text{ m}^3 = 21,3832 \text{ Gall} \end{aligned}$$

**5. Volume Tangki**

Volume tangki dirancang 20% lebih besar daripada Volume Larutan.

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume Tangki} &= 120\% \times 0,081 \text{ m}^3 \\ &= 0,09713 \text{ m}^3 = 25,6598 \text{ gall} \end{aligned}$$

**6. Ukuran Tangki**

Dirancang D:H = 1: 1,5

Maka :

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell-Young halaman 88 diperoleh :

$$V_{\text{torispherical}} (V_h) = 0,000049 \text{ ID}^3 \quad (\text{d dalam in})$$

maka dapat dicari nilai D dan H :

$$\begin{aligned} \text{dengan :} \quad V_s \text{ (Volume shell)} &= (\pi/4) \times \text{ID}^2 \times H \\ V_h \text{ (Volume Head)} &= 0.000049 \times \text{ID}^3 \\ V_{\text{tangki}} &= V_s + (2 \times V_h) \\ &\quad \text{( Brownell-Young halaman 88)} \end{aligned}$$

$$V_{\text{tangki}} = V_s + 2V_h$$

$$V_{\text{tangki}} = ((\pi / 4) \times \text{ID}^2 \times H) + (2 \times 0.000049 \times \text{ID}^3)$$

$$0,0971 \text{ m}^3 = ((3.14 / 4) \times \text{ID}^2 \times 1.5 \text{ D}) + (2 \times 0.000049 \times \text{D}^3)$$

$$5927,410844 \text{ in}^3 = ((3.14 / 4) \times 1.5 \text{ ID}^3) + (2 \times 0.000049 \times \text{D}^3)$$

$$5927,410844 \text{ in}^3 = 1,177500 \text{ ID}^3 + 0,000098 \text{ ID}^3$$

$$5927,410844 \text{ in}^3 = 1,177598 \text{ ID}^3$$

$$\text{ID}^3 = \frac{5927,410844 \text{ in}^3}{1,177598}$$

$$\text{ID}^3 = 5033,4756 \text{ in}^3$$

$$\text{ID} = 17,1378 \text{ in}$$

Konversi inch ke meter

$$\text{ID} = 17,1378 \text{ in}$$

$$= 0,4353 \text{ m}$$

Maka, tinggi shell (Hs)

$$H_s = 1,5 \times \text{ID}$$

$$= 0,6530 \text{ m}$$

$$= 25,7068 \text{ in}$$

**7. Menentukan tebal dinding (shell)**

Bahan konstruksi yang digunakan *Stainless Steel SA 167 tipe 316* (Brownell and Young hal 342)

$$f = \text{allowable stress} = 18750 \text{ psi} \quad (\text{appendix D, Brownell \& Young})$$

$$E = \text{efisiensi sambungan} = 0,8 \quad (\text{tabel 13.2 hal: 254, Brownell})$$

$$c = \text{korosi} = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Peters \& Timmerhaus})$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10\%$$

$$\text{Tekanan perancangan (P)} = 110\% \times 14,7 \text{ psi}$$

$$= 16,17 \text{ psi}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_s = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

$$t_s = \frac{16,17 \times 8,56892}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 16,17} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,1342 \text{ in}$$

Sehingga digunakan tebal shell standar 1/4 in (Brownell & Young hal: 88)

$$\begin{aligned} \text{Tebal shell standar} &= 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} \\ \text{Outside diameter (OD)} &= \text{ID} + (2 \times t_s \text{ standar}) \\ &= 17 \text{ in} + (2 \times 1/4) \text{ in} \\ &\quad \text{(Brownell hal. 88)} \\ &= 17,5 \text{ in} \\ &= 0,4448 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OD standar} &= 90 \text{ in} = 2,286 \text{ m} \\ \text{tebal shell standar} &= 5/16 \text{ in} = 0,3125 \text{ in} \end{aligned}$$

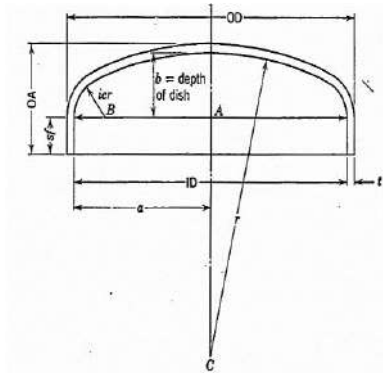
Koreksi ID

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD standar} - 2 \times t_s \text{ standar} \\ &= 90 \text{ in} - 2 \times 0,3125 \text{ in} \\ &= 89,375 \text{ in} \\ &= 2,2701 \text{ m} \\ &= 7,4479 \text{ ft} \end{aligned}$$

### 8. Menentukan tebal dan tinggi head

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis *Stainless Steel SA 167 tipe 305*

(Brownell & Young, hal: 342)



(Brownel and Young, fig 5.8 hal 87)

Keterangan :

- icr = Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in)
- rc = Jari-jari kelengkungan (in)
- sf = Flange lurus (*straight flange*) (in)
- th = Tebal head (in)
- OA = Tinggi head (in)
- b = *Depth of dish (inside)* (in)

- a = Inside radius / jari-jari shell (in)  
 ID = Inside diameter (in)

**a. Menentukan Ketebalan Torispherical Head**

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C$$

(Persamaan 7.77, Brownell & Young, 1959)

dengan :

th = Tebal head (in)

W = Faktor intensifikasi stress

f = Allowable stress untuk Stainless Steel SA 167 tipe 305

E = Efisiensi sambungan

C = Corrosion allowance

P = Tekanan desain (psi)

Menghitung Faktor Intensifikasi stress

dengan OD standar yaitu 78 in maka diperoleh data :

(Brownell & Young, tabel 5.7 halaman 90)

rc = 90 in

icr = 5,5 in

Sehingga

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} x \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\ &= \frac{1}{4} x \left( 3 + \sqrt{\frac{90}{5,5}} \right) \\ &= 1,7613 \end{aligned}$$

Maka, ketebalan torispherical head

$$\begin{aligned} th &= \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C \\ &= \frac{16,17 \text{ psi} \times 90 \text{ in} \times 1,7613}{2 \times 18750 \text{ psi} \times 0,80 - 0,2 \times 16,17 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,2104 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka dipakai tebal head (th) standar = 1/4 in = 0,2500 in

**b. Menentukan Tinggi Torispherical Head**

Berdasarkan tebal head standar (1/4 in), maka dipilih straight flange (sf) antara 1,5 hingga 2.5 in. Sehingga

Dipilih sf = 2 in

(Tabel 5.8 hal 93, Brownell and Young)

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{89,375 \text{ in}}{2} \\ &= 44,69 \text{ in} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 44,6875 \text{ in} - 5,5 \text{ in} \\ &= 39,1875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 90 \text{ in} - 5,5 \text{ in} \\ &= 84,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{84,5^2 - 39,19^2} \\ &= 74,864 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 90 \text{ in} - 74,864 \text{ in} \\ &= 15,136 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, tinggi head (OA)} &= \text{th standar} + b + sf \\ &= 0,2500 \text{ in} + 15,136 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 17,386 \text{ in} \\ &= 0,4416 \text{ m} \end{aligned}$$

#### Menentukan Tinggi Total Tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= \text{Tinggi shell} + (2x \text{ Tinggi Head}) \\ &= 26 \text{ in} + 2 \times 17,3862 \text{ in} \\ &= 60,48 \text{ in} \\ &= 1,5362 \text{ m} \\ &= 5,040 \text{ ft} \end{aligned}$$

#### Menentukan Pengaduk Tangki NaOH

$$\begin{aligned} \text{Suhu didalam tangki} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 303,15 \text{ K} \\ &= 86 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\log_{10} \mu_{liq} = A + \frac{B}{T} + C \cdot T + D \cdot T^2 \quad (T, K; \mu, cP)$$

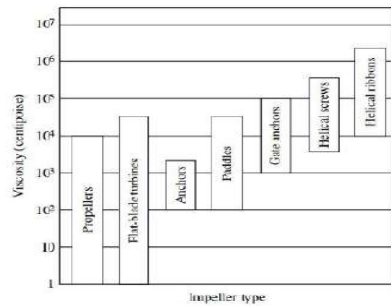
Data untuk perhitungan viskositas komponen

Komponen	A	B	C	D
NaOH	-4,1939	2051,5	0,002792	-6,1590E-07
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5	0,017730	-1,2631E-05

Komponen	Massa (kg/jam)	xi	μi (cP)	μi.xi (cP)
NaOH	1,6846	0,02	2307,170	46,1434
H <sub>2</sub> O	82,5462	0,98	0,815	0,7987
Total	84,2308	1,00	2307,985	46,9421

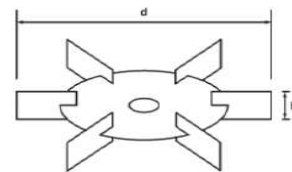
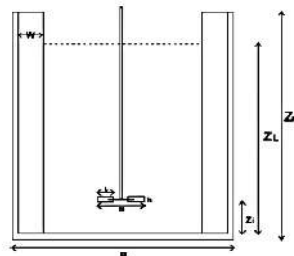
$$\mu \text{ campuran} = 46,942 \text{ cP}$$

Jenis pengaduk dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk. (Holland, F. A dan F.S., Chapman, 1996, hal 5)



Untuk viskositas 49.942 cP maka jenis pengaduk yang dipilih adalah *Propeller* atau *Flat Blade Turbines Impellers* (Rase H. F, Fig. 8.4 Hal. 341). Dipilih Flat Blade Turbines Impellers karena dapat menghasilkan pengadukan yang baik dan biasanya digunakan untuk reaktor dengan proses continuous.

(Rase H. F, Hal. 344)



Gambar Flade Blade Turbines Impellers (Mc Cabe, hal 238)

Gambar Komponen Bagian Reaktor

Keterangan :

- $Z_R$  : Tinggi reaktor
- $Z_L$  : Tinggi cairan
- $Z_i$  : Tinggi pengaduk
- $D_t$  : Diameter reaktor
- $D_i$  : Diameter pengaduk
- $L$  : Panjang pengaduk
- $h$  : Lebar pengaduk
- $w$  : Lebar *baffle*

Menurut Brown, 1978, hal. 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudu (*flat blade turbines impellers*) :

$$\begin{aligned} D_t/D_i &= 3 & h/D_i &= 0,2 \\ Z_L/D_i &= 2,7 - 3 & L/D_i &= 0,25 \\ Z_i/D_i &= 0,75 - 1,3 \\ \text{Jumlah } baffle &= 4 \\ w/D_i &= 0,1 \end{aligned}$$

used. Typical proportions are

$$\begin{aligned} \frac{D_a}{D_t} &= \frac{1}{3} & \frac{H}{D_t} &= 1 & \frac{J}{D_t} &= \frac{1}{12} \\ \frac{E}{D_t} &= \frac{1}{3} & \frac{W}{D_a} &= \frac{1}{5} & \frac{L}{D_a} &= \frac{1}{4} \end{aligned}$$

The number of baffles is usually 4; the number of impeller blades ranges from 4 to 16 but is generally 6 or 8. Special situations may, of course, dictate different proportions from those listed above; it may be advantageous, for example, to place the agitator higher or lower in the tank, or a much deeper tank may be needed to achieve the desired process result. The listed "standard" proportions, nonetheless, are widely accepted and are the basis of many published correlations of agitator performance.

(Mc Cabe, hal 243)

Keterangan :

- Di = Diameter Impeller
- Dt = Diameter tangki
- E = Tinggi impeller dari dasar tangki
- H = Tinggi cairan
- J = Lebar baffle
- W = Lebar impeller
- L = Panjang blade impeller

Adapun mengenai spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut :

1. Jumlah Blade = 6 buah
2. Jumlah baffle = 4 buah
3. Diameter Impeller (Di)
  - =  $\frac{1}{3} \times \text{Diameter Tangki (Dt)}$
  - =  $\frac{1}{3} \times 2,2860 \text{ m}$
  - = 0,7620 m
  - = 2,5000 ft
  - = 30,0000 in
4. Tinggi Impeller dari dasar (E)
  - =  $\frac{1}{3} \times \text{Diameter Tangki (Dt)}$
  - =  $\frac{1}{3} \times 2,2860 \text{ m}$
  - = 0,762 m
  - = 2,5000 ft
  - = 30,0000 in
5. Panjang Blade *Impeller* (L)
  - =  $\frac{1}{4} \times \text{Da}$
  - =  $\frac{1}{4} \times 0,7620 \text{ m}$
  - = 0,1905 m
  - = 0,6250 ft
  - = 7,5000 in
6. Lebar Blade *Impeller* (W)
  - =  $\frac{1}{5} \times \text{Da}$
  - =  $\frac{1}{5} \times 0,7620 \text{ m}$
  - = 0,1524 m
  - = 0,5000 ft
  - = 6,0000 in
7. Lebar *Baffle* (J)
  - =  $\frac{1}{12} \times \text{Dt}$
  - =  $\frac{1}{12} \times 2,286 \text{ m}$
  - = 0,1905 m

$$= 0,6250 \text{ ft}$$

$$= 7,5000 \text{ in}$$

Berdasarkan Rase, H. F., (1997) vol.1, hal. 345, kecepatan putaran untuk pengaduk tipe Flat Blade Turbin Impeller dengan 6 blade berkisar antara 600 ft/menit - 1200 ft/menit. Untuk Turbin Impeller memberikan agitasi yang baik pada 600 ft/menit. dipilih kecepatan putar pengaduk = 600 ft/menit

Untuk mencari kecepatan putar pengaduk dalam satuan rpm maka menggunakan

$$N = \frac{600}{\pi \times Da} = \frac{600 \text{ ft/menit}}{3,14 \times 2,5000 \text{ ft}}$$

$$= 76,43 \text{ rpm}$$

#### IMPELLER SPEED

With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320 rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.

Dari Wallas, hal.288 untuk kecepatan pengaduk standar yang digunakan adalah kecepatan pengaduk yang mendekati 76,43 rpm adalah 84 rpm

$$N = 84 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ minute}}{60 \text{ second}}$$

$$= 1,4 \text{ rps}$$

Menentukan Bilangan Reynold

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu}$$

Keterangan :

$$\rho = \rho \text{ campuran umpan masuk} = 1040,61 \text{ kg/m}^3 = 64,9629298 \text{ lb/ft}^3$$

$$N = \text{Kecepatan pengadukan} = 1,4 \text{ rps}$$

$$Da = \text{Diameter Impeller} = 2,5 \text{ ft}$$

$$\mu = \text{Viskositas campuran komponen masuk reaktor} = 46,9421 \text{ cP}$$

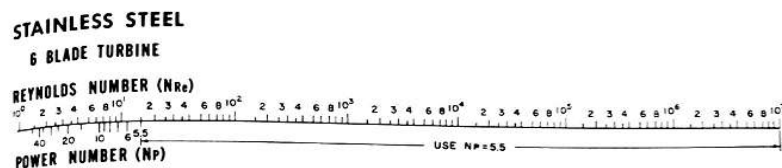
$$= 0,03154 \text{ lb/ft.s}$$

Sehingga

$$NRe = \frac{64,9629 \text{ lb/ft}^3 \times 1,4 \text{ rps} \times 2,5 \text{ ft}^2}{0,03154 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 7208,113$$

Dari gambar 8.8 (Rase, H. F., 1957) untuk six blade turbine dengan  $NRe > 10$ , nilai  $Np$  (power number) yang didapat adalah = 5,5



Menghitung Tenaga Pengaduk

Dihitung menggunakan persamaan

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times D_i^5$$

Keterangan :

P = Daya penggerak (watt)

$N_p$  = Power number

$\rho$  = Densitas cairan yang diaduk ( $\text{kg/m}^3$ )

N = Kecepatan pengaduk standar (1/s)

$D_i$  = Diameter pengaduk (m)

maka

$$\begin{aligned} P &= 5,5 \times 1040,61 \text{ kg/m}^3 \times 2,744 \text{ rps} \times 0,2569 \text{ m}^5 \\ &= 4034,668 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\ &= 4034,668 \text{ Watt} \\ &= 4,0347 \text{ kW} \end{aligned}$$

Berdasarkan efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Towler, hal. 111 :  
Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kWatt)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
> 4000	97

Dengan daya penggerak = 4,0347 kW

sehingga diperoleh efisiensi sebesar 80%

Maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$\begin{aligned} P &= \frac{4,0347}{80\%} \text{ kW} \\ &= 5,0433 \text{ kW} \\ &= 6,7632 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan motor pengaduk standar, diperoleh dari Ludwig, 2001 edisi 3, hal 628

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> 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.

Sehingga dipilih motor pengaduk standar = 7,5 HP

**KESIMPULAN TANGKI NaOH  
(TU-03)**

Tugas : Melarutkan NaOH menjadi 2% untuk regenerasi Resin pada *Anion Exchange*  
Jenis : Tangki Silinder Tegak Berpengaduk

**Kondisi operasi**

Suhu : 30 °C  
Tekanan : 1 atm

**Dimensi**

Diameter : 90,00 in = 2,286 m  
Tinggi : 60,48 in = 1,5362 m  
Tebal shell : 0,313 in = 0,0079 m

**Pengaduk**

Jenis : *Flat blade turbines impeller*  
Tenaga motor : 7,5 HP

**TANGKI N<sub>2</sub>H<sub>4</sub>**  
**(TU-04)**

Tugas : Mengencerkan hidrazin menjadi 5% untuk diumpankan ke Deaerator.  
 Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk  
 Kondisi Operasi : P = 1 atm  
 T = 30 °C = 303 K

Reaksi :



Data :

Air Umpan Deaerator = 1026,322 kg/jam  
 Waktu tinggal = 720 jam

**1. Menghitung kebutuhan Hydrazin dalam 1 bulan**

Kadar = 7,54 ppm

(*Handbook of Water and Wastewater Treatment Plant Operation, Tabel 14.7*)

$$\begin{aligned} \text{O}_2 &= \frac{7,54 \text{ Kg/L} \times 1\text{E-}06 \times 1026,32238 \text{ Kg/jam}}{32 \text{ Kg/Kmol}} \\ &= 0,00024 \text{ Kmol/jam} \end{aligned}$$

Sehingga kebutuhan Hydrazin :

$$\begin{aligned} \text{N}_2\text{H}_4 &= 0,00024 \text{ Kmol/jam} \times 32 \text{ Kg/Kmol} \\ &= 0,0077 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

Diinginkan larutan Hydrazin dengan konsentrasi 5%

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air} &= \frac{95}{5} \times 0,0077 \text{ Kg/jam} \\ &= 0,1470 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

Kapasitas Hydrazin :

$$\begin{aligned} W &= (\text{Kebutuhan air} + \text{Hydrazin}) \times 720 \text{ jam} \\ &= 0,1548 \text{ Kg/jam} \times 720 \text{ jam} \\ &= 111,43 \text{ Kg} \end{aligned}$$

**2. Menghitung ukuran tangki**

Data untuk perhitungan densitas komponen

Komponen	$\rho = A \cdot B^{-(1-T/T_c)^n}$			
	A	B	n	T <sub>c</sub>
N <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0,2029	0,1661	0,1898	653,15
H <sub>2</sub> O	0,3471	0,2740	0,2857	647,13

Komponen	Massa (kg/jam)	xi	ρi (kg/m <sup>3</sup> )	ρi.xi (kg/m <sup>3</sup> )
N <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	5,5717	0,0500	999,381328	49,9691
H <sub>2</sub> O	105,8623	0,9500	1022,87527	971,7315

Total	111,4340	1,0000	2022,2566	1021,701
-------	----------	--------	-----------	----------

$$\rho \text{ campuran} = 1021,701 \text{ kg/m}^3$$

$$V = \frac{\text{Kapasitas tangki}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$= \frac{111,4340 \text{ Kg}}{1021,701 \text{ Kg/m}^3} = 0,10907 \text{ m}^3$$

Dirancang *overdesign* tangki sebesar 20%

$$V_t = 120\% \times V$$

$$= 120\% \times 0,10907 \text{ m}^3$$

$$= 0,1309 \text{ m}^3 = 34,5750 \text{ Gall}$$

Untuk perbandingan Tinggi : Diameter, dirancang  $H = D$

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell-Young halaman 88 diperoleh :

$$V_{\text{torispherical}} (V_h) = 0,000049 \text{ ID}^3 \text{ (d dalam in)}$$

maka dapat dicari nilai D dan H :

$$\text{dengan : } \begin{aligned} V_s \text{ (Volume shell)} &= (\pi/4) \times \text{ID}^2 \times H \\ V_h \text{ (Volume Head)} &= 0,000049 \times \text{ID}^3 \\ V_{\text{tangki}} &= V_s + (2 \times V_h) \end{aligned}$$

( Brownell-Young halaman 88)

$$V_{\text{tangki}} = V_s + 2V_h$$

$$V_{\text{tangki}} = ((\pi / 4) \times \text{ID}^2 \times H) + (2 \times 0,000049 \times \text{ID}^3)$$

$$0,1309 \text{ m}^3 = ((3,14 / 4) \times \text{ID}^2 \times D) + (2 \times 0,000049 \times \text{ID}^3)$$

$$7986,823662 \text{ in}^3 = ((3,14 / 4) \times \text{ID}^3) + (2 \times 0,000049 \times \text{ID}^3)$$

$$7986,823662 \text{ in}^3 = 0,785000 \text{ ID}^3 + 0,000098 \text{ ID}^3$$

$$7986,823662 \text{ in}^3 = 0,785098 \text{ ID}^3$$

$$\text{ID}^3 = \frac{7986,823662 \text{ in}^3}{0,785098}$$

$$\text{ID}^3 = 10173,0276 \text{ in}^3$$

$$\text{ID} = 21,6679 \text{ in}$$

Konversi inch ke meter

$$\text{ID} = 21,6679 \text{ in}$$

$$= 0,5504 \text{ m}$$

Maka, tinggi shell (Hs)

$$H_s = 1 \times \text{ID}$$

$$= 0,5504 \text{ m}$$

$$= 21,6679 \text{ in}$$

### Menentukan tebal dinding (shell)

Bahan konstruksi yang digunakan Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316 (Brownell and Young hal 342)

$$f = \text{Allowable stress} = 18750 \text{ psi}$$

(Appendix D, Brownell & Young)



$E = \text{Efisiensi sambungan} = 0,8$  (Tabel 13.2 hal: 254, Brownell )  
 $c = \text{Korosi} = 0,125 \text{ in}$  (Peters & Timmerhaus)  
 $\text{Faktor keamanan} = 10\%$   
 $\text{Tekanan perancangan (P)} = 110\% \times 14,7 \text{ psi}$   
 $= 16,17 \text{ psi}$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_s = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

$$t_s = \frac{16,17 \times 10,8339}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 16,17} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,1367 \text{ in}$$

Sehingga digunakan tebal shell standar 3/16 in (Brownell & Young hal: 88)

$\text{Tebal shell standar} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$   
 $\text{Outside diameter (OD)} = \text{ID} + (2 \times t_s \text{ standar})$   
 $= 22 \text{ in} + (2 \times 3/16) \text{ in}$  (Brownell hal. 88)  
 $= 22,043 \text{ in}$   
 $= 0,5599 \text{ m}$

$\text{OD standar} = 24 \text{ in} = 0,610 \text{ m}$   
 $\text{Tebal shell standar} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$

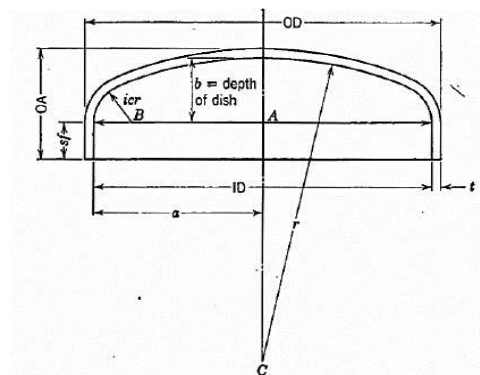
Koreksi ID

$\text{ID} = \text{OD standar} - 2 \times t_s \text{ standar}$   
 $= 24 \text{ in} - 2 \times 0,1875 \text{ in}$   
 $= 23,625 \text{ in}$   
 $= 0,6001 \text{ m}$   
 $= 1,9688 \text{ ft}$

### Menentukan tebal dan tinggi head

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis *Carbon Steel SA-283 Grade C*

(Brownell & Young, hal: 342)



(Brownel and Young, fig 5.8 hal 87)

Keterangan :

- icr = Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in)
- rc = Jari-jari kelengkungan (in)
- sf = Flange lurus (*straight flange*) (in)
- th = Tebal *head* (in)
- OA = Tinggi *head* (in)
- b = *Depth of dish (inside)* (in)
- a = *Inside radius / jari-jari shell* (in)
- ID = *Inside diameter* (in)

**a. Menentukan Ketebalan Torispherical Head**

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C$$

(Persamaan 7.77, Brownell & Young, 1959)

dengan :

- th = Tebal *head* (in)
- W = Faktor intensifikasi *stress*
- f = Allowable *strees* untuk plate steel A-283 Grade C
- E = Efisiensi sambungan
- C = *Corrosion allowance*
- P = Tekanan desain (psi)

Menghitung Faktor Intensifikasi stress

dengan OD standar yaitu 78 in maka diperoleh data :

(Brownell & Young, tabel 5.7 halaman 90)

- rc = 24 in
- icr = 1,5 in

Sehingga

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\ &= \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{24}{1,5}} \right) \\ &= 1,7500 \end{aligned}$$

Maka, ketebalan *torispherical head*

$$\begin{aligned} th &= \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C \\ &= \frac{16,17 \text{ psi} \times 24 \text{ in} \times 1,7500}{2 \times 12650 \text{ psi} \times 0,80 - 0,2 \times 16,17 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1586 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka dipakai tebal head (th) standar = 3/16 in = 0,1875 in

**b. Menentukan Tinggi Torispherical Head**

Berdasarkan tebal head standar (3/16 in), maka dipilih straight flange (sf) antara 1,5 hingga 2 in. Sehingga

Dipilih sf = 2 in

(Tabel 5.8 hal 93, Brownell and Young)

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{23,625 \text{ in}}{2} \\ &= 11,81 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 11,8125 \text{ in} - 1,5 \text{ in} \\ &= 10,3125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 24 \text{ in} - 1,5 \text{ in} \\ &= 22,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{24,25^2 - 12,0625^2} \\ &= 19,998 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 24 \text{ in} - 19,998 \text{ in} \\ &= 4,002 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, tinggi head (OA)} &= \text{th standar} + b + sf \\ &= 0,1875 \text{ in} + 4,002 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 6,252 \text{ in} \\ &= 0,1588 \text{ m} \end{aligned}$$

### Menentukan Tinggi Total Tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= \text{Tinggi shell} + (2 \times \text{Tinggi Head}) \\ &= 22 \text{ in} + 2 \times 6,2524 \text{ in} \\ &= 34,17 \text{ in} \\ &= 0,8680 \text{ m} \\ &= 2,8477 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Menentukan Pengaduk Tangki N<sub>2</sub>H<sub>4</sub>

$$\begin{aligned} \text{Suhu didalam tangki} &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 303,15 \text{ K} \\ &= 86 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\log_{10} \mu_{liq} = A + \frac{B}{T} + C \cdot T + D \cdot T^2 \quad (T, \text{K}; \mu, \text{cP})$$

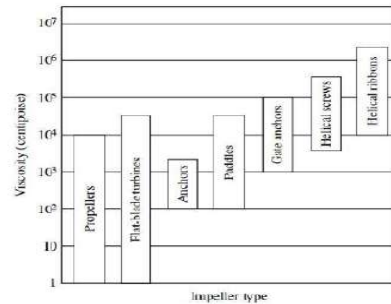
Data untuk perhitungan viskositas komponen

Komponen	A	B	C	D
N <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	-8,0240	1299,0	0,0161	-1,3300E-05
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5	0,0177	-1,2631E-05

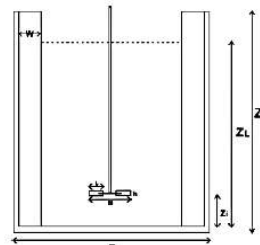
Komponen	Massa (kg/jam)	xi	$\mu_i$ (cP)	$\mu_i \cdot x_i$ (cP)
N <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0,0077	0,05	0,8365	0,0418
H <sub>2</sub> O	0,1470	0,95	0,8150	0,7743
Total	0,1548	1,00	1,6516	0,8161

$\mu$  campuran = 0,8161 cP

Jenis pengaduk dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk. (Holland, F. A dan F.S., Chapman, 1996, hal 5)



Untuk viskositas 0.8150 cP maka jenis pengaduk yang dipilih adalah *Propeller* atau *Flat Blade Turbines Impellers* (Rase H. F, Fig. 8.4 Hal. 341). Dipilih Flat Blade Turbines Impellers karena dapat menghasilkan pengadukan yang baik dan biasanya digunakan untuk reaktor dengan proses continuous.

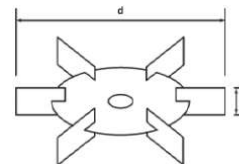


Gambar Komponen Bagian Reaktor

Keterangan :

- $Z_R$  : Tinggi reaktor
- $Z_L$  : Tinggi cairan
- $Z_i$  : Tinggi pengaduk
- $D_t$  : Diameter reaktor
- $D_i$  : Diameter pengaduk
- $L$  : Panjang pengaduk
- $h$  : Lebar pengaduk
- $w$  : Lebar *baffle*

(Rase H. F, Hal. 344)



Gambar Flade Blade Turbines Impellers (Mc Cabe, hal 238)

Menurut Brown, 1978, hal. 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudu (*flat blade turbines impellers*) :

$$\begin{aligned}
 D_t/D_i &= 3 & h/D_i &= 0,2 \\
 Z_L/D_i &= 2,7 - 3 & L/D_i &= 0,25 \\
 Z_i/D_i &= 0,75 - 1,3 \\
 \text{Jumlah } \textit{baffle} &= 4 \\
 w/D_i &= 0,1
 \end{aligned}$$

used. Typical proportions are

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{H}{D_t} = 1 \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

The number of baffles is usually 4; the number of impeller blades ranges from 4 to 16 but is generally 6 or 8. Special situations may, of course, dictate different proportions from those listed above; it may be advantageous, for example, to place the agitator higher or lower in the tank, or a much deeper tank may be needed to achieve the desired process result. The listed "standard" proportions, nonetheless, are widely accepted and are the basis of many published correlations of agitator performance.

(Mc Cabe, hal 243)

Keterangan :

- Di = Diameter Impeller
- Dt = Diameter tangki
- E = Tinggi impeller dari dasar tangki
- H = Tinggi cairan
- J = Lebar baffle
- W = Lebar impeller
- L = Panjang blade impeller

Adapun mengenai spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut :

1. Jumlah Blade = 6 buah
2. Jumlah baffle = 4 buah
3. Diameter Impeller (Di)
  - =  $\frac{1}{3}$  x Diameter Tangki (Dt)
  - =  $\frac{1}{3}$  x 0,6096 m
  - = 0,2032 m
  - = 0,6667 ft
  - = 8,0000 in
4. Tinggi Impeller dari dasar (E)
  - =  $\frac{1}{3}$  x Diameter Tangki (Dt)
  - =  $\frac{1}{3}$  x 0,6096 m
  - = 0,2032 m
  - = 0,6667 ft
  - = 8,0000 in
5. Panjang Blade *Impeller* (L)
  - =  $\frac{1}{4}$  x Da
  - =  $\frac{1}{4}$  x 0,2032 m
  - = 0,0508 m
  - = 0,1667 ft
  - = 2,0000 in
6. Lebar Blade *Impeller* (W)
  - =  $\frac{1}{5}$  x Da
  - =  $\frac{1}{5}$  x 0,2032 m
  - = 0,0406 m

$$\begin{aligned}
 &= 0,1333 \quad \text{ft} \\
 &= 1,6000 \quad \text{in} \\
 7. \text{ Lebar Baffle (J)} & \\
 &= \frac{1}{12} \quad \text{x Dt} \\
 &= \frac{1}{12} \quad \text{x} \quad 0,6096 \quad \text{m} \\
 &= 0,0508 \quad \text{m} \\
 &= 0,1667 \quad \text{ft} \\
 &= 2,0000 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Rase, H. F., (1997) vol.1, hal. 345, kecepatan putaran untuk pengaduk tipe Flat Blade Turbin Impeller dengan 6 blade berkisar antara 600 ft/menit - 1200 ft/menit. Untuk Turbin Impeller memberikan agitasi yang baik pada 600 ft/menit.

dipilih kecepatan putar pengaduk = 600 ft/menit

Untuk mencari kecepatan putar pengaduk dalam satuan rpm maka menggunakan

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{600}{\pi \times Da} = \frac{600 \text{ ft/menit}}{3,14 \times 0,6667 \text{ ft}} \\
 &= 286,62 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

**IMPELLER SPEED**

With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320 rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continuously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.

Dari Wallas, hal.288 untuk kecepatan pengaduk standar yang digunakan adalah kecepatan pengaduk yang mendekati 286,62 rpm adalah 320 rpm

$$\begin{aligned}
 N &= 320 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ minute}}{60 \text{ second}} \\
 &= 5,3333 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

Menentukan Bilangan Reynold

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu}$$

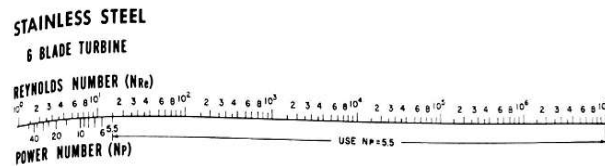
Keterangan :

$$\begin{aligned}
 \rho &= \rho \text{ campuran umpan masuk} = 1021,70 \text{ kg/m}^3 = 63,7827 \text{ lb/ft}^3 \\
 N &= \text{Kecepatan pengadukan} = 5,3333 \text{ rps} \\
 Da &= \text{Diameter Impeller} = 0,7 \text{ ft} \\
 \mu &= \text{Viskositas campuran komponen masuk reaktor} = 0,8161 \text{ cP} \\
 &= 0,00055 \text{ lb/ft.s}
 \end{aligned}$$

Sehingga

$$\begin{aligned}
 NRe &= \frac{63,7827 \text{ lb/ft}^3 \times 5,3333 \text{ rps} \times 0,7 \text{ ft}^2}{0,00055 \text{ lb/ft.s}} \\
 &= 413535,515
 \end{aligned}$$

Dari gambar 8.8 (Rase, H. F., 1957) untuk six blade turbine dengan  $NRe > 10$ , nilai  $Np$  (power number) yang didapat adalah = 5,5



Menghitung Tenaga Pengaduk  
 Dihitung menggunakan persamaan

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times D_i^5$$

Keterangan :

- P = Daya penggerak (watt)
- $N_p$  = Power number
- $\rho$  = Densitas cairan yang diaduk ( $\text{kg/m}^3$ )
- N = Kecepatan pengaduk standar (1/s)
- $D_i$  = Diameter pengaduk (m)

maka

$$\begin{aligned} P &= 5,5 \times 1021,70 \text{ kg/m}^3 \times 151,704 \text{ rps} \times 0,0003 \text{ m}^5 \\ &= 295,326 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\ &= 295,326 \text{ Watt} \\ &= 0,2953 \text{ kW} \end{aligned}$$

Berdasarkan efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Towler, hal. 111 :  
 Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kWatt)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
> 4000	97

Dengan daya penggerak = 0,2953 kW  
 sehingga diperoleh efisiensi sebesar 80%

Maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$\begin{aligned} P &= \frac{0,2953}{80\%} \text{ kW} \\ &= 0,3692 \text{ kW} \\ &= 0,4950 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan motor pengaduk standar, diperoleh dari Ludwig, 2001 edisi 3, hal 628

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> 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.

Sehingga dipilih motor pengaduk standar = 0,5 HP



**KESIMPULAN TANGKI N<sub>2</sub>H<sub>4</sub>**  
**(TU-04)**

Tugas : Mengencerkan hidrazin menjadi 5% untuk diumpankan ke Deaerator.  
Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk

**Kondisi operasi**

Suhu : 30 °C  
Tekanan : 1 atm

**Dimensi**

Diameter : 24,00 in = 0,6096 m  
Tinggi : 34,17 in = 0,8680 m  
Tebal shell : 0,188 in = 0,0048 m

**Pengaduk**

Jenis : *Flat blade turbines impeller*  
Tenaga motor : 0,5 HP

**TANGKI Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>**  
**(TU-05)**

Tugas : Melarutkan natrium fosfat menjadi 5% untuk diumpankan ke Deaerator.  
 Jenis : Tangki Silinder Tegak Berpengaduk  
 Kondisi Operasi : P = 1 atn  
 T = 30 °C

Data :

Air Umpan Boiler = 1026,3224 kg/jam

Densitas = 1022,8753 kg/m<sup>3</sup>

Waktu tinggal = 720 jam

**1. Menghitung kebutuhan Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> dalam 1 bulan**

$$\begin{aligned} \text{Kadar} &= 5 \text{ ppm} \\ &= \frac{5 \text{ kg/l} \times 1\text{E-}06 \times 1026,32238 \text{ Kg/jam}}{1,0229 \text{ kg/l}} \\ &= 0,0050 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Diinginkan larutan Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> dengan konsentrasi = 5%

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air} &= \frac{95}{5} \times 0,0050 \text{ kg/jam} \\ &= 0,0953 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Kapasitas Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> :

$$\begin{aligned} W &= (\text{Kebutuhan air} + \text{Na}_3\text{PO}_4) \times 720 \text{ jam} \\ &= 0,1003 \text{ kg/jam} \times 720 \text{ jam} \\ &= 72,2426 \text{ kg} \end{aligned}$$

**2. Menghitung ukuran tangki**

Densitas = 1022,8753 kg/m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} V_L &= \frac{\text{Kapasitas tangki}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{72,2426 \text{ Kg}}{1022,8753 \text{ Kg/m}^3} \\ &= 0,0706 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang *overdesign* tangki sebesar = 20%

$$\begin{aligned} V_t &= 120\% \times V_L \\ &= 120\% \times 0,0706 \text{ m}^3 \\ &= 0,0848 \text{ m}^3 = 22,3892 \text{ gall} \end{aligned}$$

Untuk perbandingan Tinggi : Diameter, dirancang : H = D

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4}$$

$$0,0848 = \frac{3,14 \times D^3}{4}$$

$$D^3 = 0,1080 \text{ m}^3$$

$$D = 0,4762 \text{ m} = 18,7468 \text{ in}$$

$$H = 0,4762 \text{ m}$$

Menentukan tebal dinding

Bahan konstruksi yang digunakan Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316 (Brownell and Young hal 342)

f = Allowable stress : 18750 psi (Appendix D, Brownell & Young)  
 E = Efisiensi sambungan : 0,8 (Tabel 13.2 hal: 254, Brownell )  
 c = Korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)

Tekanan perancangan 10% lebih dari tekanan operasi

Tekanan perancangan (P) = 110% x 14,6959 psi  
 = 16,1655 psi

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{shell} = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

$$= \frac{16,1655 \times 9,3734}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 16,1655} + 0,1250 \text{ in}$$

$$= 0,1351 \text{ in}$$

Sehingga digunakan tebal shell standar = 0,1875 in  
 (Brownell & Young hal: 88)

Outsite diameter (OD) = ID + 2 x t<sub>shell</sub>  
 = 18,7468 + 2 x 0,1875  
 = 19,1218 in

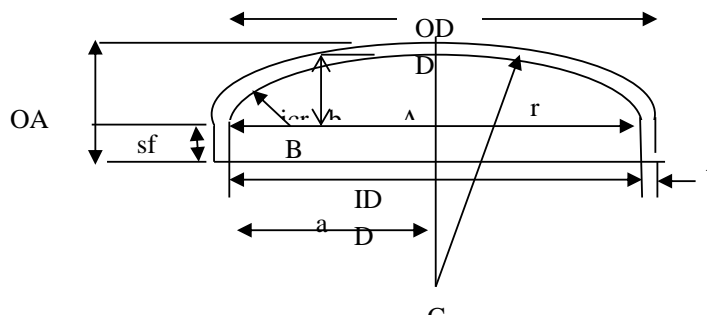
Dari tabel 5.7 hal. 91 Brownell & Young, OD standar yang mendekati perhitungan adalah

22 in = 0,5588 m

Koreksi ID

ID = OD - 2 x t<sub>shell</sub>  
 = 22 - 2 x 0,1875  
 = 21,6250 in = 0,5493 m

Menentukan head



Keterangan:

icr	: Inside-corner radius	OD	: Outside diameter
sf	: Straight flange	b	: Depth of dish (inside)
r	: Radius of dish	a	: Inside radius

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + C$$

$$t_h = \frac{0,885 \times 16,1655 \times 10,8125}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 16,1655} + 0,125$$

$$= 0,1353 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal head standar = 0,1875 in

(Brownell & Young hal: 88)

Menentukan tinggi head

Dari tabel 5.7, Brownell & Young, OD standar 28 in dengan tebal head 3/16 in diperoleh data:

$$\text{icr} = 1,38 \text{ in}$$

$$r = 22 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.6, Brownell & Young, untuk tebal head 3/16 in diperoleh straight flang antara 1,5-2 dipilih straight flange, sf = 2 in

$$a = \frac{\text{ID}}{2}$$

$$= \frac{21,6250}{2}$$

$$= 10,8125 \text{ in}$$

$$\text{AB} = a - \text{icr}$$

$$= 10,8125 - 1,38$$

$$= 9,4375 \text{ in}$$

$$\text{BC} = r - \text{icr}$$

$$= 22 - 1,38$$

$$= 20,625 \text{ in}$$

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

$$= 22 - 18,3391$$

$$= 3,6609 \text{ in}$$

Maka tinggi head adalah:

$$\text{OA} = t_{\text{head}} + b + \text{sf}$$

$$= 0,1875 + 3,6609 + 2$$

$$= 5,8484 \text{ in}$$

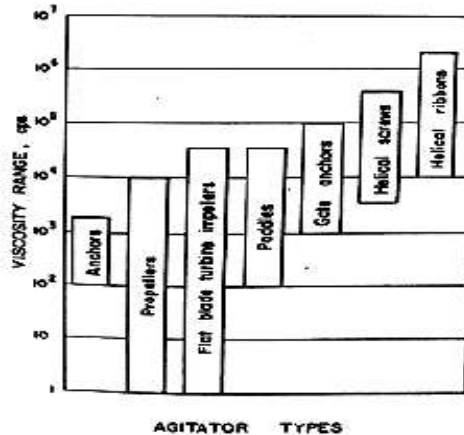
$$\text{Tinggi total} = H + 2 \times \text{OA}$$

$$= 21,6250 + 2 \times 5,8484$$

$$= 33,322 \text{ in} = 0,8464 \text{ m}$$

### 3. Pengaduk

Jenis pengaduk dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk. (Holland, F. A dan F.S., Chapman, 1996, hal 5)



Untuk viskositas 0,8150 cP maka jenis pengaduk yang dipilih adalah *Propelle* atau *Flat Blade Turbines Impellers*. (Rase H. F, Fig. 8.4 Hal. 341). Dipilih *Flat Blade Turbines Impeller* karena dapat menghasilkan pengadukan yang baik. (Rase H. F, Hal. 344)

Menurut Brown, 1978, hal. 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudu (flat blade turbines impellers) :

$$\begin{aligned} Dt/Di &= 3 \\ Zi/Di &= 0,75 - 1,3 \text{ (Diambil 1)} \\ \text{Jumlah baffle} &= 4 \\ w/Di &= 0,1 \end{aligned}$$

Adapun mengenai spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut :

1. Jumlah blade = 6 buah
2. Jumlah baffle = 4 buah
3. Diameter Impeller =  $1/3 \times$  Diameter tangki (Dt)  
=  $1/3 \times 0,5493 \text{ m} = 0,1831 \text{ m} = 0,6007 \text{ ft}$
4. Tinggi *Impeller* dari dasar (Zi) = Di  
= 0,1831 m = 0,6007 ft
5. Lebar *Blade Impeller* (h) =  $1/5 \times$  Di  
=  $1/5 \times 0,1831 \text{ m}$   
= 0,0366 m = 0,1201 ft
6. Panjang *Blade Impeller* (L) =  $1/4 \times$  Di  
=  $1/4 \times 0,1831 \text{ m}$   
= 0,0458 m = 0,1502 ft
7. Lebar *Baffle* (W) =  $0,1 \times$  Di  
=  $0,1 \times 0,1831 \text{ m}$

$$= 0,0183 \text{ m} = 0,0601 \text{ ft}$$

### Menentukan kecepatan pengaduk

Berdasarkan Rase, H. F., (1997) vol.1, hal. 345, kecepatan putaran untuk pengaduk tipe *Flat Blade Turbin Impeller* dengan 6 blade berkisar antara 500 ft/menit - 700 ft/menit. Untuk Turbin Impeller memberikan agitasi yang baik pada 600 ft/menit.  
 pengaduk = 600 ft/menit

Untuk mencari kecepatan putar pengaduk dalam satuan rpm maka menggunakan rumus :

$$\begin{aligned} N &= \frac{600}{\pi \times Di} \\ &= \frac{600 \text{ ft/menit}}{(22/7) \times 0,6007 \text{ ft}} \\ &= 317,8140 \text{ rpm} \end{aligned}$$

Dari Walas, hal. 288 untuk kecepatan pengaduk standar yang digunakan adalah 320 rpm.

$$\begin{aligned} N \text{ standar} &= 320 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ minute}}{60 \text{ second}} \\ &= 5,3333 \text{ rps} \end{aligned}$$

### Menentukan Bilangan Reynold

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu}$$

Keterangan rumus :

$$\rho = \text{Massa jenis} = 1,0229 \text{ kg/liter} = 63,8561 \text{ lb/ft}^3$$

$$N = \text{Kecepatan pengadukan} = 5,3333 \text{ rps}$$

$$Di = \text{Diameter Impeller} = 0,6007 \text{ ft}$$

$$\mu = \text{Viskositas} = 0,8150 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lb/ft.s}$$

Maka,

$$NRe = \frac{63,8561 \text{ lb/ft}^3 \times 5,3333 \text{ rps} \times 0,3608 \text{ ft}^2}{0,0005 \text{ lb/ft.s}} = 224388,8181$$

Dari gambar 8.8 (Rase, H. F., 1957) untuk *six blade turbine* dengan  $NRe > 10$ , nilai  $N_p$  (*power number*) yang didapat adalah = 5,5

### Menghitung Tenaga Pengaduk

Dihitung dengan persamaan

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

Keterangan :

$$P = \text{Daya penggerak (watt)}$$

$$N_p = \text{Power number}$$

$$\rho = \text{Densitas cairan yang diaduk (kg/m}^3\text{)}$$

$$N = \text{Kecepatan pengaduk standar (1/s)}$$

$$Di = \text{Diameter pengaduk (m)}$$

Maka,

$$P = 5,5 \times 1022,8753 \text{ kg/m}^3 \times 151,7037 \text{ rps}^3 \times 0,0002 \text{ m}^5$$

$$= 175,600 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 = 0,176 \text{ kW}$$

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Towler, hal. 111 :

Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kWatt)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
> 4000	97

Dengan daya penggerak 0,1756 kW, sehingga efisiensinya adalah 80%

Maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$P = \frac{0,176}{80\%}$$

$$= 0,219 \text{ kW} = 0,294 \text{ HP}$$

diperoleh dari Ludwig, 2001 edisi 3, hal 628

**General purpose:** 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

**Large motors:** 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Digunakan motor pengaduk standar 0,5 HP

**TANGKI Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>**  
**(TU-05)**

Tugas : Mengencerkan hidrazin menjadi 5% untuk diumpankan ke  
Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk

**Kondisi operasi**

Suhu : 30 °C  
Tekanan : 1 atm

**Dimensi**

Diameter : 19,12 in = 0,48569 m  
Tinggi : 33,32 in = 0,8464 m  
Tebal shell : 0,188 in = 0,0048 m

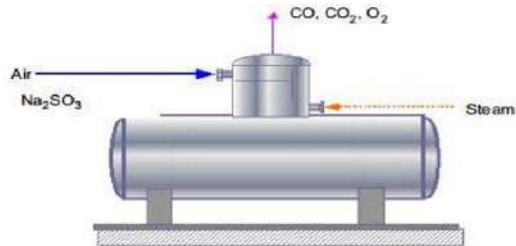
**Pengaduk**

Jenis : *Flat blade turbines impeller*  
Tenaga motor : 0,5 HP



**DEAERATOR  
(DA-01)**

- Tugas : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub>, dll.  
 Jenis : Tangki silinder horizontal yang berisi bahan isian.  
 Deskripsi : Air dispray dari atas dan steam tekanan rendah dialirkan dari bawah secara countercurrent.



Data :

- Laju massa air = 1026,3224 kg/jam  
 Rasio steam : air = 0,2  
 Densitas steam = 0,9228 kg/m<sup>3</sup> = 0,0576 lb/ft<sup>3</sup>  
 (https://www.pipeflowcalculations.com)  
 Steam masuk = 17,2954 kg/jam = 38,1295 lb/jam  
 Tekanan steam = 1,414 atm  
 Suhu steam = 110 °C  
 Bahan isian :  
 Tipe = Raschig ring ceramic  
 Diameter bahan isian = 2 in = 50,8 mm

**1 Mencari suhu air masuk Deaerator**

a Neraca Massa

Arus	Masuk		Keluar	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
Air make-up	119,928	6,663	1026,322	57,018
Tangki Kondensa	906,3947	50,355		
Total	1026,322	57,018		

b Neraca Panas

Dihitung dari "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999)

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

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	92,0530	-0,0400	-0,00021	5,35,E-07

Masuk

$$T_{reff} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

Arus	kmol/jam	Suhu (K)	C <sub>pi</sub> .dT	f <sub>i</sub> .C <sub>pi</sub> .dT
Air make-up	6,6626	303,00	377,5028	2515,168
Tangki Kondensat	50,3553	373	5643,04	284156,8
Total	57,0179			
Panas Total				286671,9

Keluar

Arus	kmol/jam	Suhu (K)	Cpi.dT	fi.Cpi.dT
Keluar	57,01791	364,8441	5027,753	286671,9
Panas Total				286671,9

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

$$286671,9 - 286671,9 = 0$$

Sehingga didapat

$$\text{Suhu umpan deaerator} = 364,8 \text{ K} = 91,7 \text{ C}$$

$$\text{Densitas} = 963,94 \text{ kg/m}^3$$

Dari figure 11.46, Chemical Engineering Design, Sinnott, hal 756. Didapatkan nilai  $K_4$  : 0,22

Menggunakan persamaan 11.118 (Sinnott, 2008), maka didapatkan nilai  $G$  sebagai berikut

$$G = 0,5758 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

$$= 2072,863 \text{ kg/m}^2\text{jam}$$

Luas penampang deaerator :

$$A_s = \frac{\text{Kecepatan air masuk}}{G}$$

$$= \frac{1026,3224 \text{ kg/jam}}{2072,8632 \text{ kg/jam.m}^2}$$

$$= 0,495 \text{ m}^2 = 5,3295 \text{ ft}^2$$

Diameter tangki deaerator :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times A_s}{\pi}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 0,495 \text{ m}^2}{\pi}}$$

$$D = 0,7942 \text{ m} = 31,2671 \text{ in}$$

$$H = 1,1913 \text{ m} = 46,9007 \text{ in}$$

Kecepatan volume steam

$$\text{Laju alir volumetrik} = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{17,3}{0,9228}$$

$$= 18,7421 \text{ m}^3\text{jam}$$

Waktu tinggal diprediksi = 0,01667 jam

Volume bahan isian :

$$V_1 = \text{Kecepatan volume steam} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 18,7421 \times 0,0167 \text{ jam}$$

$$= 0,31237 \text{ m}^3 = 82,5188 \text{ gallon}$$

Tinggi bahan isian :

$$H \text{ isian} = \frac{V1}{As} = \frac{0,312}{0,4951} = 0,6309 \text{ m}$$

**Menentukan tebal dinding tangki**

Digunakan Stainless Steel SA 167 Type 316 Grade 11

(Brownell & Young, 1959 hal: 342).

- f = allowable stress : 18750 psi (appendix D, Brownell & Young)
- E = efisiensi sambungan : 0,8 (tabel 13.2 hal: 254, Brownell )
- c = korosi : 0,125 in (Peters & Timmerhaus)
- Faktor keamanan : 20%
- Tekanan perancangan (P) : 110% x 14,7 psi
- : 16,17 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{shell} = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

$$t_{shell} = \frac{16,17 \times 0}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 16,17} + 0,125$$

$$t_{shell} = 0,1250 \text{ in}$$

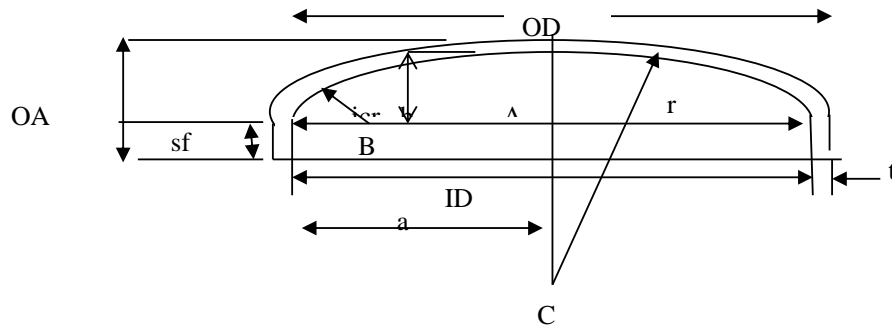
Sehingga digunakan tebal shell standar 0,1875 in

(Brownell & Young hal: 88)

**Menentukan head**

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis stainless steel SA 167 type 316

(Brownell & Young, hal: 342)



Keterangan:

- icr : Inside-corner radius
- OD : Outside diameter
- sf : Straight flange
- b : Depth of dish (inside)
- r : Radius of dish
- a : Inside radius
- IDs : diameter dalam shell = 0,7942 m = 31,2671 in
- a =  $\frac{Ids}{2} = \frac{31,2671}{2}$
- = 15,63357 in

f = allowable stress	:	18750	psi (Appendix D, Brownell & Young)
E = efisiensi sambungan	:	0,8	(Tabel 13.2 hal: 254, Brownell )
c = korosi	:	0,125	in (Peters & Timmerhaus)
Faktor keamanan	:	20%	
Tekanan perancangan (P)	:	120%	x 14,7 psi
	:	17,64	psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times p \times r}{\frac{f \times E}{0,885} - \frac{0,1 \times p}{17,64}} + C$$

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times 17,64 \times 15,63357}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 17,64} + 0,125$$

$$t_{\text{head}} = 0,1413 \text{ in}$$

Sehingga digunakan tebal head stanc 0,1875 in

(Brownell & Young hal: 88)

### Menentukan tinggi head

$$\text{OD} = \text{ID} + 2.t_{\text{h}}$$

$$= 31,6421 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD star 30 in dengan

$$r = 30$$

$$\text{icr} = 1,875$$

$$\text{ID} = 29,625 \text{ in}$$

$$a = 0,5 \text{ D} = 14,8125 \text{ in}$$

$$\text{AB} = a - \text{icr}$$

$$= 14,8125 - 2,125$$

$$= 12,6875 \text{ in}$$

$$\text{BC} = r - \text{icr}$$

$$= 34 - 2,125$$

$$= 31,875 \text{ in}$$

$$b = r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5}$$

$$= 4,7589 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh

sf = 2 in (1,5 – 2 in)

$$\text{Tinggi head} = t_{\text{h}} + b + \text{sf}$$

$$= 0,1875 + 4,7589 + 2$$

$$= 6,9464 \text{ in}$$

$$= 0,176438 \text{ m}$$

$$\text{Ttotal} = \text{H} + 2.\text{tinggi head}$$

$$= 0,0000 + 0,3529$$

$$= 0,3529 \text{ m}$$

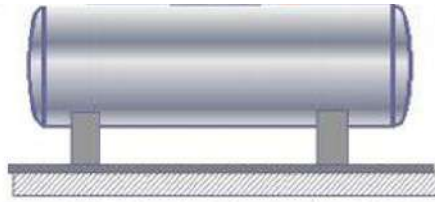
**KESIMPULAN DEAERATOR  
(DA-01)**

- Tugas = Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub>, dll
- Jenis = Tangki silinder horizontal yang berisi bahan isian
- Deskripsi = Air dispray dari atas dan steam tekanan rendah dialirkan dari bawah secara countercurrent.

**Dimensi alat**

- Jumlah = 1 unit
- Tinggi = 0,3529 m
- Diameter = 30,000 in = 0,762 m
- Volume = 0,312 ft<sup>3</sup> = 0,0088 m<sup>3</sup>
- Bahan = *Stainless Steel Type SA 167 type 309*

**TANGKI UMPAN BOILER  
(TU-06)**



Fungsi : Menampung air umpan *boiler* sebagai air pembuat *steam* .  
Tipe alat : Tangki silinder horizontal

Data :

Kecepatan massa air = 1026,32 kg/jam  
Rapat massa = 1022,875 kg/m<sup>3</sup>

Didalam tangki umpan boiler berfungsi untuk menampung air yang sudah dihilangkan kadar mineral dan gas-gas terlarut.

1. Menghitung Volume Air :

Volume air dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$V_L$  = kecepatan volume × waktu tinggal

$$= \frac{1026,32}{1022,875} \times 8 \text{ jam}$$

$$= 8,03 \text{ m}^3$$

2. Menghitung volume tangki

Dirancang angka keamanan 20%.

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= 120\% \times V_L \\ &= 120\% \times 8,03 \text{ m}^3 \\ &= 9,63 \text{ m}^3 = 2544,59824 \text{ Gall} \end{aligned}$$

3. Menentukan ukuran tangki

Rasio panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5.

(Wallas, S.M., 1988, "Chemical Process Equipment Selection and Design", Rule of Thumbs, halaman XVIII, bagian Vessels)

Dirancang rasio = 3

$$L = 3D$$

tutup berbentuk *Torispherical Dished Head*

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell-Young halaman 88 diperoleh :

$$V_{\text{torispherical}} (V_h) = 0,000049 \text{ ID}^3 \text{ (d dalam in)}$$

maka dapat dicari nilai D dan H :

$$\begin{aligned} \text{dengan : } V_s \text{ (Volume shell)} &= (\pi/4) \times \text{ID}^2 \times H \\ V_h \text{ (Volume Head)} &= 0,000049 \times \text{ID}^3 \\ V_{\text{tangki}} &= V_s + (2 \times V_h) \end{aligned}$$

( Brownell-Young halaman 88)

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tangki}} &= V_s + 2V_h \\
 V_{\text{tangki}} &= \left(\frac{\pi}{4} \times ID^2 \times H\right) + (2 \times 0.000049 \times ID^3) \\
 9,6324 \text{ m}^3 &= \left(\frac{3.14}{4} \times 1D^2 \times 3 D\right) + (2 \times 0.000049 \times D^3) \\
 587802,1944 \text{ in}^3 &= \left(\frac{3.14}{4} \times 3 ID^3\right) + (2 \times 0.000049 \times D^3) \\
 587802,1944 \text{ in}^3 &= 2,355000 ID^3 + 0,000098 ID^3 \\
 587802,1944 \text{ in}^3 &= 2,355098 ID^3 \\
 ID^3 &= \frac{587802,1944 \text{ in}^3}{2,355098} \\
 ID^3 &= 249587,1486 \text{ in}^3 \\
 ID &= 62,9614 \text{ in} \\
 \text{Konversi inch ke meter} & \\
 ID &= 62,9614 \text{ in} \\
 &= 1,5992 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka, tinggi shell (Hs)

$$\begin{aligned}
 H_s &= 3 \times ID \\
 &= 4,7977 \text{ m} \\
 &= 188,8841 \text{ in}
 \end{aligned}$$

#### Menentukan tebal dinding (shell)

Bahan konstruksi yang digunakan *Carbon steel SA-283 grade C* (Brownell and Young hal 342)

$$\begin{aligned}
 f &= \text{Allowable stress} &= 12750 \text{ psi} & \text{(Appendix D, Brownell \& Young)} \\
 E &= \text{Efisiensi sambungan} &= 0,8 & \text{(Tabel 13.2 hal: 254, Brownell)} \\
 c &= \text{Korosi} &= 0,125 \text{ in} & \text{(Peters \& Timmerhaus)} \\
 \text{Faktor keamanan} & &= 10\% & \\
 \text{Tekanan perancangan (P)} & &= 110\% \times 14,7 \text{ psi} & \\
 & &= 16,17 \text{ psi} &
 \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C \\
 t_s &= \frac{16,17 \times 31,4807}{12750 \times 0,8 - 0,6 \times 16,17} + 0,125 \\
 t_s &= 0,1750 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Sehingga digunakan tebal shell standar 3/16 in (Brownell & Young hal: 88)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal shell standar} &= 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} \\
 \text{Outside diameter (OD)} &= ID + (2 \times t_s \text{ standar}) \\
 &= 63 \text{ in} + (2 \times 5/16) \text{ in} \\
 & \text{(Brownell hal. 88)} \\
 &= 63,3 \text{ in} \\
 &= 1,6087 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OD standar} &= 66 \text{ in} = 1,676 \text{ m} \\ \text{Tebal shell standar} &= 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} \end{aligned}$$

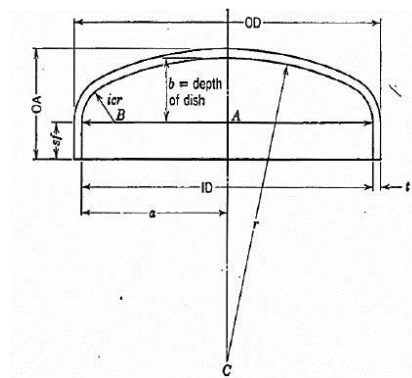
Koreksi ID

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD standar} - 2 \times \text{ts standar} \\ &= 66 \text{ in} - 2 \times 0,1875 \text{ in} \\ &= 65,625 \text{ in} \\ &= 1,6669 \text{ m} \\ &= 5,4688 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Menentukan tebal dan tinggi head

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis *Carbon Steel SA-283 Grade C*

(Brownell & Young, hal: 342)



(Brownel and Young, fig 5.8 hal 87)

Keterangan :

- icr = Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in)
- rc = Jari-jari kelengkungan (in)
- sf = Flange lurus (*straight flange*) (in)
- th = Tebal *head* (in)
- OA = Tinggi *head* (in)
- b = *Depth of dish (inside)* (in)
- a = *Inside radius / jari-jari shell* (in)
- ID = *Inside diameter* (in)

### a. Menentukan Ketebalan Torispherical Head

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C$$

(Persamaan 7.77, Brownell & Young, 1959)

dengan :

- th = Tebal *head* (in)
- W = Faktor intensifikasi *stress*
- f = Allowable *strees* untuk plate steel A-283 Grade C
- E = Efisiensi sambungan
- C = *Corrosion allowance*
- P = Tekanan desain (psi)



Menghitung Faktor Intensifikasi stress

dengan OD standar yaitu 66 in maka diperoleh data :

(Brownell & Young, tabel 5.7 halaman 90)

$$rc = 66 \text{ in}$$

$$icr = 4 \text{ in}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} x \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\ &= \frac{1}{4} x \left( 3 + \sqrt{\frac{170}{11.5}} \right) \\ &= 1,7655 \end{aligned}$$

Maka, ketebalan *torispherical head*

$$\begin{aligned} th &= \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C \\ &= \frac{16,17 \text{ psi} \times 66 \text{ in} \times 1,7655}{2 \times 12650 \text{ psi} \times 0,80 - 0,2 \times 16,2 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,2181 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka dipakai tebal head (th) standar = 1/4 = 0,25 in

#### b. Menentukan Tinggi Torispherical Head

Berdasarkan tebal head standar (1/4 in), maka dipilih straight flange (sf) antara 1,5 hingga 3,5 in. Sehingga

Dipilih sf = 2 in

(Tabel 5.8 hal 93, Brownell and Young)

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{65,625}{2} \text{ in} \\ &= 32,81 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 32,8125 \text{ in} - 4 \text{ in} \\ &= 28,8125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 66 \text{ in} - 4 \text{ in} \\ &= 62 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{62^2 - 28,8125^2} \\ &= 54,898 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 66 \text{ in} - 54,898 \text{ in} \\ &= 11,102 \text{ in} \end{aligned}$$

## *Lampiran Perhitungan Utilitas Tangki Umpan Boiler*

$$\begin{aligned}\text{Maka, tinggi head (OA)} &= \text{th standar} + b + \text{sf} \\ &= 0,2500 \text{ in} + 11,102 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 13,352 \text{ in} \\ &= 0,3391 \text{ m}\end{aligned}$$

### **Menentukan Panjang Total Tangki**

$$\begin{aligned}\text{Panjang total tangki} &= \text{Panjang shell} + (2 \times \text{Tinggi Head}) \\ &= 4,80 \text{ m} + 2 \times 0,3391 \text{ m} \\ &= 5,48 \text{ m} \\ &= 215,6 \text{ in} \\ &= 18,0 \text{ ft}\end{aligned}$$

**TANGKI UMPAN BOILER**  
**(TU-06)**

Tugas : Menampung kondensat yang berasal dari steam yang terkondensasi dari alat pemanas.  
Jenis : Tangki Silinder Horizontal

**Kondisi operasi**

P : 1 atm

T : 35 °C

**Dimensi alat**

Volume Tangki : 8,027 m<sup>3</sup>

Diameter Tangki : 1,6764 m

Panjang Tangki : 5,4759 m

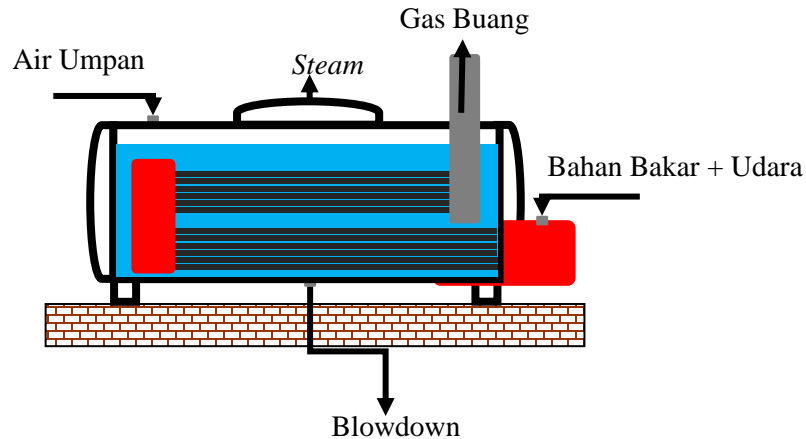
Tebal dinding tangki : 0,188 in

Tebal dinding head : 0,2500 in

**BOILER  
(B-01)**

Tugas ; Membuat saturated steam dengan suhu 110°C dan tekanan 1.414 atm untuk memenuhi kebutuhan panas alat proses.

Jenis : *Fire tube boiler*



Data :

$$\text{Suhu Air} = 91,6941 \text{ } ^\circ\text{C} = 364,6941 \text{ K}$$

$$\text{Suhu Steam} = 110 \text{ } ^\circ\text{C} = 383 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan Steam} = 1,414 \text{ atm}$$

$$\text{Massa Air} = 1026,3 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Blowdown} = 102,6 \text{ kg/jam}$$

(10% dari Massa Air masuk)

$$\text{Steam yang dihasilkan} = 923,7 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Panas Penguapan Air} = 2250 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Densitas Air} = 963,9400 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Kapasitas panas air} = 154,9296 \text{ kJ/kmol}$$

**1. Menghitung Beban Panas**

$$Q_t = Q_s + Q_\lambda$$

$$\begin{aligned} Q_s &= m \text{ Cp air } dT \\ &= 923,7 \text{ kg/jam} \times 154,9296 \text{ kJ/kmol} \times \frac{1 \text{ kmol}}{18 \text{ kg}} \\ &= 7950,3880 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_\lambda &= m \lambda \\ &= 923,7 \text{ kg/jam} \times 2250 \text{ kJ/kg} \\ &= 2078302,811 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_t &= Q_s + Q_\lambda \\
 &= 7950,387976 + 2078302,811 \\
 &= 2086253,199 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**2. Menghitung jumlah bahan bakar**

Effisiensi pembakaran berkisar antara 70-80% (dipilih 80%)

(Perry 8th ed, 2008)

*Fuel Oil* yang digunakan adalah No.1 *Fuel Oil* (41.5° API) (Table 24-6,Perry's, 2008, 8th edition)

**TABLE 24-6 Typical Ultimate Anc**

Composition, %	No. 1 fuel oil (41.5° API)
Carbon	86.4
Hydrogen	13.6
Oxygen	0.01
Nitrogen	0.003
Sulfur	0.09
Ash	<0.01
C/H Ratio	6.35

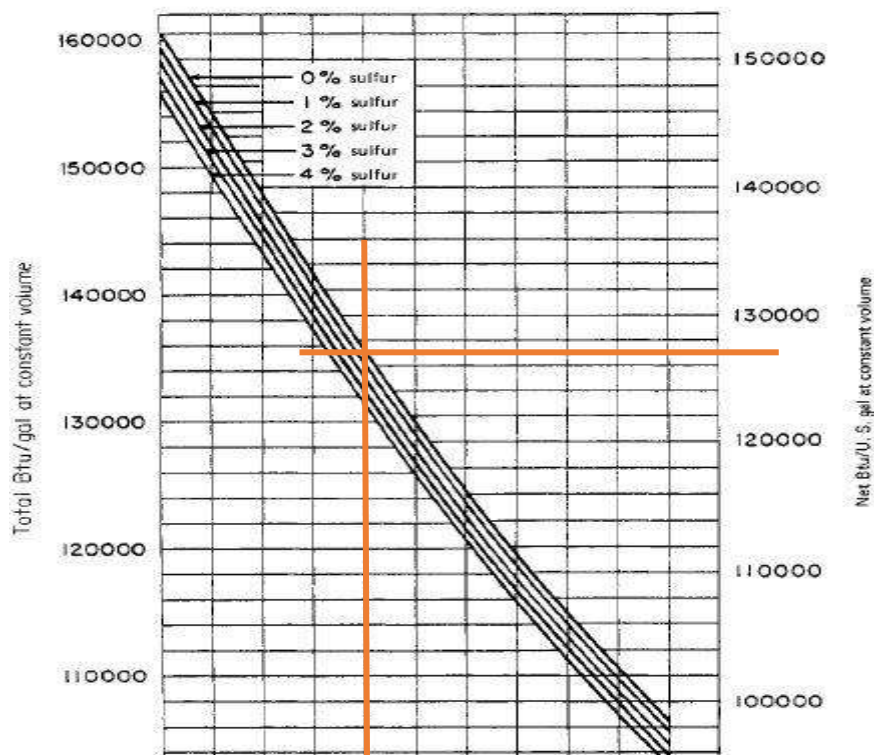
NOTE: The C/H ratio is a weight ratio.

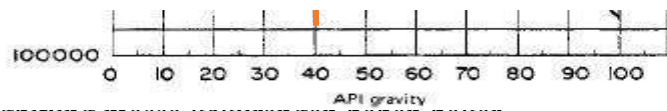
Densitas *fuel oil*,  $\rho = 829,332 \text{ kg/m}^3$

Berdasarkan Fig.24-1,Perry's,2008,8th edition, didapatkan nilai kalor *fuel oil*

Nilai NHV (Net Heating Value) = 125000 BTU/gal

$$\begin{aligned}
 \text{NHV} &= 125000 \frac{\text{BTU}}{\text{gallon}} \times 1,05506 \frac{\text{kJ}}{\text{BTU}} \times 264,1721 \frac{\text{gallon}}{\text{m}^3} \\
 &= 34839676,98 \text{ kJ/m}^3 \\
 &= 42009,324 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$





Menghitung massa kekurangan bahan bakar

$$\begin{aligned} \text{Volume oil} &= \frac{Q_t}{\text{Efisiensi} \times \text{Nilai Bakar Fuel Oil}} \\ &= \frac{2086253,199 \text{ kJ/jam}}{80\% \times 34839,677 \text{ kJ/lt}} \\ &= 74,8519 \text{ lt/jam} = 0,0749 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 136,73 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

### 3. Menentukan ukuran pipa dan jumlah pipa

a. Ukuran pipa

Dipilih 2,5 in *Normal Pipe Size*, Sch No. 40 :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 2,88 \text{ in} = 0,0732 \text{ m} \\ \text{ID} &= 2,469 \text{ in} = 0,0627 \text{ m} \\ a'' &= 0,753 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,2295 \text{ m}^2/\text{m} \\ L &= 8 \text{ ft} = 2,4384 \text{ m (dirancang)} \end{aligned}$$

b. Luas permukaan kalor yang diperlukan

Dihitung berdasarkan flux panas (Kern, D.Q.)

$$\begin{aligned} \text{Flux panas} &= 30000 \text{ BTU/jam.ft}^2 \text{ (fluks maksimum)} \\ &= 30000 \times \frac{1,055 \text{ kJ}}{\text{BTU}} \times \frac{\text{ft}^2}{0,09 \text{ m}^2} \\ &= 351686,67 \text{ kJ/jam/m}^2 \end{aligned}$$

$$A = \frac{Q_t}{\text{Flux}} = \frac{2607816,499 \text{ kJ/jam}}{351686,6667 \text{ kJ/jam/m}^2} = 7,415 \text{ m}^2$$

Jumlah Pipa yang diperlukan :

$$n = \frac{A}{a'' \times L} = \frac{7,4152 \text{ m}^2}{0,230 \text{ m}^2/\text{m} \times 2,438 \text{ m}} = 13,2497 \text{ Pipa}$$

### 4. Menghitung Volume Boiler dan Ukuran Alat

Dirancang waktu tinggal = 1 jam

$$\begin{aligned} m &= 923,7 \text{ Kg/jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 923,6901 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$V = \frac{m}{\rho} = \frac{923,6901 \text{ Kg}}{963,9400 \text{ Kg/m}^3} = 0,9582 \text{ m}^3$$

Volume tangki di desain dengan angka keamana 20%

$$\begin{aligned} V_t &= V \times 120\% \\ &= 0,9582 \text{ m}^3 \times 120\% \\ &= 1,1499 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Diambil perbandingan L : D = 2 : 1

$$V_t = \frac{\pi D^3}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V_t}{\pi}}$$

$$D = 1,1357 \text{ m}$$

maka :

$$\begin{aligned} L &= 2 \times D \\ &= 2 \times 1,1357 \text{ m} \\ &= 2,2714 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka ukuran tangki boiler :

$$\begin{aligned} \text{Diameter, D} &= 1,1357 \text{ m} \\ \text{Panjang, L} &= 2,2714 \text{ m} \\ \text{Volume, } V_t &= 1,1499 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

## 5. Menentukan tebal dinding (shell)

Bahan konstruksi yang digunakan Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316 (Brownell and Young hal 342)

$$\begin{aligned} f &= \text{Allowable stress} &= 18750 \text{ psi} && \text{(Appendix D, Brownell \& Young)} \\ E &= \text{Efisiensi sambungan} &= 0,8 && \text{(Tabel 13.2 hal: 254, Brownell )} \\ c &= \text{Korosi} &= 0,125 \text{ in} && \text{(Peters \& Timmerhaus)} \\ \text{Faktor keamanan} & &= 10\% && \\ \text{Tekanan perancangan (P)} & &= 110\% \times 20,7801 \text{ psi} && \\ & &= 22,8581 \text{ psi} && \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_s = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

$$t_s = \frac{22,8581 \times 22,3562}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 22,85808} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,1591 \text{ in}$$

Sehingga digunakan tebal shell standar 3/16 in (Brownell & Young hal: 88)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal shell standar} &= 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} \\
 \text{Outside diameter (OD)} &= \text{ID} + (2 \times \text{ts standar}) \\
 &= 45 \text{ in} + (2 \times 3/16) \text{ in} \\
 &\hspace{15em} (\text{Brownell hal. 88}) \\
 &= 45,087 \text{ in} \\
 &= 1,1452 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD standar} &= 48 \text{ in} = 1,219 \text{ m} \\
 \text{Tebal shell standar} &= 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}
 \end{aligned}$$

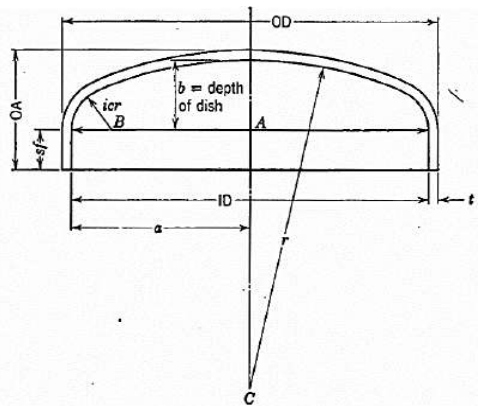
Koreksi ID

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= \text{OD standar} - 2 \times \text{ts standar} \\
 &= 48 \text{ in} - 2 \times 0,1875 \text{ in} \\
 &= 47,625 \text{ in} \\
 &= 1,2097 \text{ m} \\
 &= 3,9688 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

**Menentukan tebal dan tinggi head**

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis *Carbon Steel SA-283 Grade C*

(Brownell & Young, hal: 342)



(Brownel and Young, fig 5.8 hal 87)

Keterangan :

- icr = Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in)
- rc = Jari-jari kelengkungan (in)
- sf = Flange lurus (*straight flange*) (in)
- th = Tebal head (in)
- OA = Tinggi head (in)
- b = *Depth of dish (inside)* (in)
- a = *Inside radius / jari-jari shell* (in)
- ID = *Inside diameter* (in)



**a. Menentukan Ketebalan Torispherical Head**

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C$$

(Persamaan 7.77, Brownell & Young, 1959)

dengan :

th = Tebal *head* (in)

W = Faktor intensifikasi *stress*

f = Allowable *strees* untuk plate steel A-283 Grade C

E = Efisiensi sambungan

C = *Corrosion allowance*

P = Tekanan desain (psi)

Menghitung Faktor Intensifikasi *stress*

dengan OD standar yaitu 48 in maka diperoleh data :

(Brownell & Young, tabel 5.7 halaman 90)

$$rc = 48 \text{ in}$$

$$icr = 3 \text{ in}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} x \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\ &= \frac{1}{4} x \left( 3 + \sqrt{\frac{24}{1.5}} \right) \\ &= 1,7500 \end{aligned}$$

Maka, ketebalan *torispherical head*

$$\begin{aligned} th &= \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C \\ &= \frac{22,8581 \text{ psi} \times 48 \text{ in} \times 1,7500}{2 \times 12650 \text{ psi} \times 0,80 - 0,2 \times 22,8581 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,2199 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka dipakai tebal head (th) standar = 1/4 in = 0,2500 in

**b. Menentukan Tinggi Torispherical Head**

Berdasarkan tebal head standar (1/4 in), maka dipilih straight flange (sf) antara 1,5 hingga 2.5 in. Sehingga

Dipilih sf = 2 in

(Tabel 5.8 hal 93, Brownell and Young)

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{47,625}{2} \text{ in} \\ &= 23,81 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 23,8125 \text{ in} - 3 \text{ in} \\ &= 20,8125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 48 \text{ in} - 3 \text{ in} \\ &= 45 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{24.25^2 - 12.0625^2} \\ &= 39,898 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 48 \text{ in} - 39,898 \text{ in} \\ &= 8,102 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, tinggi head (OA)} &= \text{th standar} + b + sf \\ &= 0,2500 \text{ in} + 8,102 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 10,352 \text{ in} \\ &= 0,2629 \text{ m} \end{aligned}$$

### **Menentukan Panjang Total Tangki**

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= \text{Panjang shell} + (2 \times \text{Tinggi Head}) \\ &= 89 \text{ in} + 2 \times 10,3521 \text{ in} \\ &= 110,13 \text{ in} \\ &= 2,7973 \text{ m} \\ &= 9,1774 \text{ ft} \end{aligned}$$

**KESIMPULAN BOILER  
(BL-01)**

Tugas : Membuat saturated steam dengan suhu 110°C dan tekanan 1.4140 atm untuk memenuhi kebutuhan panas alat proses.

Jenis : Fire-tube boiler

Bahan : Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316

Kondisi Operasi :

1. Suhu = 110 °C

2. Tekanan = 1,414 atm

Dimensi :

1. Diameter = 1,1357 m

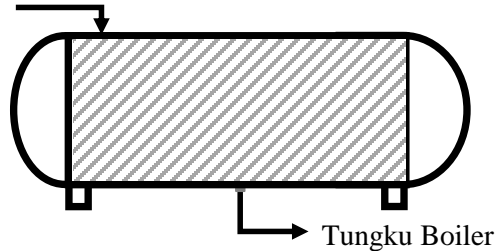
2. Panjang = 2,2714 m

3. Tebal shell = 0,1875 inch

4. Tebal head = 0,2500 inch

5. Jenis head = torispherical flanged and dished head

**TANGKI BAHAN BAKAR BOILER**  
(TU-07)



Tugas : Menyimpan *Fuel Oil* sebagai bahan bakar *boiler* selama 15 hari.  
Tipe alat : Tangki Silinder Horizontal

Data :

Suhu operasi = 30 °C  
Tekanan = 1 atm  
Kecepatan massa bb = 62,021 kg/jam  
Rapat massa = 829,3320 kg/m<sup>3</sup>

1. Menghitung Volume Bahan Bakar :

Volume air dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$V_L = \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal}$

$$\begin{aligned} &= \frac{62,021}{829,3320} \times 360 \text{ jam} \\ &= 26,9225 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Menghitung volume tangki

Dirancang angka keamanan 20%.

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= 120\% \times V_L \\ &= 120\% \times 26,9225 \text{ m}^3 \\ &= 32,3070 \text{ m}^3 = 8534,60476 \text{ Gall} \end{aligned}$$

3. Menentukan ukuran tangki

Rasio panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5.

(Wallas, S.M., 1988, "Chemical Process Equipment Selection and Design", Rule of Thumbs, halaman XVIII, bagian Vessels)

Dirancang rasio = 3

$$L = 3D$$

$$\begin{aligned} V_T &= V_{shell} + 2 \times V_{head} \\ &= \frac{\pi \times D^2 \times L}{4} + \frac{\pi \times D^3}{6} \\ &= \frac{\pi \times D^2 \times 3D}{4} + \frac{\pi \times D^3}{6} \end{aligned}$$

$$D^3 = \sqrt[3]{\frac{12 \times Vt}{\pi \times 11}}$$

$$D = 2,2390 \text{ m} = 88,1491 \text{ in}$$

Panjang Tangki :

$$\begin{aligned} L &= 3 \times D \\ &= 3 \times 2,2390 \\ &= 6,7170 \text{ m} \end{aligned}$$

**Menentukan tebal dinding (shell)**

Bahan konstruksi yang digunakan *Carbon steel SA-283 grade C* (Brownell and Young hal 342)

$$\begin{aligned} f &= \text{Allowable stress} &= 12750 \text{ psi} && \text{(Appendix D, Brownell \& Young)} \\ E &= \text{Efisiensi sambungan} &= 0,8 && \text{(Tabel 13.2 hal: 254, Brownell )} \\ c &= \text{Korosi} &= 0,125 \text{ in} && \text{(Peters \& Timmerhaus)} \\ \text{Faktor keamanan} & &= 10\% && \\ \text{Tekanan perancangan (P)} & &= 110\% \times 14,7 \text{ psi} && \\ & &= 16,17 \text{ psi} && \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C \\ t_s &= \frac{16,17 \times 44,0746}{12750 \times 0,8 - 0,6 \times 16,17} + 0,125 \\ t_s &= 0,19494 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga digunakan tebal shell standar 1/4 in (Brownell & Young hal: 88)

$$\begin{aligned} \text{Tebal shell standar} &= 1/4 \text{ in} = 0,25 \text{ in} \\ \text{Outside diameter (OD)} &= \text{ID} + (2 \times t_s \text{ standar}) \\ &= 88,1 \text{ in} + (2 \times 1/4) \text{ in} && \text{(Brownell hal. 88)} \\ &= 88,6 \text{ in} \\ &= 2,2517 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OD standar} &= 84 \text{ in} = 2,134 \text{ m} \\ \text{Tebal shell standar} &= 1/4 \text{ in} = 0,250 \text{ in} \end{aligned}$$

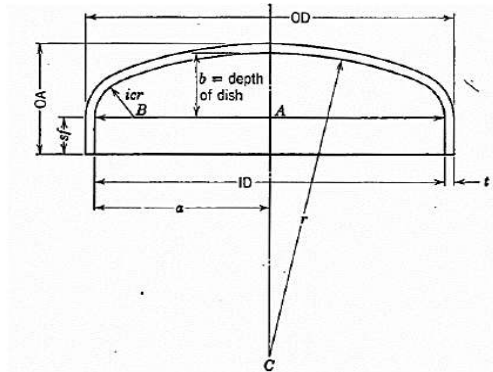
Koreksi ID

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD standar} - 2 \times t_s \text{ standar} \\ &= 84 \text{ in} - 2 \times 0,25 \text{ in} \\ &= 83,5 \text{ in} \\ &= 2,1209 \text{ m} \\ &= 6,9583 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Menentukan tebal dan tinggi head**

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis *Carbon Steel SA-283 Grade C*

(Brownell & Young, hal: 342)



(Brownel and Young, fig 5.8 hal 87)

Keterangan :

- icr = Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in)
- rc = Jari-jari kelengkungan (in)
- sf = Flange lurus (*straight flange*) (in)
- th = Tebal *head* (in)
- OA = Tinggi *head* (in)
- b = *Depth of dish (inside)* (in)
- a = *Inside radius / jari-jari shell* (in)
- ID = *Inside diameter* (in)

**a. Menentukan Ketebalan Torispherical Head**

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C$$

(Persamaan 7.77, Brownell & Young, 1959)

dengan :

- th = Tebal *head* (in)
- W = Faktor intensifikasi *stress*
- f = Allowable *strees* untuk plate steel A-283 Grade C
- E = Efisiensi sambungan
- C = *Corrosion allowance*
- P = Tekanan desain (psi)

Menghitung Faktor Intensifikasi stress

dengan OD standar yaitu 180 in maka diperoleh data :

(Brownell & Young, tabel 5.7 halaman 90)

rc = 84 in

icr = 5,125 in

Sehingga

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

$$= \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{84}{5.125}} \right)$$

$$= 1,7621$$

Maka, ketebalan *torispherical head*

$$\begin{aligned} th &= \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C \\ &= \frac{16,17 \text{ psi} \times 84 \text{ in} \times 1,7621}{2 \times 12650 \text{ psi} \times 0,80 - 0,2 \times 16,17 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,2433 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Maka dipakai tebal head (th) standar} = 1/4 = 0,250$$

**b. Menentukan Tinggi Torispherical Head**

Berdasarkan tebal head standar (3/8 in), maka dipilih straight flange (sf) antara 1,5 hingga 3 in. Sehingga

$$\text{Dipilih sf} = 2 \text{ in}$$

(Tabel 5.8 hal 93, Brownell and Young)

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{83,5 \text{ in}}{2} \\ &= 41,75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 41,75 \text{ in} - 5,125 \text{ in} \\ &= 36,625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 84 \text{ in} - 5,125 \text{ in} \\ &= 78,875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{78,875^2 - 36,6^2} \\ &= 69,86 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 84 \text{ in} - 69,86 \text{ in} \\ &= 14,144 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, tinggi head (OA)} &= th \text{ standar} + b + sf \\ &= 0,2500 \text{ in} + 14,144 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 16,394 \text{ in} \\ &= 0,4164 \text{ m} \end{aligned}$$

**Menentukan Panjang Total Tangki**

$$\begin{aligned} \text{Panjang total tangki} &= \text{Panjang shell} + (2 \times \text{Tinggi Head}) \\ &= 6,72 \text{ m} + 2 \times 0,4164 \text{ in} \\ &= 7,55 \text{ m} \\ &= 297,2 \text{ in} \\ &= 24,8 \text{ ft} \end{aligned}$$



**KESIMPULAN TANGKI BAHAN BAKAR BOILER  
(TU-07)**

Fungsi : Menyimpan Fuel Oil sebagai bahan bakar boiler selama 15 hari.  
Jenis : Tangki Silinder Horizontal

**Kondisi operasi**

P : 1 atm

T : 30 °C

**Dimensi alat**

Volume Tangki : 32,3070 m<sup>3</sup>

Diameter Tangki : 2,1336 m

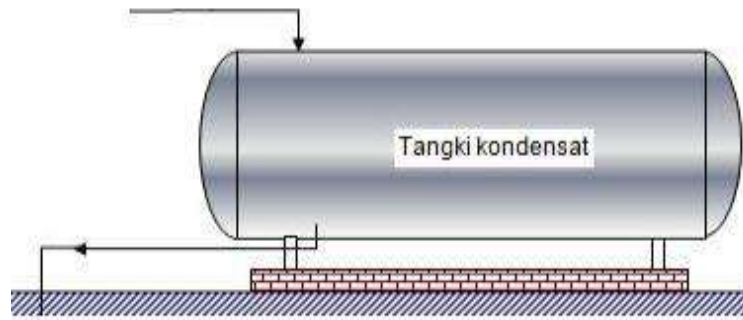
Panjang Tangki : 7,5498 m

Tebal dinding tangki : 0,2500 in

Tebal dinding head : 0,2500 in

**TANGKI KONDENSAT  
(TU-08)**

- Tugas : Menyimpan air yang berasal dari steam yang terkondensasi dari unit pemanas selama 8 jam  
Jenis : Tangki Silinder Horizontal



Jumlah : 1 Unit

Data :

Suhu operasi	=	100	°C
Tekanan	=	1	atm
Kecepatan massa air	=	906,4	kg/jam
Rapat massa	=	955,6107	kg/m <sup>3</sup>

Didalam tangki umpan boiler berfungsi untuk menampung air yang sudah dihilangkan kadar mineral dan gas-gas terlarut.

**1. Menghitung Volume Air :**

Volume air dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$\begin{aligned}V_L &= \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal} \\ &= \frac{906,4}{955,6107} \times 8 \text{ jam} \\ &= 7,5880 \text{ m}^3\end{aligned}$$

**2. Menghitung volume tangki**

Dirancang angka keamanan 20%.

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki, } V_t &= 120\% \times V_l \\ &= 120\% \times 7,5880 \\ &= 9,106 \text{ m}^3 = 2405,439 \text{ gallon}\end{aligned}$$

**3. Menentukan ukuran tangki**

Rasio panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5.

(Wallas, S.M.,1988,"*Chemical Process Equipment Selection and Design*", Rule of Thumbs,halaman XVIII,bagian Vessels)

Dirancang rasio = 3

$$L = 3D$$

tutup berbentuk *Elliptical Dished Head* 2 : 1

$$V_T = V_{shell} + 2 \times V_{head}$$

$$= \frac{\pi \times D^2 \times L}{4} + 2 \frac{\pi \times D^3}{24}$$

$$= \frac{\pi \times D^2 \times 3D}{4} + 2 \frac{\pi \times D^3}{24}$$

$$D^3 = \frac{V}{\left(\frac{3\pi}{4}\right) + \left(\frac{\pi}{12}\right)}$$

$$D = 1,515 \text{ m} = 59,6604 \text{ in}$$

Panjang Tangki :

$$L = 3 \times D$$

$$= 3 \times 1,5154 \text{ m}$$

$$= 4,546 \text{ m}$$

### Menentukan tebal dinding tangki

Digunakan *Carbon Steel Type SA-283 Grade C* (Brownell & Young, 1959 hal: 342).

f = Allowable stress	:	12750	psi	(Appendix D, Brownell & Young)
E = Efisiensi sambungan	:	0,8		(Tabel 13.2 hal: 254, Brownell)
c = Korosi	:	0,125	in	(Peters & Timmerhaus)
Faktor keamanan	:	20%		
Tekanan perancangan (P)	:	110%	x	14,7 psi
	:	16,17	psi	

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{shell} = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

$$t_{shell} = \frac{16,17 \times 29,8302}{12750 \times 0,8 - 0,6 \times 16,17} + 0,125$$

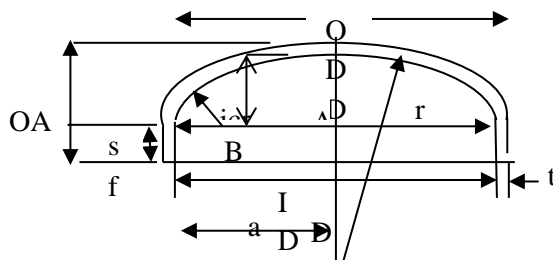
$$t_{shell} = 0,1723 \text{ in}$$

Sehingga digunakan tebal shell stanc 0,1875 in

(Brownell & Young hal: 88)

### Menentukan head

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis carbon steel SA-283 grade C (Brownell & Young, hal: 342)



$$D = \frac{V}{C}$$

Keterangan:

icr : Inside-corner radius                      OD : Outside diameter  
 sf : Straight flange                              b : Depth of dish (inside)  
 r : Radius of dish                                 a : Inside radius

IDs : Diameter dalam shell = 1,515 m = 59,6604 in  
 a :  $\frac{Ids}{2} = \frac{59,6604}{2} = 29,8302$  in  
 f : Allowable stress = 12650 psi (Appendix D, Brownell & Young)  
 E : Efisiensi sambungan = 0,8 (Tabel 13.2 hal: 254, Brownell )  
 c : Korosi = 0,125 in (Peters & Timmerhaus)  
 Faktor keamanan = 20%  
 Tekanan perancangan (P) = 110% x 14,7 psi  
 = 16,17 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + C$$

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times 16,17 \times 29,8302}{12650 \times 0,8 - 0,1 \times 16,17} + 0,125$$

$$t_{\text{head}} = 0,1672 \text{ in}$$

Sehingga digunakan tebal head standar 0,1875 in  
 (Brownell & Young hal: 88)

Menentukan tinggi head

$$OD = ID + 2 \cdot t_{\text{head}}$$

$$= 60,0354 \text{ in} = 1,5249 \text{ m}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar 66 in dengan

$$rc = 66$$

$$icr = 4$$

$$ID = 65,625 \text{ in}$$

$$a = 0,5 D = 32,8125 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 32,8125 - 4$$

$$= 28,8125 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 66 - 4$$

$$= 62 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$= 11,10155 \text{ in}$$

## *Lampiran Perhitungan Utilitas Tangki Kondensat*

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh  
sf = 2 in (1,5 – 2 in)

$$\begin{aligned}\text{Tinggi head} &= th + b + sf \\ &= 0,25 + 11,1015 + 2 \\ &= 13,3515 \text{ in} \\ &= 0,3391 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Ltotal} &= L + 2.\text{tinggi head} \\ &= 4,5461 + 0,6783 \text{ m} \\ &= 5,2244 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi Cairan} &= \left( \frac{4 \times 7,5880 \text{ m}^3}{3 \times 3,14} \right)^{1/3} \\ &= 1,4770 \text{ m}\end{aligned}$$

**KESIMPULAN TANGKI KONDENSAT  
(TU-08)**

Tugas : Menampung kondensat yang berasal dari steam yang terkondensasi dari alat pemanas selama 8 jam  
Jenis : Tangki silinder horizontal

**Kondisi operasi**

P : 1 atm

T : 100 °C

**Dimensi alat**

Volume Tangki : 9,106 m<sup>3</sup>  
Diameter Tangki : 1,5249 m  
Panjang Tangki : 4,5461 m  
Tebal dinding tangki : 0,1875 in  
Tebal dinding head : 0,1875 in

**BLOWER UTILITAS  
(BLU-01)**

Tugas = Mengalirkan udara ke dalam Boiler (BL-01).  
 Jenis = Centrifugal Blower



Figure 12-48B. Single-stage blower with automatically controlled inlet vanes. (Used by permission: A C Compressor Corporation.)

(Ludwig, hal 466)

Kondisi operasi  
 Tekanan masuk = 1 atm  
 Tekanan keluar = 1,1 atm  
 Suhu masuk = 30 °C

**1. Menghitung kebutuhan udara**

Udara yang diperlukan 25% berlebih (setara dengan 17,44 lb<sub>udara</sub>/lb<sub>FO</sub>)

Laju fuel oil = 136,73 lb/jam  
 Laju udara = Laju fuel oil x rasio udara  
 = 136,73 lb/jam x 17,44 lb<sub>udara</sub>/lb<sub>FO</sub>  
 = 2384,6353 lb/jam  
 = 1081,6524 kg/jam

$$n_{\text{udara}} = \frac{m_{\text{udara}}}{\text{BM}}$$

$$= \frac{1081,6524 \text{ kg/jam}}{28,8 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 37,5574 \text{ kmol/jam}$$

**2. Menentukan Kapasitas Blower**

Laju alir massa udara = 1081,652 kg/jam  
 = 2384,635 lb/jam

Densitas udara pada suhu 30°C

Komponen	xi	ρ (kg/m <sup>3</sup> )	ρ.xi (kg/m <sup>3</sup> )
O <sub>2</sub>	0,21	1,27	0,2667
N <sub>2</sub>	0,79	1,115	0,88085
Jumlah	1		1,14755

$$\begin{aligned}
 \text{Volume udara} &= \frac{\text{massa udara}}{\rho \text{ udara}} \\
 &= \frac{1081,6524 \text{ kg/jam}}{1,1476 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 942,5754 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Dengan mengambil faktor *safety* 20%, maka

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas Blower} &= 1.2 \times \text{Volume Udara} \\
 &= 1,2 \times 942,5754 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 1131,0904 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 39944,0817 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 665,7347 \text{ ft}^3/\text{menit}
 \end{aligned}$$

### 3. Menentukan Effisiensi Blower

Berdasarkan Ludwig, Fig 12-63 hal 12-63, nilai k untuk udara sebesar

$$k = \frac{C_p}{C_v} = 1,406$$

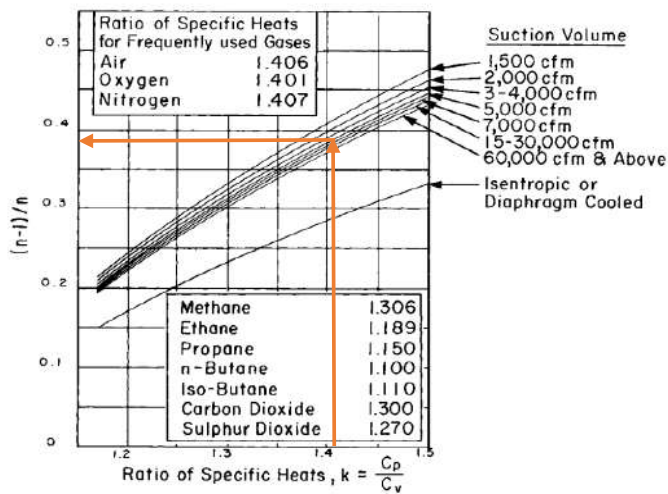


Figure 12-63. Ratio of specific heats  $(n - 1)/n$ . (Used by permission: Dresser-Rand Company.)

(Ludwig, Fig 12-63 hal 486)

$$\text{Sehingga didapatkan } \frac{(n-1)}{n} = 0,38$$

$$\begin{aligned}
 \eta &= \frac{(k-1)/k}{(n-1)/n} \\
 &= \frac{0,28876}{0,38} \\
 &= 0,8
 \end{aligned}$$



4. Menentukan Suhu Keluaran Blower

$$\frac{T_b}{T_a} = \left(\frac{P_b}{P_a}\right)^{1-1/\gamma} \tag{8.22}$$

where  $T_a, T_b$  = inlet and outlet absolute temperatures, respectively  
 $P_a, P_b$  = corresponding inlet and outlet pressures

(Mc Cabe, hal 206)

$$P_b = 1,1 \text{ atm} = 16,1655 \text{ lbf/in}^2 \quad (\text{asumsi } \Delta P = 0.1)$$

$$P_a = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ lbf/in}^2$$

$$\frac{T_b}{T_a} = \frac{P_b}{P_a}^{1-1/\gamma}$$

$$\frac{T_b}{30} = \frac{16,1655}{14,6959}^{1-1/1.4}$$

$$T_b = 30,8282 \text{ } ^\circ\text{C} = 547,1607 \text{ } ^\circ\text{R}$$

$$T_a = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 545,6700 \text{ } ^\circ\text{R}$$

4. Menentukan Daya Blower

Blower dengan keadaan adiabatic :

$$P_B = \frac{0.0643 T_a \gamma q_0}{520(\gamma - 1)\eta} \left[ \left(\frac{P_b}{P_a}\right)^{1-1/\gamma} - 1 \right] \tag{8.29}$$

where  $P_B$  = brake horsepower  
 $q_0$  = volume of gas compressed, std ft<sup>3</sup>/min  
 $T_a$  = inlet temperature, °R

(Mc Cabe Smith hal 210)

$$P_B = \text{Power (Hp)}$$

$$P_a = \text{Tekanan masuk (atm)} = 1 \text{ atm}$$

$$P_b = \text{Tekanan keluar (atm)} = 1,1 \text{ atm}$$

$$T_a = \text{Suhu Masuk} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 545,67 \text{ } ^\circ\text{R}$$

$$q_0 = \text{Volume Gas masuk} = 665,7347 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$\eta = \text{Efisiensi} = 0,8$$

$$P_B = \frac{0,0643 T_a \gamma q_0}{520 (\gamma - 1) \eta} \left[ \left(\frac{P_b}{P_a}\right)^{1-1/\gamma} - 1 \right]$$

$$= \frac{0,064 \times 545,67 \times 1,4 \times 665,7347}{520 (1,4 - 1) 0,8} \left[ \left(\frac{16,1655}{14,6959}\right)^{1-1/1,4} - 1 \right]$$

$$= 5,7115$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Sehingga dipilih Hp standar = 7,5 Hp

**KESIMPULAN BLOWER UTILITAS  
(BLU-01)**

Fungsi = Mengalirkan udara ke dalam Boiler (BU-01).  
Jenis = Centrifugal Blower

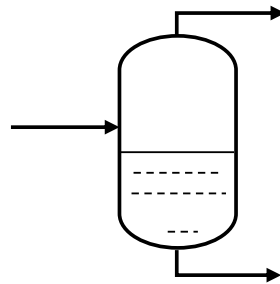
**Kondisi Operasi :**

Tekanan masuk = 1 atm  
Tekanan Keluar = 1,1 atm  
Suhu masuk = 30 °C  
Suhu keluar = 30,8282 °C

**Spesifikasi Alat :**

Kapasitas Umpan = 665,7347 ft<sup>3</sup>/menit  
Efisiensi = 0,8  
Daya = 7,5 Hp  
Jumlah = 1 Unit

**FLASH TANK  
(FTU-01)**



Tugas : Menguapkan kembali air yang berasal dari unit pemanas  
 Jenis : Tangki silinder vertikal

Data :

Kecepatan massa = 923,7 Kg/jam = 2036,388 lb/jam  
 Suhu Masuk,  $T_o$  = 110 °C = 230 °F  
 Tekanan, P = 1,4140 atm

Dari Steam Tabel :

$h_f = 461,42$  kJ/Kg  
 Tekanan diturunkan menjadi = 1 atm  
 $T = 100$  °C = 373,15 K  
 $h_f = 419,17$  kJ/Kg  
 $h_v = 2675,6$  kJ/Kg

(Nist steam table, 2016)

$$F = V + L$$

$$mf \cdot H_f = mv \cdot H_v + ml \cdot H_l$$

$$923,69 \times 461,42 = (923,69 - L) \cdot 2675,6 + 419,17 L$$

$$L = 906,39 \text{ Kg/jam}$$

$$V = 17,30 \text{ Kg/jam}$$

**Menentukan Dimensi Tangki**

$$\text{Densitas fase cair} = 963,0125 \text{ Kg/m}^3 \text{ (100 °C)}$$

$$\text{Volume} = \frac{906,39 \text{ Kg/jam}}{963,0125 \text{ Kg/m}^3} = 0,941 \text{ m}^3$$

$$\text{Overdesign Tangki} = 20\%$$

$$\begin{aligned} V_{\text{tangki}} &= 120\% \times V \\ &= 120\% \times 0,941 \text{ m}^3 \\ &= 1,129 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Diambil } D : H = 1 : 2$$

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell-Young halaman 88 diperoleh :

$$V_{\text{torispherical}} (V_h) = 0,000049 \text{ ID}^3 \text{ (d dalam in)}$$

maka dapat dicari nilai D dan H :

$$\begin{aligned} \text{dengan : } V_s \text{ (Volume shell)} &= (\pi/4) \times \text{ID}^2 \times H \\ V_h \text{ (Volume Head)} &= 0.000049 \times \text{ID}^3 \end{aligned}$$

$$V\text{-FTU} = V_s + (2 \times V_h) \quad (\text{Brownell-Young halaman 88})$$

$$V\text{-FTU} = V_s + 2V_h$$

$$V\text{-FTU} = ((\pi / 4) \times ID^2 \times H) + (2 \times 0.000049 \times ID^3)$$

$$1,1294 \text{ m}^3 = ((3.14 / 4) \times 1D^2 \times 2 D) + (2 \times 0.000049 \times D^3)$$

$$68923,21883 \text{ in}^3 = ((3.14 / 4) \times 2 ID^3) + (2 \times 0.000049 \times D^3)$$

$$68923,21883 \text{ in}^3 = 1,570000 \text{ ID}^3 + 0,000098 \text{ ID}^3$$

$$68923,21883 \text{ in}^3 = 1,570098 \text{ ID}^3$$

$$ID^3 = \frac{68923,2188 \text{ in}^3}{1,5701}$$

$$ID^3 = 43897,3993 \text{ in}^3$$

$$ID = 35,2760 \text{ in}$$

Konversi inch ke meter

$$ID = 35,2760 \text{ in}$$

$$= 0,8960 \text{ m}$$

Maka, tinggi shell (Hs)

$$H_s = 2 \times ID$$

$$= 1,7920 \text{ m}$$

$$= 70,5520 \text{ in}$$

#### Menentukan tebal dinding (shell)

Bahan konstruksi yang digunakan *Carbon steel SA-283 grade C* (Brownell and Young hal 342)

$$f = \text{Allowable stress} = 12750 \text{ psi (Appendix D, Brownell \& Young)}$$

$$E = \text{Efisiensi sambungan} = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2 hal: 254, Brownell})$$

$$c = \text{Korosi} = 0,125 \text{ in (Peters \& Timmerhaus)}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10\%$$

$$\text{Tekanan perancangan (P)} = 110\% \times 14,7 \text{ psi}$$

$$= 16,17 \text{ psi}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_s = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

$$t_s = \frac{16,17 \times 17,638}{12750 \times 0,8 - 0,6 \times 16,17} + 0,125$$

$$t_s = 0,1530 \text{ in}$$

Sehingga digunakan tebal shell standar 0,1875 in

(Brownell & Young hal: 88)

$$\text{Tebal shell standar} = 3/16 \text{ in} = 0,188 \text{ in}$$

$$\text{Outside diameter (OD)} = ID + (2 \times t_s \text{ standar})$$

$$= 35,28 \text{ in} + (2 \times 3/16) \text{ in}$$

(Brownell hal. 88)

$$= 35,65 \text{ in}$$

$$= 0,9055 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{OD standar} &= 36 \text{ in} = 0,914 \text{ m} \\ \text{Tebal shell standar} &= 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} \end{aligned}$$

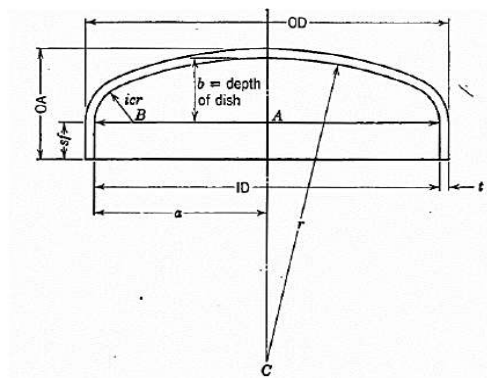
Koreksi ID

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD standar} - 2 \times \text{ts standar} \\ &= 36 \text{ in} - 2 \times 0,1875 \text{ in} \\ &= 35,625 \text{ in} \\ &= 0,9049 \text{ m} \\ &= 2,9688 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Menentukan tebal dan tinggi head

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis *Carbon Steel SA-283 Grade C*

(Brownell & Young, hal: 342)



(Brownel and Young, fig 5.8 hal 87)

Keterangan :

- icr = Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in)
- rc = Jari-jari kelengkungan (in)
- sf = Flange lurus (*straight flange*) (in)
- th = Tebal head (in)
- OA = Tinggi head (in)
- b = Depth of dish (*inside*) (in)
- a = Inside radius / jari-jari shell (in)
- ID = Inside diameter (in)

#### a. Menentukan Ketebalan Torispherical Head

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C$$

(Persamaan 7.77, Brownell & Young, 1959)

dengan :

- th = Tebal head (in)
- W = Faktor intensifikasi stress
- f = Allowable stress untuk plate steel A-283 Grade C
- E = Efisiensi sambungan
- C = Corrosion allowance
- P = Tekanan desain (psi)

Menghitung Faktor Intensifikasi stress

dengan OD standar yaitu 102 in maka diperoleh data :

(Brownell & Young, tabel 5.7 halaman 90)

$$rc = 36 \text{ in}$$

$$icr = 2,25 \text{ in}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} x \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\ &= \frac{1}{4} x \left( 3 + \sqrt{\frac{36}{2,25}} \right) \\ &= 1,7500 \end{aligned}$$

Maka, ketebalan *torispherical head*

$$\begin{aligned} th &= \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C \\ &= \frac{16,17 \text{ psi} \times 36 \text{ in} \times 1,7500}{2 \times 12650 \text{ psi} \times 0,80 - 0,2 \times 16,17 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1753 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka dipakai tebal head (th) standar = 3/16 = 0,1875 in

#### b. Menentukan Tinggi Torispherical Head

Berdasarkan tebal head standar (3/16 in), maka dipilih straight flange (sf) antara 1,5 hingga 3 in. Sehingga

Dipilih sf = 2 in

(Tabel 5.8 hal 93, Brownell and Young)

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{35,625}{2} \text{ in} \\ &= 17,81 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 17,8125 \text{ in} - 2,25 \text{ in} \\ &= 15,5625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 36 \text{ in} - 2,25 \text{ in} \\ &= 33,75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{33,75^2 - 15,5625^2} \\ &= 29,948 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 36 \text{ in} - 29,948 \text{ in} \end{aligned}$$

$$= 6,052 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, tinggi head (OA)} &= \text{th standar} + b + sf \\ &= 0,1875 \text{ in} + 6,052 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 8,302 \text{ in} \\ &= 0,2109 \text{ m} \end{aligned}$$

**Menentukan Tinggi Total Tangki**

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= \text{Tinggi shell} + (2x \text{ Tinggi Head}) \\ &= 2 \text{ in} + 2 \times 8,3022 \text{ in} \\ &= 18,40 \text{ in} \\ &= 0,4673 \text{ m} \\ &= 1,5330 \text{ ft} \end{aligned}$$

**KESIMPULAN FLASH TANK  
(FTU-01)**

**Tugas** : Menguapkan kembali air yang berasal dari unit pemanas  
**Jenis** : Tangki silinder vertikal

Kondisi Operasi

Suhu = 30 °C = 303 K  
Tekanan = 1 atm

Ukuran tangki :

Diameter : 0,9144 m  
Tinggi : 0,4673 m  
Volume cairan : 0,941 m<sup>3</sup>  
Volume tangki : 1,129 m<sup>3</sup>

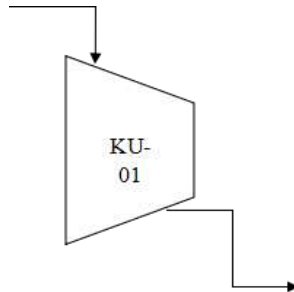
Pemilihan Bahan Kontruksi :

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*  
Jumlah : 1 unit



**KOMPRESOR UDARA  
(KU-01)**

Tugas = Menaikkan tekanan 1 atm menjadi 4 atm.  
 Jenis = Kompresor sentrifugal



Kebutuhan udara tekan = 61,20 m<sup>3</sup>/jam  
 = 36,022 ft<sup>3</sup>/menit  
 ρ udara pada 30 °C = 1,1476 kg/m<sup>3</sup>  
 Kapasitas kompresor = 61,2 m<sup>3</sup>/jam x 1,1476 kg/m<sup>3</sup>  
 = 70,2301 kg/jam  
 = 70,2301 kg/jam x 0,0367  $\frac{\text{lb/menit}}{\text{kg/jam}}$   
 = 2,5803 lb/menit

Data termodinamika :

BM udara = 28,8 kg/kmol  
 k = 1,4060  
 Re (*Compression ratio*) = 5  
 (Ratio 1.05-7, Ludwig. Vol.3 3rd Edition, Page 412)  
 Tekanan masuk (P<sub>1</sub>) = 1 atm  
 Tekanan keluar (P<sub>2</sub>) = 4 atm  
 Suhu masuk (T<sub>1</sub>) = 30 °C  
 = 303,15 K

**Suhu keluar kompresor (T<sub>2</sub>)**

$$T_2/T_1 = (P_2/P_1)^{(k-1)/k}$$

(Ludwig. Vol.3 3rd Edition, Page 429)

$$T_2 = T_1 \times \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{(k-1)/k}$$

T<sub>2</sub> = 452,39 K  
 = 179,39 °C

**Menghitung power kompresor (W)**

Power kompresor dapat dihitung menggunakan rumus sebagai berikut :

$$Power = \frac{n R T_1 \gamma}{\gamma - 1} \left[ \frac{P_2^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}}{P_1} - 1 \right]$$

(pers. 3.31, Sinnott, 2005)

Dengan hubungan :

- n = kecepatan mol (kmol)
- R = 0,08205 m<sup>3</sup> atm/kmol K
- T = suhu masuk kompresor (K)
- P<sub>2</sub> = tekanan keluar kompresor (bar)
- P<sub>1</sub> = tekanan masuk kompresor (bar)
- γ = weight density = 1,4

menghitung kecepatan mol, n :

$$P V = n R T$$

$$n = \frac{61,2 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ atm}}{0,082 \text{ m}^3 \cdot \text{atm}/\text{kmol} \cdot \text{K} \times 303,15 \text{ K}}$$

$$n = 2,4620 \text{ kmol}/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{kapasitas kompresor} &= n \times \text{BM udara} \\ &= 2,4620 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 29 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \\ &= 70,9043 \text{ kg}/\text{jam} \end{aligned}$$

**Daya Penggerak**

$$W = \left( \frac{k}{k-1} \right) z_1 R T_1 \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]$$

$$\begin{aligned} W &= \frac{1,1417}{1,1417-1} \times \frac{2,462 \text{ kmol}}{\text{jam}} \times \frac{8,3 \text{ kJ}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \times 303 \text{ K} \times \left( \frac{4,00}{1} \right)^{\frac{1,1417-1}{1,1417}} - 1 \\ &= 10573,2909 \text{ kJ}/\text{jam} \\ &= 2,9370 \text{ kJ/s} \\ &= 2,9370 \text{ kW} \end{aligned}$$

**Motor Penggerak**

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= 2,9370 \text{ kW} \times 1,3 \frac{\text{Hp}}{\text{kW}} \\ &= 3,9386 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari Tabel 3.1, Sinnott, 2006, halaman 111

Size (kWatt)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
> 4000	97

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi} &= 80\% \\ \text{Daya} &= \frac{3,939 \text{ Hp}}{80\%} \\ &= 4,923 \end{aligned}$$

Digunakan motor pengaduk standar, diperoleh dari Ludwig, 2001 edisi 3, hal 628

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> 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.

sehingga dipilih motor pengaduk standar = 5 Hp

**KESIMPULAN KOMPRESOR UDARA  
(KU-01)**

Tugas : Menaikkan tekanan 1 atm menjadi 4 atm.

Jenis : Kompresor sentrifugal

**Kondisi operasi :**

Tekanan Masuk (P1) = 1 atm

Tekanan Keluar (P2) = 4 atm

Suhu Masuk (T1) = 30 °C

Suhu Keluar (T2) = 179,387 °C

Kapasitas Kompresor = 70,230 Kg/jam

Daya Motor = 5,0 HP

**GENERATOR  
(GE-01)**

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

Jenis : Mesin Diesel

**Spesifikasi Generator**

Daya yang dibutuhkan = 250,0 kW

Tenaga yang harus disediakan :

Efisiensi generator = 80%

Daya yang tersedia =  $\frac{250,0 \text{ kW}}{80\%}$

= 312,5 kW

Digunakan generator listrik sesuai standar dengan kapasitas = 400 kW

= 1364856,8 BTU/jam

**Bahan bakar**

Spesifikasi bahan bakar diesel :

°API = 41,5 (Table 24-6, Perry 8<sup>th</sup> Ed, 2008)

Heating value = 125000 BTU/gal

Densitas = 0,8293 kg/L

Efisiensi pembakaran = 80%

Dari data Statistika PLN 2021, pemadaman listrik terjadi 3.35 jam per tahun

Daya yang dibutuhkan = 1364856,8 BTU/jam x 3,35  $\frac{\text{jam}}{\text{tahun}}$

= 4572270,28 BTU/tahun

Kebutuhan bahan bakar =  $\frac{\text{Daya yang dibangkitkan}}{\text{Efisiensi x Heating value}}$

=  $\frac{4572270,28 \text{ BTU/tahun}}{80\% \times 125000 \text{ BTU/gall}}$

= 45,723 gall/tahun

= 0,1733 m<sup>3</sup>/tahun

= 173,289 L/tahun

**KESIMPULAN GENERATOR  
(GE-01)**

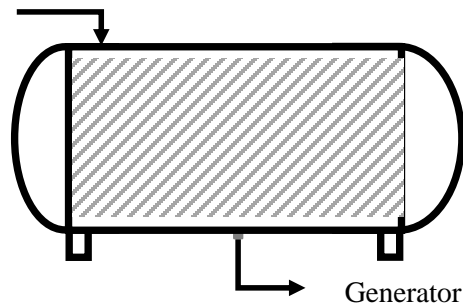
Tugas : Membangkitkan listrik sebagai cadangan keperluan proses, utilitas, dan umum.

Jenis : Mesin Diesel

Kondisi Operasi :

1. Daya = 4572270,28 BTU/tahun
2. Jenis bahan bakar = Solar
3. Kebutuhan bahan bakar = 173 L/tahun

**TANGKI BAHAN BAKAR GENERATOR  
(TU-11)**



Tugas : Menyimpan solar sebagai bahan bakar generator selama 30 hari.

Tipe alat : Tangki Silinder Horizontal

Data :

Suhu operasi	=	30	°C
Tekanan	=	1	atm
Kecepatan volume	=	0,173	m <sup>3</sup> /tahun
Waktu tinggal	=	1	bulan

**1. Menghitung Volume Bahan Bakar**

$$\begin{aligned}
 V_L &= \text{Kecepatan Volume} \times \text{Waktu Tinggal} \\
 &= 0,173 \text{ m}^3/\text{tahun} \times \frac{1 \text{ tahun} \times 1 \text{ bulan}}{12 \text{ bulan}} \\
 &= 0,0144 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

**2. Menghitung volume tangki**

Dirancang angka keamanan desain 20%.

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki, } V_t &= 120\% \times V_L \\
 &= 120\% \times 0,0144 \text{ m}^3 \\
 &= 0,0173 \text{ m}^3 = 4,5778 \text{ gallon}
 \end{aligned}$$

**3. Menentukan ukuran tangki**

Rasio panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5.

(Wallas, S.M.,1988,"*Chemical Process Equipment Selection and Design*", Rule of Thumbs,halaman XVIII,bagian Vessels)

Dirancang rasio = 3

$$L = 3D$$

tutup berbentuk *Torispherical Dished Head*

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell-Young halaman 88 diperoleh :

$$V_{\text{torispherical}} (V_h) = 0,000049 \text{ ID}^3 \text{ (d dalam in)}$$

maka dapat dicari nilai D dan H :

$$\begin{aligned}
 \text{dengan : } V_s \text{ (Volume shell)} &= (\pi/4) \times \text{ID}^2 \times H \\
 V_h \text{ (Volume Head)} &= 0,000049 \times \text{ID}^3 \\
 V_{\text{tangki}} &= V_s + (2 \times V_h)
 \end{aligned}$$

(Brownell-Young halaman 88)

$$V_{\text{tangki}} = V_s + 2V_h$$

$$V_{\text{tangki}} = ((\pi / 4) \times \text{ID}^2 \times H) + (2 \times 0,000049 \times \text{ID}^3)$$

## Lampiran Perhitungan Utilitas Tangki Bahan Bakar Generator

$$\begin{aligned}0,0173 \text{ m}^3 &= ((3.14 / 4) \times 1D^2 \times 3 D) + (2 \times 0.000049 \times D^3) \\1057,474625 \text{ in}^3 &= ((3.14 / 4) \times 3 ID^3) + (2 \times 0.000049 \times D^3) \\1057,474625 \text{ in}^3 &= 2,3550 ID^3 + 0,000098 ID^3 \\1057,474625 \text{ in}^3 &= 2,3551 ID^3 \\ID^3 &= \frac{1057,4746 \text{ in}^3}{2,3551} \\ID^3 &= 449,0151 \text{ in}^3 \\ID &= 7,6575 \text{ in} \\ \text{Konversi inch ke meter} \\ID &= 7,6575 \text{ in} \\ &= 0,1945 \text{ m}\end{aligned}$$

Maka, tinggi shell (Hs)

$$\begin{aligned}H_s &= 3 \times ID \\ &= 0,5835 \text{ m} \\ &= 22,9725 \text{ in}\end{aligned}$$

### Menentukan tebal dinding (shell)

Bahan konstruksi yang digunakan *Carbon steel SA-283 grade C* (Brownell and Young hal 342)

$$\begin{aligned}f &= \text{Allowable stress} &= 12750 \text{ psi} & \text{(Appendix D, Brownell \& Young)} \\E &= \text{Efisiensi sambungan} &= 0,8 & \text{(Tabel 13.2 hal: 254, Brownell )} \\c &= \text{Korosi} &= 0,125 \text{ in} & \text{(Peters \& Timmerhaus)} \\ \text{Faktor keamanan} & &= 10\% & \\ \text{Tekanan perancangan (P)} & &= 110\% \times 14,7 \text{ psi} & \\ & &= 16,17 \text{ psi} & \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$\begin{aligned}t_s &= \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C \\t_s &= \frac{16,17 \times 3,829}{12750 \times 0,8 - 0,6 \times 16,17} + 0,125 \\t_s &= 0,1311 \text{ in}\end{aligned}$$

Sehingga digunakan tebal shell standar 3/16 in (Brownell & Young hal: 88)

$$\begin{aligned} \text{Tebal shell standar} &= 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} \\ \text{Outside diameter (OD)} &= ID + (2 \times t_s \text{ standar}) \\ &= 7,66 \text{ in} + (2 \times 3/16) \text{ in} \\ & \hspace{15em} \text{(Brownell hal. 88)} \\ &= 8,03 \text{ in} \\ &= 0,2040 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OD standar} &= 12 \text{ in} = 0,305 \text{ m} \\ \text{Tebal shell standar} &= 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}\end{aligned}$$



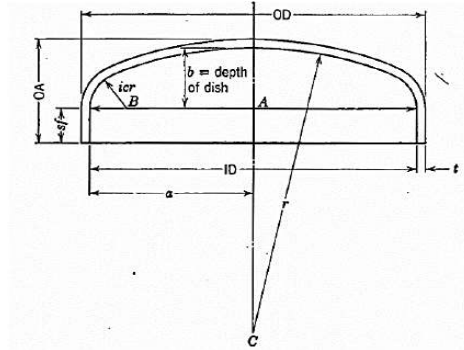
Koreksi ID

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= \text{OD standar} - 2 \times \text{ts standar} \\
 &= 12 \text{ in} - 2 \times 0,1875 \text{ in} \\
 &= 11,625 \text{ in} \\
 &= 0,2953 \text{ m} \\
 &= 0,9688 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

**Menentukan tebal dan tinggi head**

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis *Carbon Steel SA-283 Grade C*

(Brownell & Young, hal: 342)



(Brownel and Young, fig 5.8 hal 87)

Keterangan :

- icr = Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in)
- rc = Jari-jari kelengkungan (in)
- sf = Flange lurus (*straight flange*) (in)
- th = Tebal *head* (in)
- OA = Tinggi *head* (in)
- b = *Depth of dish* (*inside*) (in)
- a = *Inside radius* / jari-jari *shell* (in)
- ID = *Inside diameter* (in)

**a. Menentukan Ketebalan Torispherical Head**

$$\text{th} = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C$$

(Persamaan 7.77, Brownell & Young, 1959)

dengan :

- th = Tebal *head* (in)
- W = Faktor intensifikasi *stress*
- f = Allowable *strees* untuk plate steel A-283 Grade C
- E = Efisiensi sambungan
- C = *Corrosion allowance*
- P = Tekanan desain (psi)

Menghitung Faktor Intensifikasi stress

Dengan OD standar yaitu 12 in maka diperoleh data :

(Brownell & Young, tabel 5.7 halaman 90)

$$\begin{aligned}
 \text{rc} &= 12 \text{ in} \\
 \text{icr} &= 0,25 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Sehingga

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} x \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\
 &= \frac{1}{4} x \left( 3 + \sqrt{\frac{34}{2.125}} \right) \\
 &= 2,4821
 \end{aligned}$$

Maka, ketebalan *torispherical head*

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C \\
 &= \frac{16,17 \text{ psi} \times 12 \text{ in} \times 2,4821}{2 \times 12650 \text{ psi} \times 0,80 - 0,2 \times 16,17 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,1488 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka dipakai tebal head (th) standar = 3/16 = 0,1875 in

**b. Menentukan Tinggi Torispherical Head**

Berdasarkan tebal head standar (3/16 in), maka dipilih straight flange (sf) antara 1,5 hingga 2 in. Sehingga

Dipilih sf = 2 in

(Tabel 5.8 hal 93, Brownell and Young)

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{ID}{2} \\
 &= \frac{11,63 \text{ in}}{2} \\
 &= 5,81 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= a - icr \\
 &= 5,813 \text{ in} - 0,25 \text{ in} \\
 &= 5,563 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= rc - icr \\
 &= 12 \text{ in} - 0,25 \text{ in} \\
 &= 11,75 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= \sqrt{31,88^2 - 14,7^2} \\
 &= 10,350 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= rc - AC \\
 &= 12 \text{ in} - 10,350 \text{ in} \\
 &= 1,650 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, tinggi head (OA)} &= th \text{ standar} + b + sf \\
 &= 0,1875 \text{ in} + 1,650 \text{ in} + 2 \text{ in} \\
 &= 3,900 \text{ in} \\
 &= 0,0991 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**Menentukan Panjang Total Tangki**

$$\begin{aligned} \text{Panjang total tangki} &= \text{Panjang shell} + (2 \times \text{Tinggi Head}) \\ &= 1 \text{ m} + 2 \times 0,0991 \text{ m} \\ &= 0,78 \text{ m} \\ &= 30,8 \text{ in} \\ &= 2,6 \text{ ft} \end{aligned}$$

**KESIMPULAN TANGKI BAHAN BAKAR GENERATOR  
(TU-11)**

Tugas : Menyimpan solar sebagai bahan bakar generator selama 30 hari.  
Tipe alat : Tangki silinder horizontal

**Kondisi operasi**

Tekanan (P) = 1 atm

Suhu (T) = 30 °C

**Dimensi alat**

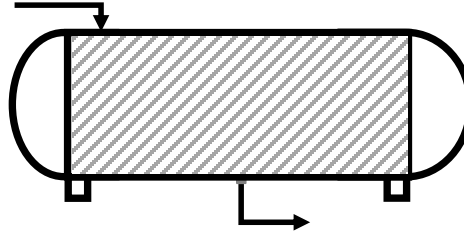
Volume Tangki = 0,0173 m<sup>3</sup>

Diameter Tangki = 0,3048 m

Panjang Tangki = 0,7816 m

**TANGKI UDARA TEKAN  
(TU-10)**

Tugas = Menampung udara tekan  
Jenis = Tangki Silinder Horizontal



Data :

Suhu = 452,4 K = 179,2 °C  
Tekanan = 4 atm = 58,78 psi  
Waktu Tinggal = 10 menit

**A. Menghitung Ukuran Tangki**

Kecepatan udara masuk = 61,2 m<sup>3</sup>/jam = ##### m<sup>3</sup>/tahun  
Volume udara dalam tangki = kecepatan udara x waktu tinggal  
= 61,2 m<sup>3</sup>/jam x  $\frac{10 \text{ menit} \times 1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}}$   
= 10,2 m<sup>3</sup>/jam

Volume tangki (V<sub>t</sub>) = Volume udara  
= 10,2 m<sup>3</sup>  
Over Design = 20%  
Volume tangki = 1,2 x 10,2 m<sup>3</sup>  
= 12,24 m<sup>3</sup>  
= 2536,05 gall

**B. Menentukan Ukuran Tangki**

Rasio panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5 (Wallas, S.M.,1988,"*Chemical Process Equipment Selection and Design*",Rule of Thumbs,halaman XVIII,bagian

Dirancang rasio = 3

$$L = 3 \times D$$

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell-Young halaman 88 diperoleh :

$$V_{\text{torispherical}} (V_h) = 0,000049 \text{ ID}^3 \text{ (d dalam in)}$$

maka dapat dicari nilai D dan H :

$$\begin{aligned} \text{dengan : } V_s \text{ (Volume shell)} &= (\pi/4) \times \text{ID}^2 \times H \\ V_h \text{ (Volume Head)} &= 0.000049 \times \text{ID}^3 \\ V\text{-Udara Tekan} &= V_s + (2 \times V_h) \end{aligned}$$

( Brownell-Young halaman 88)

$$V\text{-Udara Tekan} = V_s + 2V_h$$

$$V\text{-Udara Tekan} = ((\pi / 4) \times ID^2 \times H) + (2 \times 0.000049 \times ID^3)$$

$$12,2400 \text{ m}^3 = ((3.14 / 4) \times 1D^2 \times 3 D) + (2 \times 0.000049 \times D^3)$$

$$746930,6277 \text{ in}^3 = ((3.14 / 4) \times 3 ID^3) + (2 \times 0.000049 \times D^3)$$

$$746930,6277 \text{ in}^3 = 2,355000 ID^3 + 0,000098 ID^3$$

$$746930,6277 \text{ in}^3 = 2,355098 ID^3$$

$$ID^3 = \frac{746930,6277 \text{ in}^3}{2,355098}$$

$$ID^3 = 317154,7968 \text{ in}^3$$

$$ID = 68,1957 \text{ in}$$

Konversi inch ke meter

$$ID = 68,1957 \text{ in}$$

$$= 1,7322 \text{ m}$$

Maka, tinggi shell (Hs)

$$H_s = 3 \times ID$$

$$= 5,1965 \text{ m}$$

$$= 204,5871 \text{ in}$$

$$12,240 = \frac{3,14 \times D^3 \times 3}{4}$$

$$D^3 = 5,1975 \text{ m}^3$$

$$D = 1,7322 \text{ m} = 68,197 \text{ in}$$

$$\text{Panjang tangki (L)} = 3 \times 1,7322 \text{ m}$$

$$= 5,197 \text{ m}$$

$$= 204,6 \text{ in}$$

$$= 17,05 \text{ ft}$$

### C. Menentukan Tebal Dinding (Shell)

Bahan konstruksi yang digunakan *Carbon steel SA-283 grade C* (Brownell and Young hal 342)

$$f = \text{Allowable stress} = 12750 \text{ psi (Appendix D, Brownell \& You)}$$

$$E = \text{Efisiensi sambungan} = 0,8 \text{ (Tabel 13.2 hal: 254, Brownell}$$

$$c = \text{Korosi} = 0,125 \text{ in (Peters \& Timmerhaus)}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10\%$$

$$\text{Tekanan perancangan (P)} = 110\% \times 14,7 \text{ psi}$$

$$= 16,17 \text{ psi}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_s = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

$$t_s = \frac{16,17 \times 34,0979}{12750 \times 0,8 - 0,6 \times 16,17} + 0,125$$

$$t_s = 0,1791 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal shell standar} &= 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} \\
 \text{Outside diameter (OD)} &= \text{ID} + (2 \times \text{ts standar}) \text{ (Brownell \& Young hal: 88)} \\
 &= 68,1967 \text{ in} + (2 \times 3/16) \text{ in} \\
 &\hspace{15em} \text{(Brownell \& Young hal: 88)} \\
 &= 68,6 \text{ in} \\
 &= 1,7417 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD standar} &= 72 \text{ in} = 1,829 \text{ m} \\
 \text{Tebal shell standar} &= 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}
 \end{aligned}$$

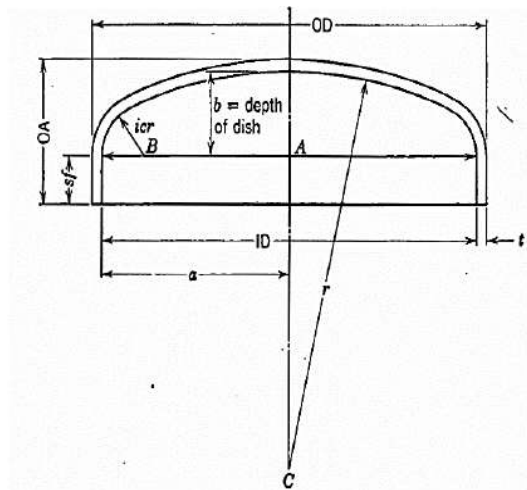
Koreksi ID

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= \text{OD standar} - 2 \times \text{ts standar} \\
 &= 72 \text{ in} - 2 \times 0,1875 \text{ in} \\
 &= 71,625 \text{ in} \\
 &= 1,8193 \text{ m} \\
 &= 5,9688 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

#### D. Menentukan tebal dan Tinggi Head

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis *Carbon Steel SA-283 Grade C*

(Brownell & Young, hal: 34)



(Brownel and Young, fig 5.8 hal 87)

Keterangan :

- icr = Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in)
- rc = Jari-jari kelengkungan (in)
- sf = Flange lurus (*straight flange*) (in)
- th = Tebal head (in)
- OA = Tinggi head (in)
- b = Depth of dish (*inside*) (in)
- a = Inside radius / jari-jari shell (in)
- ID = Inside diameter (in)

**a. Menentukan Ketebalan Torispherical Dished Head**

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C$$

(Persamaan 7.77, Brownell & Young, 1959)

dengan :

th = Tebal *head* (in)

W = Faktor intensifikasi *stress*

f = Allowable *strees* untuk plate steel A-283 Grade C

E = Efisiensi sambungan

C = *Corrosion allowance*

P = Tekanan desain (psi)

Menghitung Faktor Intensifikasi stress

dengan OD standar yaitu 102 in maka diperoleh data :

(Brownell & Young, tabel 5.7 halaman 90)

$$rc = 72 \text{ in}$$

$$icr = 4,375 \text{ in}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} x \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\ &= \frac{1}{4} x \left( 3 + \sqrt{\frac{66}{4}} \right) \\ &= 1,7642 \end{aligned}$$

Maka, ketebalan *torispherical head*

$$\begin{aligned} th &= \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C \\ &= \frac{16,17 \text{ psi} \times 72 \text{ in} \times 1,7642}{2 \times 12650 \text{ psi} \times 0,80 - 0,2 \times 16,17 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,2265 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka dipakai tebal head (th) stand = 1/4 = 0,2500 in

**b. Menentukan Tinggi Torispherical Head**

Berdasarkan tebal head standar (1/4 in), maka dipilih straight flange (sf) antara 1,5 hingga 2.5 in. Sehingga

Dipilih sf = 2 in

(Tabel 5.8 hal 93, Brownell and Young)

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{71,625 \text{ in}}{2} \\ &= 35,81 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 35,8125 \text{ in} - 4,375 \text{ in} \\ &= 31,4375 \text{ in} \end{aligned}$$



*Lampiran Perhitungan Utilitas Tangki Udara Tekan*

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 72 \text{ in} - 4,375 \text{ in} \\ &= 67,625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{62^2 - 28.8125^2} \\ &= 59,873 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 72 \text{ in} - 59,873 \text{ in} \\ &= 12,127 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, tinggi head (OA)} &= \text{th standar} + b + \text{sf} \\ &= 0,2500 \text{ in} + 12,1266 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 14,377 \text{ in} \\ &= 0,3652 \text{ m} \end{aligned}$$

**Menentukan Tinggi Total Tangki**

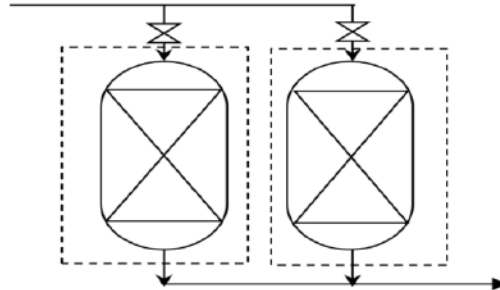
$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= \text{Tinggi shell} + (2x \text{ Tinggi Head}) \\ &= 205 \text{ in} + 2 \times 14,3766 \text{ in} \\ &= 233,34 \text{ in} \\ &= 5,9268 \text{ m} = 19,445 \text{ ft} \end{aligned}$$

**KESIMPULAN TANGKI UDARA TEKAN  
(TU-10)**

Tugas	=	Menampung udara tekan
Jenis	=	Tangki Silinder Horizontal
Jumlah	=	1 unit
Panjang	=	5,9268 m
Diameter	=	1,829 m
Volume	=	12,24 m <sup>3</sup>
Bahan	=	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>

**TANGKI SILIKA  
(TU-09)**

Tugas : Menyerap uap air yang terbawa oleh udara tekan.  
 Jenis : Tangki silinder vertikal dengan bahan isian *Silica*



Data :

Suhu udara masuk = 30,00 °C = 303,2 K

Kelembaban relatif udara masuk = 0,02 kg H<sub>2</sub>O/kg udara kering

Kelembaban relatif yang diinginkan untuk udara keluar = 0,018 kg H<sub>2</sub>O/kg udara kering

(Humidity Chart, Perrys, fig 12-36, hal 12-28)

Menghitung kebutuhan silika dalam tangki :

Dirancang tangki silika dapat bekerja selama 7 hari sebelum regenerasi. Kemampuan penyerapan silika yaitu 0,35 - 0,5 kg H<sub>2</sub>O/kg silika. (Tabel 16-5, Perry's, edisi 8,

**TABLE 16-5 Physical Properties of Adsorbents**

Material and uses	Shape* of particles	Size range, U.S. standard mesh†	Internal porosity, %	Bulk dry density, kg/L	Average pore diameter, nm	Surface area, km <sup>2</sup> /kg	Adsorptive capacity, kg/kg (dry)
<b>Aluminas</b>							
Low-porosity (fluoride sorbent)	G, S	5-14, etc.	40	0.70	-7	0.32	0.20
High porosity (drying, separations)	G	Various	57	0.55	4-14	0.25-0.36	0.25-0.33
Dioxosul, CaCl <sub>2</sub> -coated	G	3-8, etc.	30	0.91	4.5	0.2	0.22
Activated bauxite	G	8-20, etc.	35	0.55	5		0.1-0.2
Chromatographic alumina	G, P, S	80-300, etc.	50	0.93			-0.14
<b>Silicates and aluminosilicates</b>							
<b>Molecular sieves</b>	S, C, P	Various					
Type 3A (dehydration)			-30	0.65-0.65	0.3	-0.7	0.21-0.23
Type 4A (dehydration)			-32	0.61-0.67	0.4	-0.7	0.22-0.26
Type 5A (separations)			-34	0.60-0.66	0.5	-0.7	0.23-0.28
Type 13X (purification)			-38	0.55-0.64	1.0	-0.6	0.25-0.36
Silicicite (hydrocarbons)	S, C, P	Various		0.64-0.70	0.6	-0.4	0.19-0.16
Dealuminated Y (hydrocarbons)	S, C, P	Various		0.45-0.53	0.8	0.5-0.8	0.98-0.42
Mordenite (acid drying)				0.55	0.3-0.8		0.12
Zeolite molecular sieves				0.55	0.4-0.8		0.20
<b>Silica gel (drying, separations)</b>	G, P	Various	38-48	0.70-0.82	2-5	0.8-0.8	0.35-0.50
Magnesium silicate (separations)	G, P	Various	~50	~0.50		0.14-0.30	
Calcium silicate (fatty acid removal)	P	75-80		-0.20		-0.1	
Clay, acid-treated (refining of petroleum, food products)	G	4-8		0.55			
Fuller's earth (same)	G, P	<200		0.80			
Diatomaceous earth	G	Various		0.44-0.50		-0.002	
<b>Carbons</b>							
Shell-based	G	Various	60	0.45-0.55	2	0.8-1.0	0.40
Wood-based	G	Various	~50	0.25-0.30		0.5-1.8	-0.70
Petroleum-based	G, C	Various	~50	0.45-0.55	2	0.3-1.3	0.3-0.4
Peat-based	G, C, P	Various	~25	0.30-0.50	1-4	0.3-1.0	0.5
Lignite-based	G, P	70-85		0.40-0.70	3	0.4-0.7	0.3
Bituminous-coal-based	G, P	8-30, 12-40		0.40-0.60	2-4	0.3-1.0	0.4
Synthetic polymer-based (pyrolyzed)	S	20-100		0.45-0.60		0.1-1.1	
Carbon molecular sieve (air separation)		35-50		0.5-0.7	0.3-0.6		0.5-0.30
<b>Organic polymers</b>							
Polystyrene (removal of organics, e.g. phenol, antibiotics recovery)	S	20-60	30-60	0.64	4-20	0.3-0.7	
Polystyrene ester (purification of pulp/wastewaters, antibiotics recovery)	G, S	20-60	50-55	0.65-0.70	10-25	0.15-0.4	
Phenolic (also phenolic amine) resin (decolorizing and decolorizing of solutions)	G	16-50	45	0.42		0.05-0.12	0.45-0.55

\*Shapes: C, cylindrical pellets; F, fibrous flakes; G, granules; P, powder; S, spheres.  
 †U.S. Standard sieve sizes (given in parentheses) correspond to the following diameters in millimeters: (3) 6.73, (4) 4.76, (5) 2.98, (12) 1.68, (14) 1.41, (15) 1.19, (20) 0.841, (30) 0.595, (40) 0.425, (50) 0.297, (60) 0.250, (80) 0.177, (200) 0.074.

(Perry's, 1997, table 16-5)

## *Lampiran Perhitungan Utilitas Tangki Silika*

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan udara} &= 61,200 \quad \text{m}^3/\text{jam} \\
 \rho \text{ udara pada } 30 \text{ }^\circ\text{C} &= 1,148 \quad \text{kg/m}^3 \\
 \text{Kecepatan udara masuk} &= 61,200 \quad \text{m}^3/\text{jam} \quad \times \quad 1,1476 \quad \text{kg/m}^3 \\
 &= 70,2301 \quad \text{kg/jam}
 \end{aligned}$$

### A. Massa Silika dalam Tangki

#### 1. Massa uap yang diserap

$$\begin{aligned}
 \text{Massa H}_2\text{O} &= \frac{\text{kecepatan udara masuk} \times (\text{humiditas in} - \text{humiditas out}) \times \text{waktu kerja}}{\text{waktu kerja}} \\
 &= 70,23 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times (0,02 - 0,018) \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg udara}} \times 168 \frac{\text{jam}}{\text{minggu}} \\
 &= 23,597 \quad \text{kg/minggu}
 \end{aligned}$$

#### 2. Massa Silika

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Silika} &= \frac{\text{Massa H}_2\text{O}}{\text{Kemampuan Silika}} \\
 &= \frac{23,597 \quad \text{kg silika/minggu}}{0,5 \quad \text{kg air/kg silika}} \\
 &= 47,1946 \quad \text{kg silika/minggu}
 \end{aligned}$$

#### 3. Volume Silika

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas silika} &= 700 \quad \text{kg/m}^3 \\
 \text{Volume silika} &= \frac{\text{Massa Silika}}{\text{Densitas Silika}} \\
 &= \frac{47,195 \quad \text{kg silika}}{700 \quad \text{kg/m}^3} \\
 &= 0,0674 \quad \text{m}^3
 \end{aligned}$$

### B. Menghitung Ukuran Tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki (V}_t\text{)} &= \text{Volume Silika} \\
 &= 0,0674 \quad \text{m}^3 \\
 \text{Over Design} &= 20\% \\
 \text{Volume total tangki} &= 1,2 \times 0,0674 \quad \text{m}^3 \\
 &= 0,0809 \quad \text{m}^3 \\
 &= 21,3727 \quad \text{gall}
 \end{aligned}$$

Dirancang rasio : D : H = 1 : 1

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell-Young halaman 88 diperoleh :

$$\text{Vtorispherical (Vh)} = 0,000049 \quad \text{ID}^3 \quad (\text{d dalam in})$$

maka dapat dicari nilai D dan H :

$$\begin{aligned}
 \text{dengan : } \text{Vs (Volume shell)} &= (\pi/4) \times \text{ID}^2 \times \text{H} \\
 \text{Vh (Volume Head)} &= 0,000049 \times \text{ID}^3 \\
 \text{V-Udara Tekan} &= \text{Vs} + (2 \times \text{Vh}) \\
 &\quad (\text{Brownell-Young halaman 88})
 \end{aligned}$$

$$\text{V-Udara Tekan} = \text{Vs} + 2\text{Vh}$$

$$\begin{aligned}
 \text{V-Udara Tekan} &= ((\pi/4) \times \text{ID}^2 \times \text{H}) + (2 \times 0,000049 \times \text{ID}^3) \\
 0,0809 \quad \text{m}^3 &= ((3,14/4) \times \text{ID}^2 \times \text{D}) + (2 \times 0,000049 \times \text{D}^3)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 4937,127793 \text{ in}^3 &= ((3.14 / 4) \times \text{ID}^3) + (2 \times 0.000049 \times \text{D}^3) \\
 4937,127793 \text{ in}^3 &= 0,7850 \text{ ID}^3 + 0,000098 \text{ ID}^3 \\
 4937,127793 \text{ in}^3 &= 0,7851 \text{ ID}^3 \\
 \text{ID}^3 &= \frac{4937,1278 \text{ in}^3}{0,7851} \\
 \text{ID}^3 &= 6288,5497 \text{ in}^3 \\
 \text{ID} &= 18,4580 \text{ in} \\
 \text{Konversi inch ke meter} & \\
 \text{ID} &= 18,4580 \text{ in} \\
 &= 0,4688 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka, tinggi shell (Hs)

$$\begin{aligned}
 \text{Hs} &= 1 \times \text{ID} \\
 &= 0,4688 \text{ m} \\
 &= 18,4580 \text{ in}
 \end{aligned}$$

### Menentukan tebal dinding (shell)

Bahan konstruksi yang digunakan *Carbon steel SA-283 grade C* (Brownell and Young hal 342)

$$\begin{aligned}
 f = \text{Allowable stress} &= 12750 \text{ psi} \quad (\text{Appendix D, Brownell \& You}) \\
 E = \text{Efisiensi sambungan} &= 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2 hal: 254, Brownell}) \\
 c = \text{Korosi} &= 0,125 \text{ in} \quad (\text{Peters \& Timmerhaus}) \\
 \text{Faktor keamanan} &= 10\% \\
 \text{Tekanan perancangan (P)} &= 110\% \times 14,7 \text{ psi} \\
 &= 16,17 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C \\
 t_s &= \frac{16,17 \times 9,229}{12750 \times 0,8 - 0,6 \times 16,17} + 0,125 \\
 t_s &= 0,1396 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal shell standar} &= 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} \\
 \text{Outside diameter (OD)} &= \text{ID} + (2 \times t_s \text{ standar}) \quad (\text{Brownell \& Young hal: 8}) \\
 &= 18,5 \text{ in} + (2 \times 1/4) \text{ in} \\
 & \quad \quad \quad (\text{Brownell \& Young hal: 8}) \\
 &= 18,8 \text{ in} \\
 &= 0,4784 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD standar} &= 20 \text{ in} = 0,508 \text{ m} \\
 \text{Tebal shell standar} &= 3/16 \text{ in} = 0,188 \text{ in}
 \end{aligned}$$

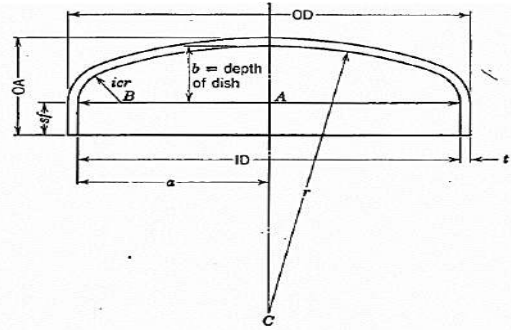
Koreksi ID

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= \text{OD standar} - 2 \times t_s \text{ standar} \\
 &= 20 \text{ in} - 2 \times 0,1875 \text{ in} \\
 &= 19,625 \text{ in} \\
 &= 0,4985 \text{ m} \\
 &= 1,6354 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

**Menentukan tebal dan tinggi head**

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis *Carbon Steel SA-283 Grade C*

(Brownell & Young, hal: 342)



(Brownel and Young, fig 5.8 hal 87)

Keterangan :

- icr = Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in)
- rc = Jari-jari kelengkungan (in)
- sf = Flange lurus (*straight flange*) (in)
- th = Tebal *head* (in)
- OA = Tinggi *head* (in)
- b = *Depth of dish (inside)* (in)
- a = *Inside radius / jari-jari shell* (in)
- ID = *Inside diameter* (in)

**a. Menentukan Ketebalan Torispherical Head**

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C$$

(Persamaan 7.77, Brownell & Young, 1959)

dengan :

- th = Tebal *head* (in)
- W = Faktor intensifikasi *stress*
- f = Allowable *strees* untuk plate steel A-283 Grade C
- E = Efisiensi sambungan
- C = *Corrosion allowance*
- P = Tekanan desain (psi)

Menghitung Faktor Intensifikasi stress

Dengan OD standar yaitu 20 in maka diperoleh data :

(Brownell & Young, tabel 5.7 halaman 90)

- rc = 20 in
- icr = 1,25 in

Sehingga

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\ &= \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{114}{7.25}} \right) \\ &= 1,7500 \end{aligned}$$

Maka, ketebalan *torispherical head*

$$\begin{aligned} \text{th} &= \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C \\ &= \frac{16,17 \text{ psi} \times 20 \text{ in} \times 1,7500}{2 \times 12650 \text{ psi} \times 0,80 - 0,2 \times 16,17 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1530 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka dipakai tebal head (th) standar = 3/16 = 0,1875

**b. Menentukan Tinggi Torispherical Head**

Berdasarkan tebal head standar (3/16 in), maka dipilih straight flange (sf) antara 1,5 hingga 2 in. Sehingga

Dipilih sf = 2 in

(Tabel 5.8 hal 93, Brownell and Young)

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{19,625 \text{ in}}{2} \\ &= 9,81 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 9,8125 \text{ in} - 1,25 \text{ in} \\ &= 8,5625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r_c - icr \\ &= 20 \text{ in} - 1,25 \text{ in} \\ &= 18,75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{106,75^2 - 52,5^2} \\ &= 16,68 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r_c - AC \\ &= 20 \text{ in} - 16,68 \text{ in} \\ &= 3,32 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, tinggi head (OA)} &= \text{th standar} + b + \text{sf} \\ &= 0,1875 \text{ in} + 3,3193 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 5,5693 \text{ in} \\ &= 0,1415 \text{ m} \end{aligned}$$

**Menentukan Tinggi Total Tangki**

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= \text{Tinggi shell} + (2 \times \text{Tinggi Head}) \\ &= 18,5 \text{ in} + 2 \times 5,569 \text{ in} \\ &= 29,60 \text{ in} \\ &= 0,7518 \text{ m} = 2,466 \text{ ft} \end{aligned}$$

**KESIMPULAN TANGKI SILIKA  
(TU-09)**

Tugas : Menyerap uap air yang terbawa oleh udara tekan.

Jenis : Tangki silinder vertikal dengan bahan isian *Silica*

Jumlah = 1 unit

Panjang = 0,7518 m

Diameter = 0,508 m

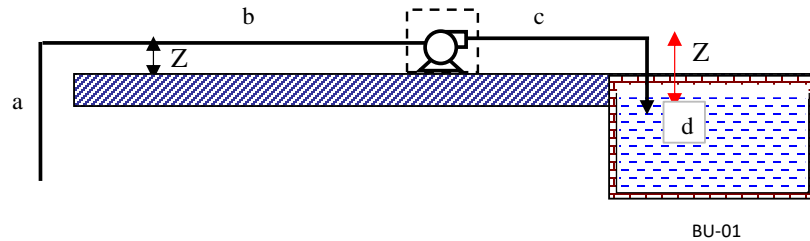
Volume = 0,081 m<sup>3</sup>

Bahan = *Carbon steel SA-283 grade C*



**POMPA UTILITAS  
(PU-01)**

Tugas : Memompa air dari Truk ke Bak Air Bersih (BU-01)  
 Jenis : *Centrifugal Pump*



Kondisi Operasi :  
 $T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$   
 $P = 1 \text{ atm}$

$a = 5 \text{ m}$  ;  $d = 1 \text{ m}$   
 $b = 3000 \text{ m}$  ;  
 $c = 3 \text{ m}$  ;  
 Panjang Pipa Lurus = 3009 m  
 Elevasi,  $z_1 = -5 \text{ m}$  (posisi suction head)  
 Elevasi,  $z_2 = 1 \text{ m}$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menentukan Jenis Pompa
6. Menentukan Tipe Impeler
7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya
8. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*

**Bahan yang di pompa :**

Komponen	BM (kg/kmol)	m (Kg/jam)	n (kmol/jam)
H <sub>2</sub> O	18	3815,152	211,953

**1. Menentukan Titik Pemompaan**

- a. Titik 1, Suction : Permukaan cairan dari Truk
- Tinggi Suction Head = 1 m
  - Tekanan permukaan cairan suction head = 1 atm  
= 101325 Pa
  - Tekanan Hidrostatik cairan suction head =  $\rho \times g \times h$  cairan  
= 1023,02 x 9,8 x 1  
= 10025,6 Pa  
= 0,0989 atm
  - Tekanan permukaan cairan suction head total = 111351 Pa  
= 1,0989 atm
- b. Titik 2, Discharge : Ujung pipa masuk Bak Penampung (BU-01)
- Tinggi Discharge Head = 1,00 m
  - Tekanan Permukaan cairan discharge head = 1 atm  
= 101325 Pa

**2. Menentukan Kapasitas Pompa**

Data Densitas fase cair (gr/ml)

$$\rho = A \times (B^{-1 - \frac{T}{T_c}})^n$$

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc)^n
H <sub>2</sub> O	0,34710	0,27400	0,28570	647,13	0,83491

Komponen	m (Kg/jam)	x	$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\rho \cdot x$
H <sub>2</sub> O	3815,1522	1,0000	1023,020	1023,020

$\rho$  (densitas) = 1023,020 Kg/m<sup>3</sup> = 63,4272 lb/ft<sup>3</sup>

Laju Volumetrik, Q =  $\frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}}$

=  $\frac{3815,2 \text{ kg/jam}}{1023,02 \text{ kg/m}^3}$

= 3,7293 m<sup>3</sup>/jam

= 0,0037 L/jam

= 0,00104 m<sup>3</sup>/s

= 0,06216 m<sup>3</sup>/menit

= 16,41963 gall/menit

**3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum**

$$d, \text{ optimum} = 293 G^{0.53} \rho^{-0.37} \tag{5.14}$$

(persamaan 5.14, Coulson hal 221)

Keterangan :

G = Massa (kg/s)

$\rho$  = Densitas (kg/m<sup>3</sup>)

Sehingga didapatkan :

Dopt = 23,2580 mm

= 0,0233 m

= 0,9157 in

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

844

PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/4	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1 1/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.214	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.43
1 1/2	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
2	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
2 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
3	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
3 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
4	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
6	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
8	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
10	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
12	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
14	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
		30	13.25	133		3.665	54.6
16	14.0	30	15.25	153	4.139	4.00	62.8
		20†	17.25	234		4.712	72.7
18	16.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
		20†	21.25	355		5.747	84.0
20	18.0	20	23.25	425	6.233	6.09	94.7
		20†	25.25				

\* Commonly known as standard.  
 † Commonly known as extra heavy.  
 ‡ Approximately.

Normal Pipe Size, Nps = 2,5 in  
 Schedule Number, Sch = 40  
 Outside Diameter, OD = 2,88 in = 0,0732 m  
 Inside Diameter, ID = 2,469 in = 0,0627 m  
 Flow Area per pipe, a" = 4,79 in<sup>2</sup> = 0,0031 m<sup>2</sup>

4. Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.64) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

Material	Condition	$\epsilon$		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.00007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
	Riveted	0.01	3.0	± 70
Iron	Rusted	0.007	2.0	± 50
	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
	Drawn, new	0.00007	0.002	± 50

**Table 6.1** Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

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

349

Maka diperoleh kekasaran pipa ( $\epsilon$ ) = 0,00015 ft  
 = 0,0000457 m

**Kekasaran relatif** =  $\frac{\epsilon}{ID}$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 0,000729

**Kecepatan aliran dalam pipa**

$V_{linear} = \frac{Q_t}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$   
 =  $\frac{0,00104 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0031 \text{ m}^2}$   
 = 0,3352 m/s

**Viskositas fase cair**

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	$\log_{10} \mu_{liq} = A + B/T + C.T + D.T^2$			
	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,702E-05

Komponen	$\mu$ (Cp)	x	$\mu \cdot X$
H <sub>2</sub> O	0,3235	1,0000	0,3235

$\mu = 0,3235 \text{ cP} = 0,0003235 \text{ Kg/m.s}$

**Bilangan Reynold**

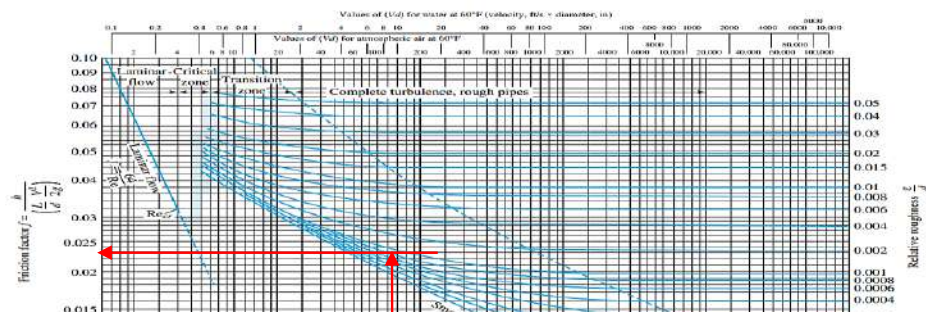
$Re = \frac{\rho \cdot ID \cdot V_{linier}}{\mu}$   
 =  $\frac{1023,020 \text{ Kg/m}^3 \times 0,0627 \text{ m} \times 0,3352 \text{ m/s}}{0,0003235 \text{ Kg/m.s}}$   
 = 66486,765

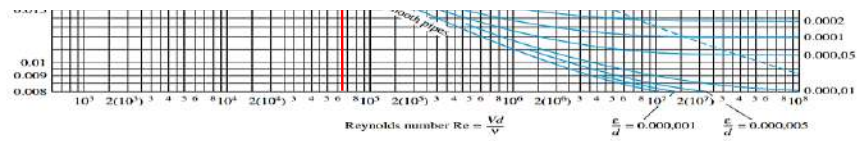
**Faktor Friksi Darcy:**

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. "Fluid Mechanics" hal. 370)

Dimana: Kekasaran relatif ( $\epsilon/ID$ ) = 0,000729

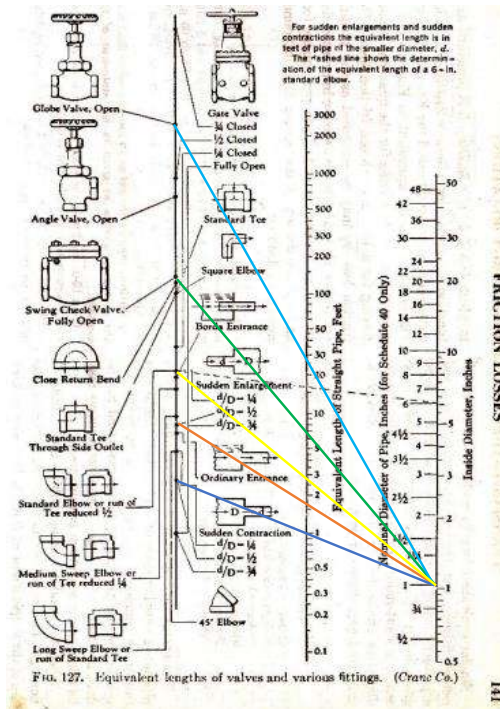
Bilangan Reynold (Re) = 66486,765





Diperoleh nilai friction factor sebesar = 0,023

Dari fig. 2-20, “Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 87.



Panjang Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
Globe valve, open	70	1	70	21,336
Swing check valve	17	1	17	5,1816
Standart elbow	6,5	2	13	3,9624
Sudden enlargement	4	1	4	1,2192
Sudden construction	2,4	1	2,4	0,7315
Total			106,4	32,431

$$\begin{aligned} \Sigma Le &= 32,431 \text{ m} \\ \Sigma Le + L &= 32,431 \text{ m} + 3009 \text{ m} \\ &= 3041 \text{ m} \\ &= 9978,45 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Rapat Berat (Weight Density)**

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_L \times g \\ &= 1023,020 \times 9,8 \\ &= 10025,60 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

### Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

$g$  = Percepatan gravitasi normal ( $m/s^2$ )

$h_f$  = Head karena friksi (m)

$Z_1$  = Elevasi titik 1 (m)

$Z_2$  = Elevasi titik 2 (m)

$H_{man}$  = Head pompa (m)

$P_1$  = Tekanan pada titik 1 (Pa)

$P_2$  = Tekanan pada titik 2 (Pa)

$V_1$  = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

$V_2$  = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \left( \frac{111350,60 - 101325,0}{10025,5957 \text{ N/m}^3} \right) \text{ N/m}^2 \\ &= 1,0000 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \left( \frac{0,3352^2 - 0,3352^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \right) \text{ m}^2/\text{s}^2 \\ &= 0,0000 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 1,0 \text{ m} - -5 \text{ m} \\ &= 6,0 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,023 \times (3009,0 + 32,431) \times 0,3352^2}{2 \times 9,8 \times 0,0627} \\ &= 6,395 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 1,00 + 0,0000 + 6 + 6,395 \\ &= 13,3950 \text{ m} = 43,9468 \text{ ft} \end{aligned}$$

### 5. Jenis Pompa

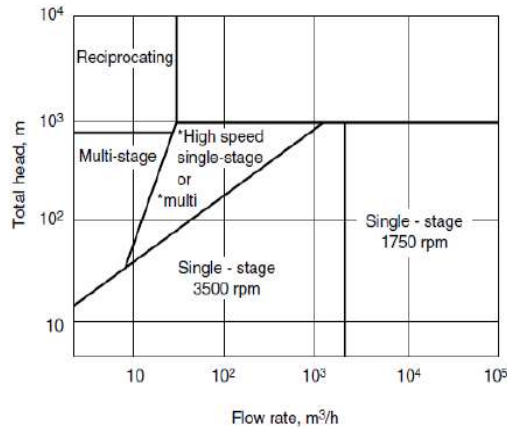


Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. \*Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

$$Q = 3,7293 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$H = 13,3950 \text{ m}$$

Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnott (1983) hal 245 didapatkan :

Jenis Pompa = *Centrifugal Pump - single stage*

Putaran Pompa = 3500 rpm

### 6. Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentrifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = n\sqrt{Q}/H^{3/4} \tag{3-11}$$

dimana,

n = Putaran pompa, rpm

Q = Debit, gpm

H = Head pompa, ft

Ns = Specific speed

n = 3500 rpm

Q = 16,42 gpm

H = 43,95 ft

Sehingga

$$N_s = 830,911$$

Dari nilai *specific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan

Jenis Impeller = *Radial-Vane Field*

Dari fig. 3-47, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194.

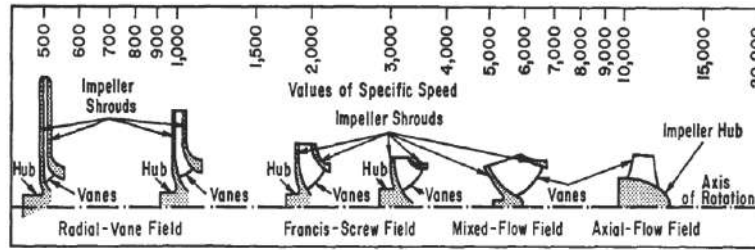


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

### 7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

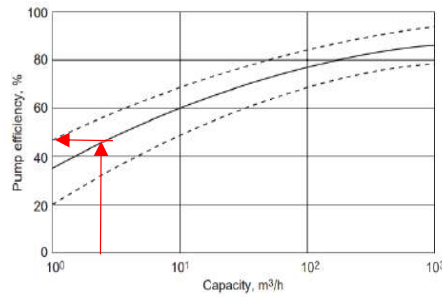


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\rho}{eff}$$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnott (2008), diperoleh :

$$Q = 3,73 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$eff = 0,48$$

$$\text{Maka BHP} = 212 \text{ lb.ft/s} = 0,38 \text{ hp}$$

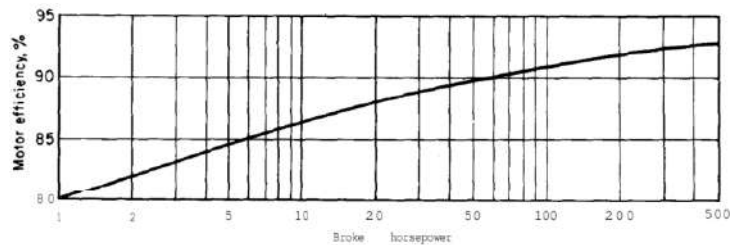


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan :

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Daya yang diperlukan} = \frac{BHP}{\text{efisiensi motor}} = 0,478 \text{ hp}$$



*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Berdasarkan standar, dipilih daya standar = 0.5 hp

### 8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

#### Tekanan uap fluida

Data Tekanan Uap Murni

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

Dengan :

P sat = Tekanan uap komponen (mmHg)

T = Temperatur (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4247E-09	0,000001809

Komponen	kmol/jam	y	Puap (atm)
H <sub>2</sub> O	211,953	1,0000	0,0416

Diperoleh Puap sebesar = 0,0416 atm

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 3-10 Ludwig hal.190 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / spgr) - h_{sl}$$

Dimana :

P<sub>a</sub> : tekanan operasi = 1,00 atm = 1,013 bar

P<sub>vp</sub> : tekanan uap murni = 0,042 atm = 0,04212 bar

S : *suction head* = 1,0 m

Spgr : *specific gravity* = 1,0230

f : *friction factor* = 0,023

L+Le : panjang total pipa = 3013,69 m

v = 0,3352 m/s

g = 9,8 m/s<sup>2</sup>

ID = 0,063 m

hsl : *friction loss*

$$\begin{aligned} h_{sl} &= \frac{f \times (L+Le) \times v^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,02 \times 3013,7 \text{ m} \times (0,335 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,06 \text{ m}} \\ &= 6,337 \text{ m} \\ &= 633,7 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSHa} &= S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / \text{spgr}) - H_{sl} \\ &= 1 + (1,013 - 0,04) \times \frac{2,31}{1,023} - 6 \text{ m} \\ &= 1,3562 \text{ m} \end{aligned}$$

**NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)**

NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>) dihitung dengan pers. 2-43 Sularso hal. 46

$$\text{NPSHr} = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/3} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 3500 rpm

Q : Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/menit) = 0,062 m<sup>3</sup>/menit

$$\begin{aligned} \text{NPSHr} &= \left( \frac{3500}{1200} \right)^{4/3} \times (0,062)^{2/3} \\ &= 0,6539 \text{ m} \end{aligned}$$

$$1,3562 > 0,6539$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>), maka tidak terjadi kavitas

**KESIMPULAN POMPA UTILITAS  
(PU-01)**

Tugas : Memompa air dari Truk ke Bak Air Bersih (BU-01)  
Jenis : *Centrifugal Pump*

Suhu, T = 30 °C = 303 K

Pemilihan pipa :

NPS = 2,5 in = 0,0635 m

Sch no = 40

OD = 2,88 in = 0,0732 m

ID = 2,469 in = 0,0627 m

Bahan Konstruksi = *Commercial Steel*

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 3,73 m<sup>3</sup>/jam

Head pompa = 13,3950 m

Kecepatan putar = 3500 rpm

Daya Motor = 0.5 Hp

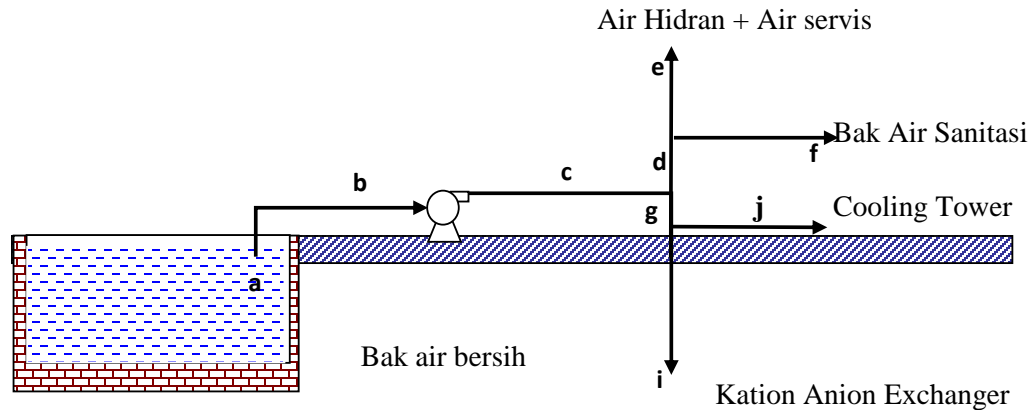
NPSH

NPSH yang tersedia = 1,356 m

NPSH yang diperlukan = 0,6539 m

**POMPA UTILITAS  
(PU-02)**

Tugas : Memompa air dari Bak Air Bersih (BU-01) menuju air servis, Bak Air Sanitasi dan Perumahan, cooling tower, dan Kation Exchanger.  
 Jenis : *Centrifugal Pump*



Kondisi Operasi :

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

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

$$\begin{aligned} a &= 1 \text{ m} ; d = 5,0 \text{ m} ; f = 11 \text{ m} & i &= 20 \text{ m} \\ b &= 20,0 \text{ m} ; e = 7 \text{ m} ; g = 10 \text{ m} & J &= 20 \text{ m} \\ c &= 4 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang Pipa Lurus} &= 98,0 \text{ m} \\ \text{Elevasi, } z_1 &= 1 \text{ m (posisi suction head)} \\ \text{Elevasi, } z_2 &= 7,0 \text{ m} \end{aligned}$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menentukan Jenis Pompa
6. Menentukan Tipe Impeler
7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya
8. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*

**Bahan yang di pompa :**

Komponen	BM (kg/kmol)	m (Kg/jam)	n (kmol/jam)
H <sub>2</sub> O	18	3624,395	201,355

**1. Menentukan Titik Pemompaan**

- a. Titik 1, Suction : Permukaan cairan dari Truk
  - Tinggi Suction Head = 1 m
  - Tekanan permukaan cairan suction head = 1 atm  
= 101325 Pa
  - Tekanan Hidrostatik cairan suction head =  $\rho \times g \times h$  cairan  
= 1023,02 x 9,8 x 1  
= 10025,6 Pa  
= 0,0989 atm
  - Tekanan permukaan cairan suction head total = 111351 Pa  
= 1,0989 atm
  
- b. Titik 2, Discharge : Ujung pipa masuk Bak Penampung (BU-01)
  - Tinggi Discharge Head = 7,00 m
  - Tekanan Permukaan cairan discharge head = 1 atm  
= 101325 Pa

**2. Menentukan Kapasitas Pompa**

Data Densitas fase cair (gr/ml)

$$\rho = A \times (B^{-1 - \frac{T}{Tc}})^n$$

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc)^n
H <sub>2</sub> O	0,34710	0,27400	0,28570	647,13	0,83491

Komponen	m (Kg/jam)	x	$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\rho \cdot x$
H <sub>2</sub> O	3624,3946	1,0000	1023,020	1023,020

$\rho$  (densitas) = 1023,020 Kg/m<sup>3</sup> = 63,4272 lb/ft<sup>3</sup>

Laju Volumetrik, Q =  $\frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}}$

=  $\frac{3624,4 \text{ kg/jam}}{1023,02 \text{ kg/m}^3}$

= 3,5428 m<sup>3</sup>/jam

= 0,0035 L/jam

= 0,00098 m<sup>3</sup>/s

= 0,05905 m<sup>3</sup>/menit

= 15,599 gall/menit

**3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum**

$$d, \text{ optimum} = 293 G^{0.53} \rho^{-0.37} \tag{5.14}$$

(persamaan 5.14, Coulson hal 221)

Keterangan :

G = Massa (kg/s)

$\rho$  = Densitas (kg/m<sup>3</sup>)

Sehingga didapatkan :  
 Dopt = 22,6342 mm  
 = 0,0226 m  
 = 0,8911 in

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

844 PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /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†	0.428	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		0.148	1.09
5/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.894	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		0.355	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.398	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.9
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

\* Commonly known as standard.  
 † Commonly known as extra heavy.  
 ‡ Approximately.

Normal Pipe Size, Nps = 1,25 in  
 Schedule Number, Sch = 40  
 Outside Diameter, OD = 1,66 in = 0,0422 m  
 Inside Diameter, ID = 1,38 in = 0,0351 m  
 Flow Area per pipe, a" = 1,5 in<sup>2</sup> = 0,0010 m<sup>2</sup>

4. Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.64) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00015	0.05	± 60
	Stainless, new	0.00007	0.02	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
Iron	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
Iron	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
Brass	Drawn, new	0.00007	0.02	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Glass	—	Smooth	Smooth	
	Concrete	Smoothed	0.00013	0.04
Concrete	Rough	0.007	2.0	± 50
	Rubber	Smoothed	0.000033	0.01
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Maka diperoleh kekasaran pipa ( $\epsilon$ ) = 0,00015 ft  
 = 0,0000457 m

**Kekasaran relatif** =  $\frac{\epsilon}{ID}$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 0,001304

**Kecepatan aliran dalam pipa**

$V_{linear} = \frac{Q_t}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$   
 =  $\frac{0,00098 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0010 \text{ m}^2}$   
 = 1,0169 m/s

**Viskositas fase cair**

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	$\log_{10} \mu_{liq} = A + B/T + C \cdot T + D \cdot T^2$			
	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,702E-05

Komponen	$\mu$ (Cp)	x	$\mu \cdot X$
H <sub>2</sub> O	0,3235	1,0000	0,3235

$\mu = 0,3235 \text{ cP} = 0,0003235 \text{ Kg/m.s}$

**Bilangan Reynold**

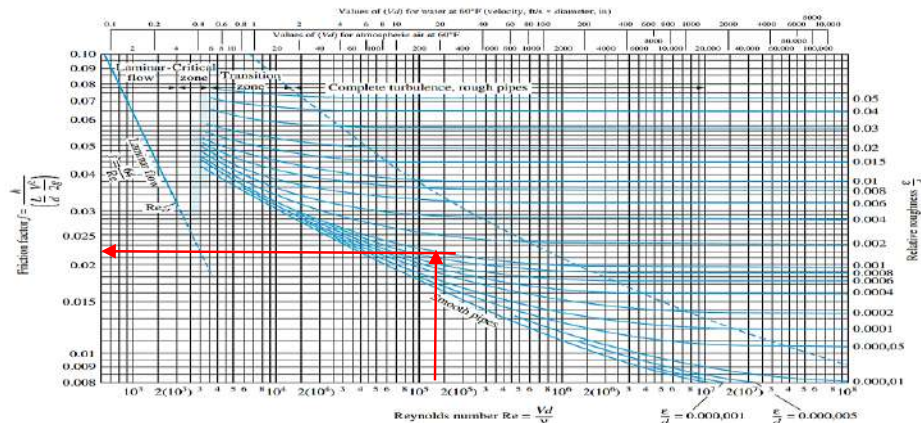
$Re = \frac{\rho \cdot ID \cdot V_{linier}}{\mu}$   
 =  $\frac{1023,020 \text{ Kg/m}^3 \times 0,0351 \text{ m} \times 1,0169 \text{ m/s}}{0,0003235 \text{ Kg/m.s}}$   
 = 112735,595

**Faktor Friksi Darcy:**

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. "Fluid Mechanics" hal. 370)

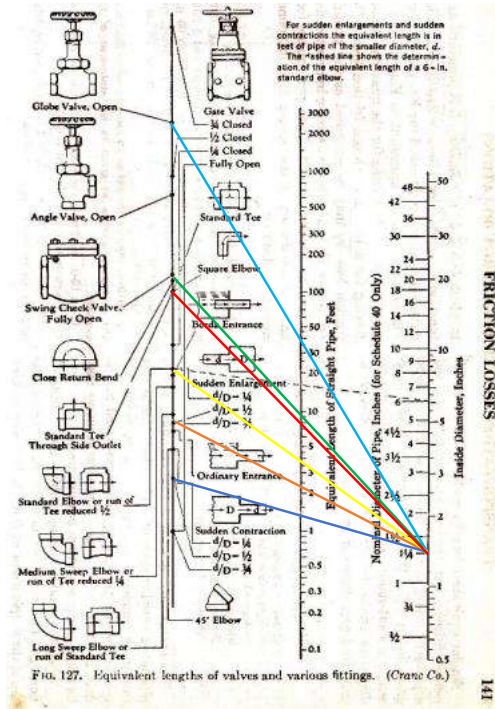
Dimana: Kekasaran relatif ( $\epsilon/ID$ ) = 0,001304

Bilangan Reynold (Re) = 112735,595



Diperoleh nilai friction factor sebesar  $\epsilon = 0,023$

Dari fig. 2-20, “Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 87.



Panjang Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$	
			ft	m
Globe valve, open	40	1	40	12,192
Swing check valve	9	1	9	2,7432
Standart elbow	4	3	12	3,6576
Standard tee	8	3	24	7,3152
Sudden enlargement	2,3	1	2,3	0,7010
Sudden construction	1,3	1	1,3	0,3962
Total			88,6	27,005

$$\begin{aligned} \Sigma Le &= 27,005 \text{ m} \\ \Sigma Le + L &= 27,005 \text{ m} + 98 \text{ m} \\ &= 125,01 \text{ m} \\ &= 410,12 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Rapat Berat (Weight Density)**

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_L \times g \\ &= 1023,020 \times 9,8 \\ &= 10025,60 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$



### Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

$g$  = Percepatan gravitasi normal ( $m/s^2$ )

$h_f$  = Head karena friksi (m)

$Z_1$  = Elevasi titik 1 (m)

$Z_2$  = Elevasi titik 2 (m)

$H_{man}$  = Head pompa (m)

$P_1$  = Tekanan pada titik 1 (Pa)

$P_2$  = Tekanan pada titik 2 (Pa)

$V_1$  = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

$V_2$  = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \left( \frac{101325,00 - 111350,6}{10025,5957} \right) \text{ N/m}^2 \\ &= -1,0000 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \left( \frac{1,0169^2 - 1,0169^2}{2 \times 9,8} \right) \text{ m}^2/s^2 \\ &= 0,0000 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 7 \text{ m} - 1 \text{ m} \\ &= 6 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,023 \times (98,0 + 27,005) \times 1,0169^2}{2 \times 9,8 \times 0,0351} \\ &= 4,3278 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= -1,00 + 0,0000 + 6,0 + 4,3278 \\ &= 9,3278 \text{ m} = 30,6030 \text{ ft} \end{aligned}$$

5. Jenis Pompa

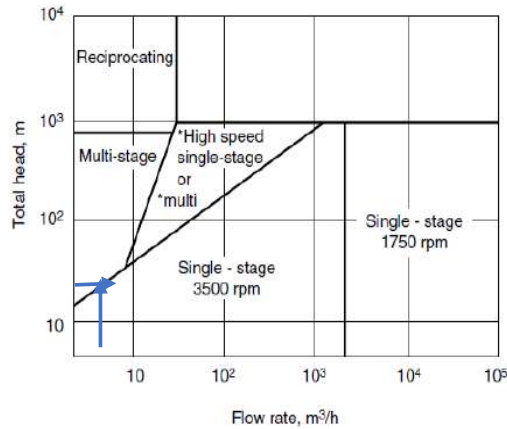


Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. \*Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

Q = 3,5428 m<sup>3</sup>/jam

H = 9,328 m

Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnott (1983) hal 245 didapatkan :

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - single stage

Putaran Pompa = 3500 rpm

6. Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = n\sqrt{Q}/H^{3/4} \tag{3-11}$$

dimana,

n = Putaran pompa, rpm

Q = Debit, gpm

H = Head pompa, ft

Ns = Specific speed

n = 3500 rpm

Q = 15,60 gpm

H = 30,60 ft

Sehingga

Ns = 1062,400

Dari nilai *specific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan

Jenis Impeller = Radial-Vane Field

Dari fig. 3-47, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194.

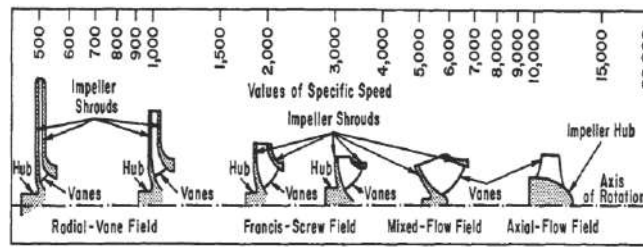


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, Standards of the Hydraulic Institute, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

## 7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

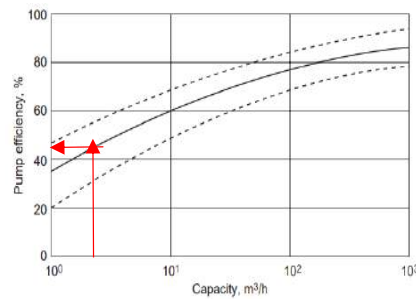


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\rho}{eff}$$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnott (2008), diperoleh

$$Q = 3,54 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$eff = 0,42$$

$$\text{Maka BHP} = 160,6 \text{ lb.ft/s} = 0,29 \text{ hp}$$

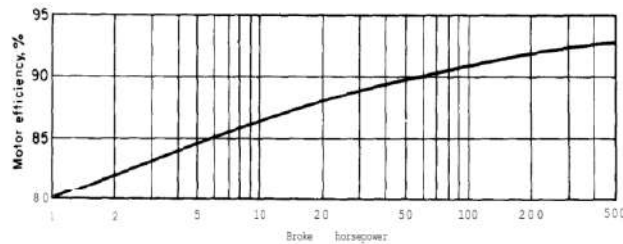


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan :

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Daya yang diperlukan} = \frac{BHP}{\text{efisiensi motor}} = 0,361 \text{ hp}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Berdasarkan standar, dipilih daya standar = 0,50 hp

### 8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

#### Tekanan uap fluida

Data Tekanan Uap Murni

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

Dengan :

P sat = Tekanan uap komponen (mmHg)

T = Temperatur (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4247E-09	0,000001809

Komponen	kmol/jam	y	Puap (atm)
H <sub>2</sub> O	201,355	1,0000	0,0416

Diperoleh Puap sebesar = 0,0416 atm

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 3-10 Ludwig hal.190 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / spgr) - h_{sl}$$

Dimana :

P<sub>a</sub> : tekanan operasi = 1,00 atm = 1,013 bar

P<sub>vp</sub> : tekanan uap murni = 0,042 atm = 0,0421 bar

S : *suction head* = 1,0 m

Spgr : *specific gravity* = 1,0230

f : *friction factor* = 0,023

L+Le : panjang total pipa = 40,00 m

v = 1,0169 m/s

g = 9,8 m/s<sup>2</sup>

ID = 0,035 m

hsl : *friction loss*

$$\begin{aligned} h_{sl} &= \frac{f \times (L+Le) \times v^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,02 \times 40,0 \text{ m} \times (1,017 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,035 \text{ m}} \\ &= 1,3848 \text{ m} \\ &= 138,484 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSHa} &= S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / \text{spgr}) - \text{Hsl} \\ &= 1 + (1,013 - 0,0421) \times \frac{2,31}{1,023} - 1,4 \text{ m} \\ &= 3,8080 \text{ m} \end{aligned}$$

**NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)**

NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>) dihitung dengan pers. 2-43 Sularso hal. 46

$$\text{NPSHr} = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/3} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 3500 rpm

Q : Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/menit) = 0,0590 m<sup>3</sup>/menit

$$\begin{aligned} \text{NPSHr} &= \left( \frac{3500}{1200} \right)^{4/3} \times (0,0590)^{2/3} \\ &= 0,6319 \text{ m} \end{aligned}$$

$$3,8080 > 0,6319$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>), maka tidak terjadi kavitasi

**KESIMPULAN POMPA UTILITAS  
(PU-02)**

Tugas : Memompa air dari Bak Air Bersih (BU-01) menuju air servis, Bak Air Sanitasi dan Perumahan, cooling tower, dan Kation Exchanger

Jenis : *Centrifugal Pump*

Suhu, T = 0 °C = 273 K

Pemilihan pipa :

NPS = 1,25 in = 0,0318 m

Sch no = 40

OD = 1,66 in = 0,0422 m

ID = 1,38 in = 0,0351 m

Bahan Konstruksi = *Commercial Steel*

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 3,54 m<sup>3</sup>/jam

Head pompa = 9,328 m

Kecepatan putar = 3500 rpm

Daya Motor = 0,5 Hp

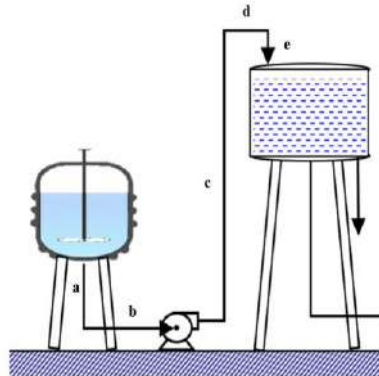
NPSH

NPSH yang tersedia = 3,808 m

NPSH yang diperlukan = 0,6319 m

**POMPA UTILITAS  
(PU-03)**

Tugas : Memompa air dari Tangki Klorinasi (TU-01) menuju Bak Air Kebutuhan Kantor & Perumahan (BU-02).  
 Jenis : *Centrifugal Pump*



Kondisi Operasi :

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

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

$$a = 2 \text{ m} ; d = 24,0 \text{ m} ;$$

$$b = 13,0 \text{ m} ; e = 1 \text{ m} ;$$

$$c = 4 \text{ m}$$

$$\text{Panjang Pipa Lurus} = 44 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 1 \text{ m (posisi suction head)}$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 4,0 \text{ m}$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menentukan Jenis Pompa
6. Menentukan Tipe Impeler
7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya
8. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*

**Bahan yang di pompa :**

Komponen	BM (kg/kmol)	m (Kg/jam)	n (kmol/jam)
H <sub>2</sub> O	18	3091,955	171,775

**1. Menentukan Titik Pemompaan**

- a. Titik 1, Suction : Bagian dasar tangki klorinasi
  - Tinggi Suction Head = 1 m
  - Tekanan permukaan cairan suction head = 1 atm = 101325 Pa





Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

844 PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPES (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
¼	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.066	0.32
½	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
¾	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1½	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.43
2	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
2½	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
3	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
4	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.930	2.95		0.508	5.03
5	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
6	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
8	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
10	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
12	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.060	28.6
		80†	7.695	45.7		2.000	43.4
14	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		80†	9.75	74.6		2.55	54.8
16	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	49.8
		40	13.25	138	3.695	3.47	54.6
18	14.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.5
		40	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	16.0	30	19.25	291	5.236	5.05	73.6
		40	21.25	355	5.747	5.56	84.0
22	18.0	30	23.25	425	6.283	6.09	94.7
		40					

\* Commonly known as standard.  
 † Commonly known as extra heavy.  
 ‡ Approximately.

Normal Pipe Size, Nps = 1 in  
 Schedule Number, Sch = 40  
 Outside Diameter, OD = 1,32 in = 0,0335 m  
 Inside Diameter, ID = 1,049 in = 0,0266 m  
 Flow Area per pipe, a" = 0,864 in<sup>2</sup> = 0,0006 m<sup>2</sup>

4. Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.64) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00015	0.05	± 60
	Stainless, new	0.00007	0.02	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
Iron	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
Brass	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
Plastic	Drawn, new	0.00007	0.02	± 50
	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Concrete	Smooth	Smooth	Smooth	
	Rough	0.00013	0.04	± 60
Wood	Rubber	0.007	2.0	± 50
	Stave	0.000033	0.01	± 60
		0.0016	0.5	± 40

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Maka diperoleh kekasaran pipa (ε) = 0,00015 ft  
 = 0,0000457 m

Kekasaran relatif =  $\frac{\epsilon}{ID}$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 0,001716

**Kecepatan aliran dalam pipa**

$$V_{linear} = \frac{Q_t}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

$$= \frac{0,00084 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0006 \text{ m}^2}$$

$$= 1,5061 \text{ m/s}$$

**Viskositas fase cair**

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	$\log_{10} \mu_{liq} = A + B/T + C \cdot T + D \cdot T^2$			
	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,702E-05

Komponen	$\mu$ (Cp)	x	$\mu \cdot X$
H <sub>2</sub> O	0,3235	1,0000	0,3235

$$\mu = 0,3235 \text{ cP} = 0,0003235 \text{ Kg/m.s}$$

**Bilangan Reynold**

$$Re = \frac{\rho \cdot ID \cdot V_{linier}}{\mu}$$

$$= \frac{1023,020 \text{ Kg/m}^3 \times 0,0266 \text{ m} \times 1,5061 \text{ m/s}}{0,0003235 \text{ Kg/m.s}}$$

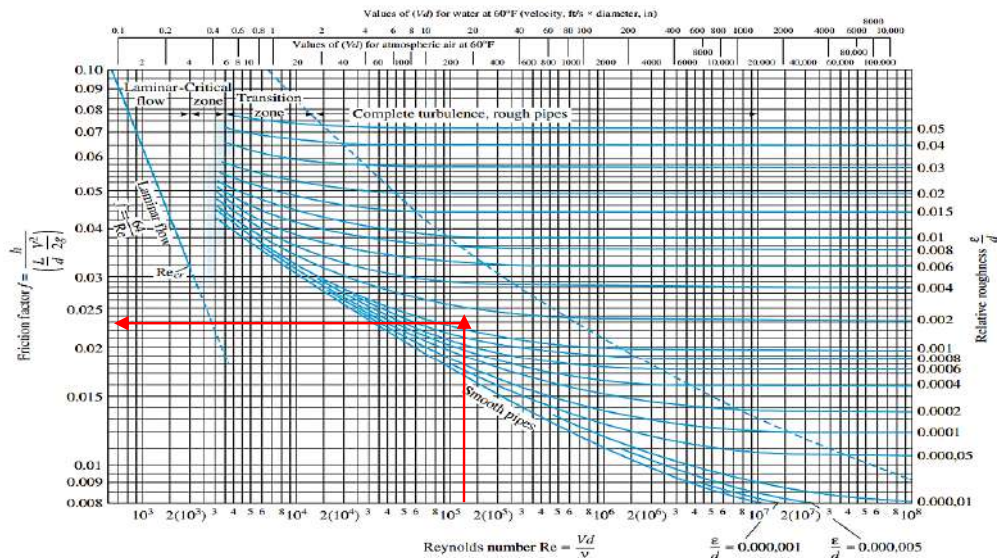
$$= 126920,743$$

**Faktor Friksi Darcy:**

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. "Fluid Mechanics" hal. 370)

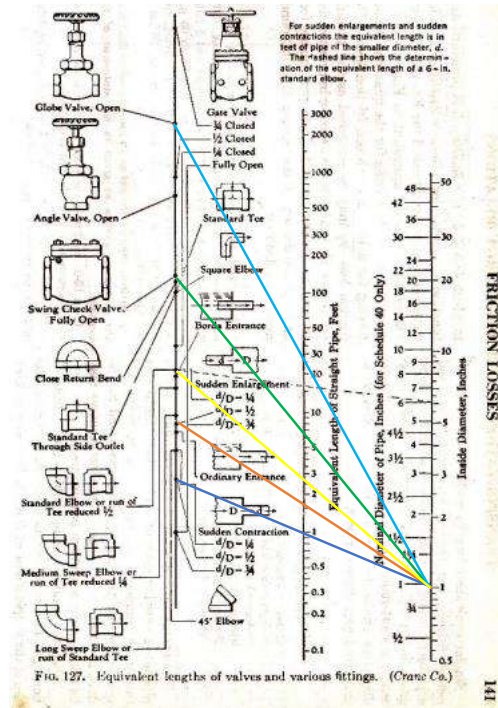
Dimana: Kekerasan relatif ( $\epsilon/ID$ ) = 0,001716

Bilangan Reynold (Re) = 126920,743



Diperoleh nilai friction factor sebesar = 0,023

Dari fig. 2-20, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 87.



Panjang Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
Globe valve, open	25	1	25	7,620
Swing check valve	6,5	1	6,5	1,9812
Standart elbow	2,5	3	7,5	2,2860
Sudden enlargement	1,7	1	1,7	0,5182
Sudden construction	1	1	1	0,3048
Total			41,7	12,710

$$\begin{aligned} \Sigma Le &= 12,710 \text{ m} \\ \Sigma Le + L &= 12,710 \text{ m} + 44,0 \text{ m} \\ &= 56,710 \text{ m} \\ &= 186,06 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Rapat Berat (Weight Density)**

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_L \times g \\ &= 1023,020 \times 9,8 \\ &= 10025,60 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

**Head Pompa**

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

- g = Percepatan gravitasi normal (m/s<sup>2</sup>)
- hf = Head karena friksi (m)

- $Z_1$  = Elevasi titik 1 (m)  
 $Z_2$  = Elevasi titik 2 (m)  
 $H_{man}$  = *Head* pompa (m)  
 $P_1$  = Tekanan pada titik 1 (Pa)  
 $P_2$  = Tekanan pada titik 2 (Pa)  
 $V_1$  = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)  
 $V_2$  = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned}
 H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\
 &= \left( \frac{101325,00 - 115062,2}{10025,5957} \right) \text{ N/m}^2 \\
 &= -1,3702 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\
 &= \left( \frac{1,5061^2 - 1,5061^2}{2 \times 9,8} \right) \text{ m}^2/\text{s}^2 \\
 &= 0,0000 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \\
 &= 4 \text{ m} - 1 \text{ m} \\
 &= 3 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned}
 h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\
 &= \frac{0,023 \times (44,0 + 12,710) \times 1,5061^2}{2 \times 9,8 \times 0,0266} \\
 &= 5,6657 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned}
 H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\
 &= -1,37 + 0,0000 + 3 + 5,6657 \\
 &= 7,2955 \text{ m} = 23,9354 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

5. Jenis Pompa

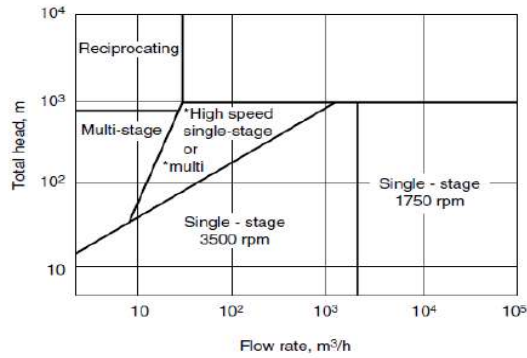


Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. \*Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

Q = 3,0224 m<sup>3</sup>/jam

H = 7,2955 m

Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnott (1983) hal 245 didapatkan

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - single stage

Putaran Pompa = 3500 rpm

6. Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentrifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = n\sqrt{Q}/H^{3/4} \tag{3-11}$$

dimana,

n = Putaran pompa, rpm

Q = Debit, gpm

H = Head pompa, ft

Ns = Specific speed

n = 3500 rpm

Q = 13,31 gpm

H = 23,94 ft

Sehingga

Ns = 1179,860

Dari nilai *specific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan

Jenis Impeller = Radial-Vane Field

Dari fig. 3-47, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194.

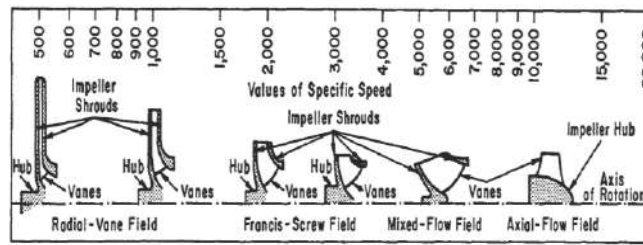


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, Standards of the Hydraulic Institute, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

## 7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

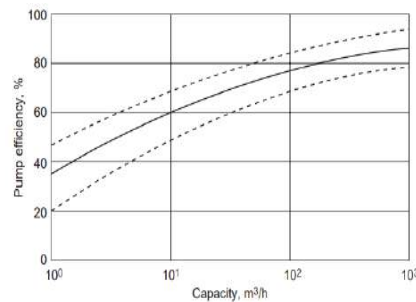


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\rho}{eff}$$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnott (2008), diperoleh :

$$Q = 3,02 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$eff = 0,4$$

$$\text{maka BHP} = 112,527 \text{ lb.ft/s} = 0,20 \text{ hp}$$

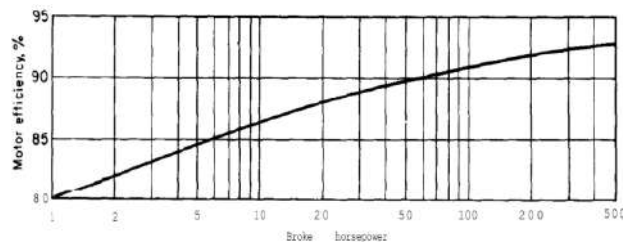


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan :

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Daya yang diperlukan} = \frac{BHP}{\text{efisiensi motor}} = 0,253 \text{ hp}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Berdasarkan standar, dipilih daya standar = 0,50 hp

### 8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

#### Tekanan uap fluida

Data Tekanan Uap Murni

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

Dengan :

P sat = Tekanan uap komponen (mmHg)

T = Temperatur (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4247E-09	1,809E-06

Komponen	kmol/jam	y	Puap (atm)
H <sub>2</sub> O	171,775	1,0000	0,0416

Diperoleh Puap sebesar = 0,0416 atm

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 3-10 Ludwig hal.190 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / spgr) - hsl$$

Dimana :

P<sub>a</sub> : tekanan operasi = 1,00 atm = 1,013 bar

P<sub>vp</sub> : tekanan uap murni = 0,042 atm = 0,04212 bar

S : *suction head* = 1,0 m

Spgr : *specific gravity* = 1,0230

f : *friction factor* = 0,023

L+Le : panjang total pipa = 17,59 m

v = 1,5061 m/s

g = 9,8 m/s<sup>2</sup>

ID = 0,027 m

hsl : *friction loss*

$$\begin{aligned} hsl &= \frac{f \times (L+Le) \times v^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,0230 \times 17,59 \text{ m} \times (1,506 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,03 \text{ m}} \\ &= 1,757 \text{ m} \\ &= 175,743 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSHa} &= S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / \text{spgr}) - \text{Hsl} \\ &= 1 + (1,013 - 0,04) \times \frac{2,31}{1,023} - 1,7574 \text{ m} \\ &= 1,4354 \text{ m} \end{aligned}$$

**NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)**

NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>) dihitung dengan pers. 2-43 Sularso hal. 46

$$\text{NPSHr} = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/3} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 3500 rpm

Q : Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/menit) = 0,050 m<sup>3</sup>/menit

$$\begin{aligned} \text{NPSHr} &= \left( \frac{3500}{1200} \right)^{4/3} \times (0,050)^{2/3} \\ &= 0,5684 \text{ m} \end{aligned}$$

$$1,4354 > 0,5684$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>), maka tidak terjadi kavitasi



**KESIMPULAN POMPA UTILITAS  
(PU-03)**

Tugas : Memompa air dari Tangki Klorinasi (TU-01) menuju Bak Air  
Kebutuhan Kantor & Perumahan (BU-02)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Suhu, T = 30 °C = 303 K

Pemilihan pipa :

NPS = 1 in = 0,0254 m

Sch no = 40

OD = 1,32 in = 0,0335 m

ID = 1,049 in = 0,0266 m

Bahan Konstruksi = *Commercial Steel*

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 3,02 m<sup>3</sup>/jam

Head pompa = 7,2955 m

Kecepatan putar = 3500 rpm

Daya Motor = 0,5 Hp

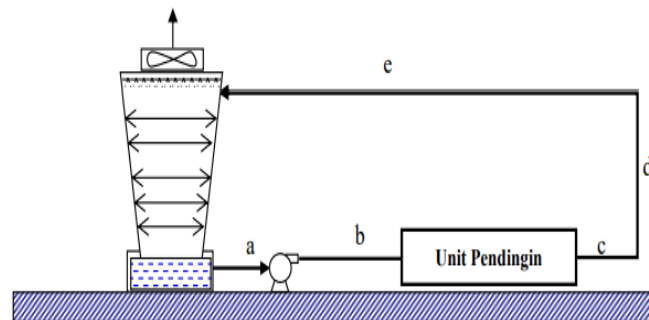
NPSH

NPSH yang tersedia = 1,435 m

NPSH yang diperlukan = 0,5684 m

**POMPA UTILITAS  
(PU-04)**

Tugas : Memompa air dari Cooling Tower (CT-01) menuju unit pendingin.  
 Jenis : *Centrifugal Pump*



Kondisi Operasi :

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

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

$$a = 2 \text{ m} ; d = 7,6 \text{ m} ;$$

$$b = 11,0 \text{ m} ; e = 24,0 \text{ m} ;$$

$$c = 3 \text{ m}$$

$$\text{Panjang Pipa Lurus} = 47,6 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 0,5 \text{ m (posisi suction head)}$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 7,6 \text{ m}$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menentukan Jenis Pompa
6. Menentukan Tipe Impeler
7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya
8. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*

**Bahan yang di pompa :**

Komponen	BM (kg/kmol)	m (Kg/jam)	n (kmol/jam)
H <sub>2</sub> O	18	7381,246	410,069

**1. Menentukan Titik Pemompaan**

- a. Titik 1, Suction : Bagian keluaran cooling tower
  - Tinggi Suction Head = 0,5 m
  - Tekanan permukaan cairan suction head = 1 atm  
= 101325 Pa
  - Tekanan Hidrostatik cairan suction head =  $\rho \times g \times h$  cairan  
= 1023,02 x 9,8 x 1  
= 10025,6 Pa  
= 0,0989 atm
  - Tekanan permukaan cairan suction head total = 111351 Pa  
= 1,0989 atm
  
- b. Titik 2, Discharge : Ujung pipa masuk Bak Penampung (BU-01)
  - Tinggi Discharge Head = 7,60 m
  - Tekanan Permukaan cairan discharge head = 1 atm  
= 101325 Pa

**2. Menentukan Kapasitas Pompa**

Data Densitas fase cair (gr/ml)

$$\rho = A \times (B - (1 - \frac{T}{T_c})^n)$$

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc)^n
H <sub>2</sub> O	0,34710	0,27400	0,28570	647,13	0,83491

Komponen	m (Kg/jam)	x	$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\rho \cdot x$
H <sub>2</sub> O	7381,2465	1,0000	1023,020	1023,020

$\rho$  (densitas) = 1023,020 Kg/m<sup>3</sup> = 63,4272 lb/ft<sup>3</sup>

Laju Volumetrik, Q =  $\frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}}$

$$= \frac{7381,2 \text{ kg/jam}}{1023,02 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 7,2152 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0072 \text{ L/jam}$$

$$= 0,00200 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,12025 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$= 31,76736 \text{ gall/menit}$$

**3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum**

$$d, \text{ optimum} = 293 G^{0.53} \rho^{-0.37} \tag{5.14}$$

(persamaan 5.14, Coulson hal 221)

Keterangan :

G = Massa (kg/s)

$\rho$  = Densitas (kg/m<sup>3</sup>)

Sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Dopt} &= 32,9973 \text{ mm} \\ &= 0,0330 \text{ m} \\ &= 1,2991 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

844 PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal Pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per Pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.036	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/4	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.428	0.141		0.111	0.74
1	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.225		0.143	1.09
1 1/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.452		0.194	1.43
1 1/2	1.32	40*	1.049	0.884	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
2	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
2 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
3	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
3 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
4	3.50	40*	3.058	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
6	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
8	6.625	40*	6.055	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
10	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
12	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
14	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
16	14.0	30	13.25	138	3.695	3.47	54.6
18	16.0	30	15.25	158	4.189	4.00	62.6
20	18.0	20†	17.25	204	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	201	5.230	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.263	6.09	94.7

\* Commonly known as standard.  
 † Commonly known as extra heavy.  
 ‡ Approximately.

$$\begin{aligned} \text{Normal Pipe Size, Nps} &= 1,25 \text{ in} \\ \text{Schedule Number, Sch} &= 40 \\ \text{Outside Diameter, OD} &= 1,66 \text{ in} = 0,0422 \text{ m} \\ \text{Inside Diameter, ID} &= 1,38 \text{ in} = 0,0351 \text{ m} \\ \text{Flow Area per pipe, a''} &= 1,5 \text{ in}^2 = 0,0010 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

#### 4. Menghitung Head Pompa

##### Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.64) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

Material	Condition	$\epsilon$		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00015	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
Iron	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	± 60
	Rough	0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	± 60
	Stave	0.0016	0.5	± 40
Wood	—			

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

$$\text{Maka diperoleh kekasaran pipa } (\epsilon) = 0,00015 \text{ ft}$$

$$\text{Kekasaran relatif} = \frac{\epsilon}{ID} = 0,0000457 \text{ m}$$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 0,001304

**Kecepatan aliran dalam pipa**

$$\begin{aligned} V_{\text{linear}} &= \frac{Q_t}{\text{Luas permukaan dalam pipa}} \\ &= \frac{0,00200 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0010 \text{ m}^2} \\ &= 2,0710 \text{ m/s} \end{aligned}$$

**Viskositas fase cair**

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	$\log_{10} \mu_{\text{liq}} = A + B/T + C \cdot T + D \cdot T^2$			
	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,702E-05

Komponen	$\mu$ (Cp)	x	$\mu \cdot X$
H <sub>2</sub> O	0,3235	1,0000	0,3235

$$\mu = 0,3235 \text{ cP} = 0,0003235 \text{ Kg/m.s}$$

**Bilangan Reynold**

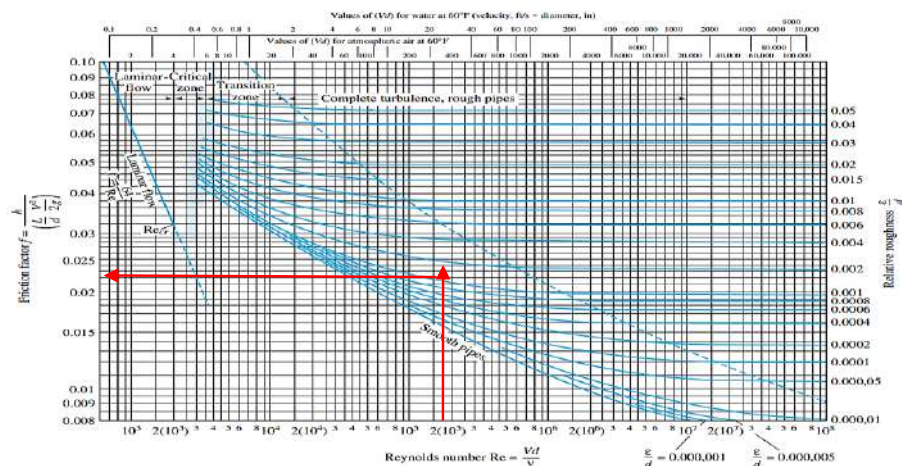
$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho \cdot ID \cdot V_{\text{linier}}}{\mu} \\ &= \frac{1023,020 \text{ Kg/m}^3 \times 0,0351 \text{ m} \times 2,0710 \text{ m/s}}{0,0003235 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 229591,231 \end{aligned}$$

**Faktor Friksi Darcy:**

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. "Fluid Mechanics" hal. 370)

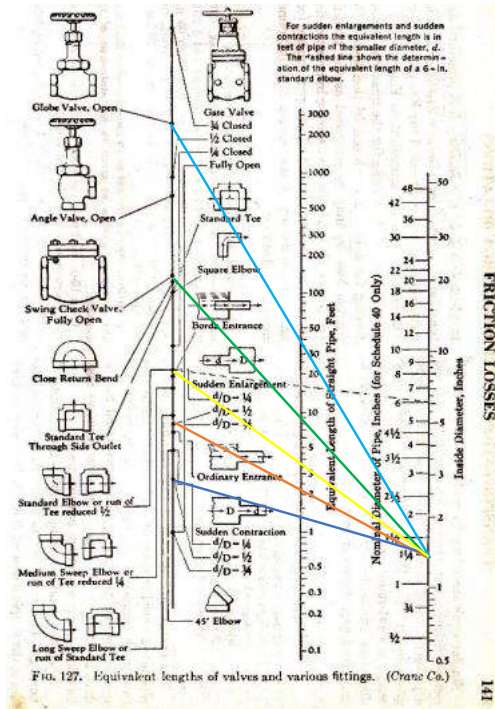
Dimana: Kekerasan relatif ( $\epsilon/ID$ ) = 0,001304

Bilangan Reynold (Re) = 229591,231



Diperoleh nilai friction factor sebesar = 0,022

Dari fig. 2-20, “Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 87.



Panjang Ekuivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
Globe valve, open	40	1	40	12,192
Swing check valve	9	1	9	2,7432
Standart elbow	3,8	2	7,6	2,3165
Sudden enlargement	2,3	1	2,3	0,7010
Sudden construction	1,3	1	1,3	0,3962
Total			60,2	18,349

$$\begin{aligned} \Sigma Le &= 18,349 \text{ m} \\ \Sigma Le + L &= 18,349 \text{ m} + 47,6 \text{ m} \\ &= 65,949 \text{ m} \\ &= 216,37 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Rapat Berat (Weight Density)**

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_L \times g \\ &= 1023,020 \times 9,8 \\ &= 10025,60 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

**Head Pompa**

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{1in}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{2in}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

$$g = \text{Percepatan gravitasi normal (m/s}^2\text{)}$$

- $h_f$  = Head karena friksi (m)  
 $Z_1$  = Elevasi titik 1 (m)  
 $Z_2$  = Elevasi titik 2 (m)  
 $H_{man}$  = Head pompa (m)  
 $P_1$  = Tekanan pada titik 1 (Pa)  
 $P_2$  = Tekanan pada titik 2 (Pa)  
 $V_1$  = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)  
 $V_2$  = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned}
 H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\
 &= \left( \frac{101325,00 - 111350,6}{10025,5957} \right) \text{ N/m}^2 \\
 &= -1,0000 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\
 &= \left( \frac{2,0710^2 - 2,0710^2}{2 \times 9,8} \right) \text{ m}^2/\text{s}^2 \\
 &= 0,0000 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \\
 &= 8 \text{ m} - 1 \text{ m} \\
 &= 7 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned}
 h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\
 &= \frac{0,022 \times (47,6 + 18,349) \times 2,0710^2}{2 \times 9,8 \times 0,0351} \\
 &= 9,0580 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned}
 H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\
 &= -1,00 + 0,0000 + 7 + 9,0580 \\
 &= 15,1580 \text{ m} = 49,7309 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### 5. Jenis Pompa

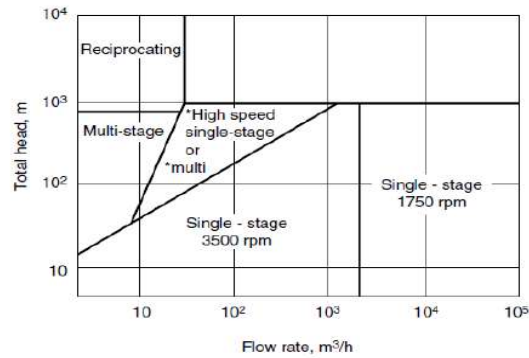


Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. \*Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

$$Q = 7,2152 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$H = 15,1580 \text{ m}$$

Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnott (1983) hal 245 didapatkan

Jenis Pompa = *Centrifugal Pump - single stage*

Putaran Pompa = 3500 rpm

### 6. Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = n\sqrt{Q}/H^{3/4} \tag{3-11}$$

dimana,

n = Putaran pompa, rpm

Q = Debit, gpm

H = Head pompa, ft

Ns = Specific speed

n = 3500 rpm

Q = 31,77 gpm

H = 49,73 ft

Sehingga

$$N_s = 1053,390$$

Dari nilai *specific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan

Jenis Impeller = *Radial-Vane Field*

Dari fig. 3-47, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194.



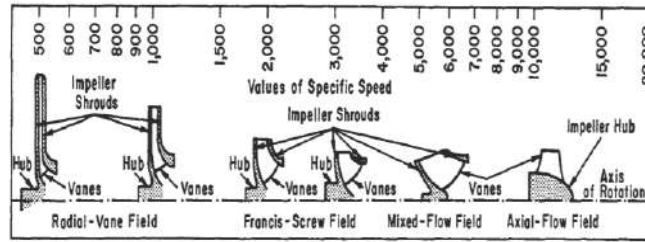


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, Standards of the Hydraulic Institute, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

### 7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

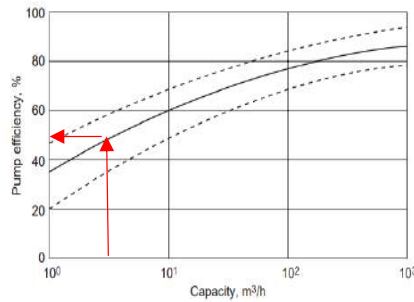


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\rho}{eff}$$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnott (2008), diperoleh

$$Q = 7,22 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$eff = 0,5$$

$$\text{maka BHP} = 446,509 \text{ lb.ft/s} = 0,80 \text{ hp}$$

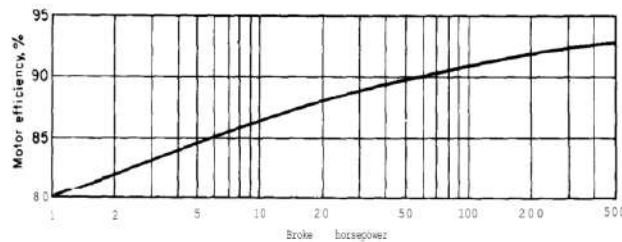


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan :

Efisiensi motor : 80%

$$\text{Daya yang diperlukan} = \frac{BHP}{\text{efisiensi motor}} = 1,005 \text{ hp}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Berdasarkan standar, dipilih daya standar = 1,50 hp

### 8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

#### Tekanan uap fluida

Data Tekanan Uap Murni

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

Dengan :

P sat = Tekanan uap komponen (mmHg)

T = Temperatur (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4247E-09	1,809E-06

Komponen	kmol/jam	y	Puap (atm)
H <sub>2</sub> O	410,069	1,0000	0,0416

Diperoleh Puap sebesar = 0,0416 atm

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 3-10 Ludwig hal.190 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / spgr) - hsl$$

Dimana :

P<sub>a</sub> : tekanan operasi = 1,00 atm = 1,013 bar

P<sub>vp</sub> : tekanan uap murni = 0,042 atm = 0,04212 bar

S : *suction head* = 0,5 m

Spgr : *specific gravity* = 1,0230

f : *friction factor* = 0,022

L+Le : panjang total pipa = 5,84 m

v = 2,0710 m/s

g = 9,8 m/s<sup>2</sup>

ID = 0,035 m

hsl : *friction loss*

$$\begin{aligned} hsl &= \frac{f \times (L+Le) \times v^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,0220 \times 5,84 \text{ m} \times (2,071 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,04 \text{ m}} \\ &= 0,8022 \text{ m} \\ &= 80,2179 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSHa} &= S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / \text{spgr}) - H_{sl} \\ &= 1 + (1,013 - 0,04) \times \frac{2,31}{1,023} - 0,8022 \text{ m} \\ &= 1,8907 \text{ m} \end{aligned}$$

**NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)**

NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>) dihitung dengan pers. 2-43 Sularso hal. 46

$$\text{NPSH}_R = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/3} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 3500 rpm

Q : Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/menit) = 0,120 m<sup>3</sup>/menit

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_R &= \left( \frac{3500}{1200} \right)^{4/3} \times (0,120)^{2/3} \\ &= 1,0153 \text{ m} \end{aligned}$$

$$1,8907 > 1,0153$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>), maka tidak terjadi kavitasi

**KESIMPULAN POMPA UTILITAS  
(PU-04)**

Tugas : Memompa air dari Cooling Tower (CT-01) menuju unit pendingin.  
Jenis : *Centrifugal Pump*

Suhu, T = 30 °C = 303 K

Pemilihan pipa :

NPS = 1,25 in = 0,0318 m

Sch no = 40

OD = 1,66 in = 0,0422 m

ID = 1,38 in = 0,0351 m

Bahan Konstruksi = *Commercial Steel*

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 7,22 m<sup>3</sup>/jam

Head pompa = 15,158 m

Kecepatan putar = 3500 rpm

Daya Motor = 1,5 Hp

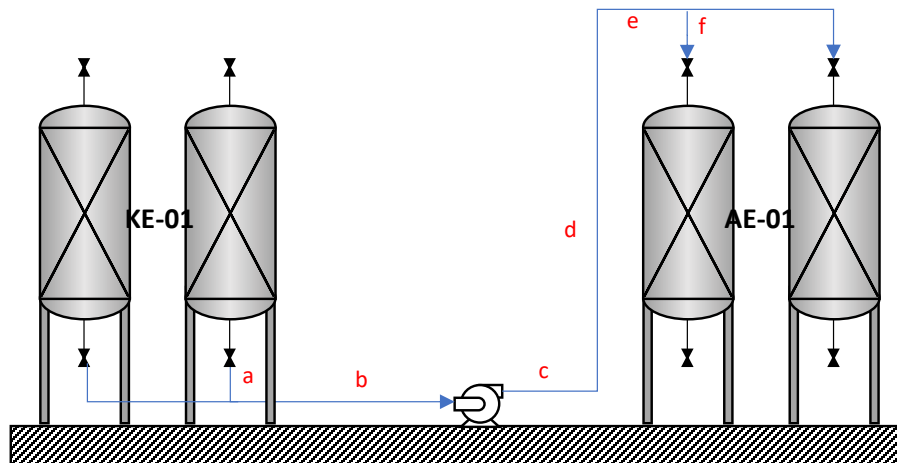
NPSH

NPSH yang tersedia = 1,891 m

NPSH yang diperlukan = 1,0153 m

**POMPA UTILITAS  
(PU-05)**

Tugas : Memompa air dari Kation Exchanger (KE-01) menuju Anion Exchanger (AE-01).  
 Jenis : *Centrifugal Pump*



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

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

$$a = 1 \text{ m} ; d = 2,2 \text{ m} ; f = 1 \text{ m}$$

$$b = 6,0 \text{ m} ; e = 2 \text{ m} ;$$

$$c = 3 \text{ m}$$

$$\text{Panjang Pipa Lurus} = 15,2 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 1 \text{ m (posisi suction head)}$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 2,2 \text{ m}$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menentukan Jenis Pompa
6. Menentukan Tipe Impeler
7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya
8. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*

**Bahan yang di pompa :**

Komponen	BM (kg/kmol)	m (Kg/jam)	n (kmol/jam)
H <sub>2</sub> O	18	119,935	6,663

**1. Menentukan Titik Pemompaan**

- a. Titik 1, Suction : Dasar Kation Exchanger
  - Tinggi Suction Head = 1 m
  - Tekanan permukaan cairan suction head = 1 atm  
= 101325 Pa
  - Tekanan permukaan cairan suction head = 1 atm  
= 101325 Pa
  - Tekanan Hidrostatik cairan suction head =  $\rho \times g \times h$  cairan  
= 1023,02 x 9,8 x 0,57  
= 5688,89 Pa  
= 0,0561 atm
  - Tekanan permukaan cairan suction head total = 107014 Pa  
= 1,0561 atm
  
- b. Titik 2, Discharge : Ujung pipa masuk Bak Penampung (BU-01)
  - Tinggi Discharge Head = 2,24 m
  - Tekanan Permukaan cairan discharge head = 1 atm  
= 101325 Pa

**2. Menentukan Kapasitas Pompa**

Data Densitas fase cair (gr/ml)

$$\rho = A \times (B^{-\frac{T}{Tc}})^n$$

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc)^n
H <sub>2</sub> O	0,34710	0,27400	0,28570	647,13	0,83491

Komponen	m (Kg/jam)	x	$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\rho \cdot x$
H <sub>2</sub> O	119,9349	1,0000	1023,020	1023,020

$\rho$  (densitas) = 1023,020 Kg/m<sup>3</sup> = 63,4272 lb/ft<sup>3</sup>

Laju Volumetrik, Q =  $\frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}}$

=  $\frac{119,9 \text{ kg/jam}}{1023,02 \text{ kg/m}^3}$

= 0,1172 m<sup>3</sup>/jam

= 0,0001 L/jam

= 0,00003 m<sup>3</sup>/s

= 0,00195 m<sup>3</sup>/menit

= 0,51617 gall/menit

**3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum**

$$d, \text{ optimum} = 293 G^{0.53} \rho^{-0.37} \tag{5.14}$$

(persamaan 5.14, Coulson hal 221)

Keterangan :

G = Massa (kg/s)

$\rho$  = Densitas (kg/m<sup>3</sup>)

Sehingga didapatkan :

Dopt = 3,7172 mm

= 0,0037 m

= 0,1463 in

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /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†	0.545	0.225		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.199	4.00	62.6
18	18.0	20‡	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20‡	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

\* Commonly known as standard.  
 † Commonly known as extra heavy.  
 ‡ Approximately.

- Normal Pipe Size, Nps = 0,25 in
- Schedule Number, Sch = 40
- Outside Diameter, OD = 0,54 in = 0,0137 m
- Inside Diameter, ID = 0,364 in = 0,0092 m
- Flow Area per pipe, a" = 0,104 in<sup>2</sup> = 0,0001 m<sup>2</sup>

4. Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.51) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

Material	Condition	f		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.00007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
	Riveted	0.01	3.0	± 70
Iron	Rusted	0.017	2.0	± 50
	Cast, new	0.00035	0.26	± 50
	Wrought, new	0.00013	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40

Material	Surface	ε (ft)	ε (m)
Asphalt cast	Asphalt cast	0.0004	0.12
Brass	Drawn, new	0.000097	0.002
Plastic	Drawn tubing	0.00005	0.0015
Glass	—	Smooth	Smooth
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04
	Rough	0.007	2.0
Rubber	Seawater	0.00033	0.01
Wood	Stave	0.0016	0.5

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Maka diperoleh kekasaran pipa (ε) = 0,00015 ft  
 = 0,0000457 m

**Kekasaran relatif** =  $\frac{\epsilon}{ID}$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 0,004945

**Kecepatan aliran dalam pipa**

V<sub>linear</sub> =  $\frac{Q_t}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$   
 =  $\frac{0,00003 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0001 \text{ m}^2}$   
 = 0,4854 m/s

**Viskositas fase cair**

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	log 10 n <sub>liq</sub> = A + B/T + C.T + D.T <sup>2</sup>			
	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,702E-05

Komponen	μ (Cp)	x	μ · X
H <sub>2</sub> O	0,3235	1,0000	0,3235

μ = 0,3235 cP = 0,0003235 Kg/m.s

**Bilangan Reynold**

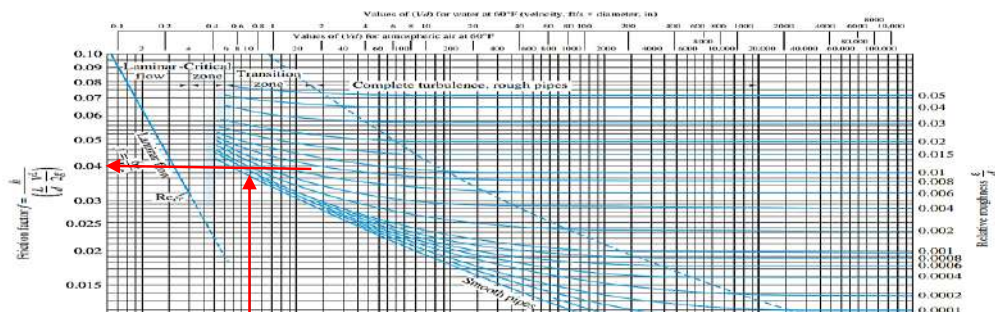
Re =  $\frac{\rho \cdot ID \cdot V_{\text{linier}}}{\mu}$   
 =  $\frac{1023,020 \text{ Kg/m}^3 \times 0,0092 \text{ m} \times 0,4854 \text{ m/s}}{0,0003235 \text{ Kg/m.s}}$   
 = 14192,253

**Faktor Friksi Darcy:**

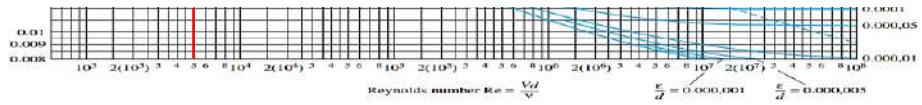
Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. "Fluid Mechanics" hal. 370)

Dimana: Kekerasan relatif (ε/ID) = 0,004945

Bilangan Reynold (Re) = 14192,253

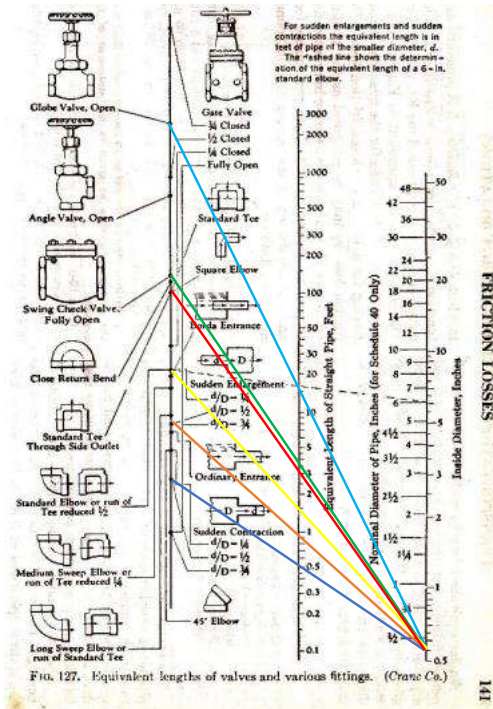






Diperoleh nilai friction factor sebesar  $f = 0,023$

Dari fig. 2-20, “Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 87.



Panjang Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$	
			ft	m
Globe valve, open	28	1	28	8,534
Swing check valve	3,1	1	3,1	0,9449
Standart elbow	1,8	4	7,2	2,1946
Standart tee	3	2	6	1,8288
Sudden enlargement	1	1	1	0,3048
Sudden construction	0,5	1	0,5	0,1524
<b>Total</b>			<b>45,8</b>	<b>13,960</b>

$$\begin{aligned} \Sigma Le &= 13,960 \text{ m} \\ \Sigma Le + L &= 13,960 \text{ m} + 15,2 \text{ m} \\ &= 29,201 \text{ m} \\ &= 95,80 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Rapat Berat (Weight Density)**

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_L \times g \\ &= 1023,020 \times 9,8 \\ &= 10025,60 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

### Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

$g$  = Percepatan gravitasi normal ( $m/s^2$ )

$h_f$  = Head karena friksi (m)

$Z_1$  = Elevasi titik 1 (m)

$Z_2$  = Elevasi titik 2 (m)

$H_{man}$  = Head pompa (m)

$P_1$  = Tekanan pada titik 1 (Pa)

$P_2$  = Tekanan pada titik 2 (Pa)

$V_1$  = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

$V_2$  = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \left( \frac{101325,00 - 107013,9}{10025,5957} \right) \text{ N/m}^2 \\ &= -0,5674 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \left( \frac{0,4854^2 - 0,4854^2}{2 \times 9,8} \right) \text{ m}^2/s^2 \\ &= 0,0000 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 2 \text{ m} - 1 \text{ m} \\ &= 1 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin1}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,023 \times (15,2 + 13,960) \times 0,4854^2}{2 \times 9,8 \times 0,0092} \\ &= 0,8731 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= -0,57 + 0,0000 + 1 + 0,8731 \\ &= 1,5463 \text{ m} = 5,0732 \text{ ft} \end{aligned}$$

5. Jenis Pompa

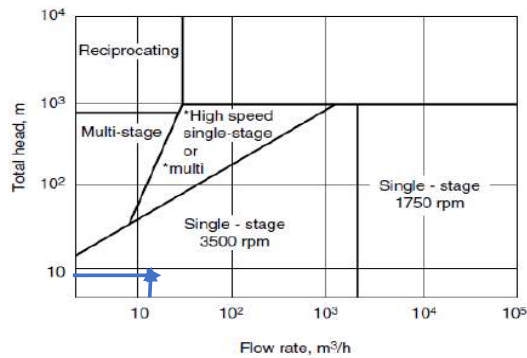


Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. \*Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

Q = 0,1172 m<sup>3</sup>/jam

H = 1,5463 m

Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnott (1983) hal 245 didapatkan

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - single stage

Putaran Pompa = 3500 rpm

6. Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = n\sqrt{Q}/H^{3/4} \tag{3-11}$$

dimana,

n = Putaran pompa, rpm

Q = Debit, gpm

H = Head pompa, ft

Ns = Specific speed

n = 3500 rpm

Q = 0,52 gpm

H = 5,07 ft

Sehingga

Ns = 743,883

Dari nilai *specific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan

Jenis Impeller = Radial-Vane Field

Dari fig. 3-47, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194.

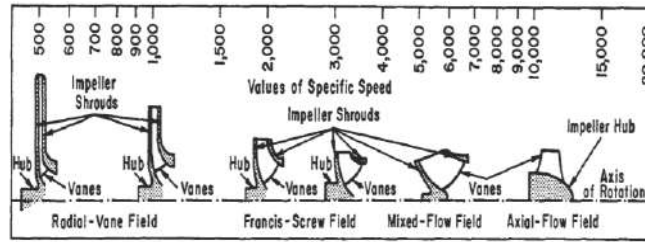


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, Standards of the Hydraulic Institute, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

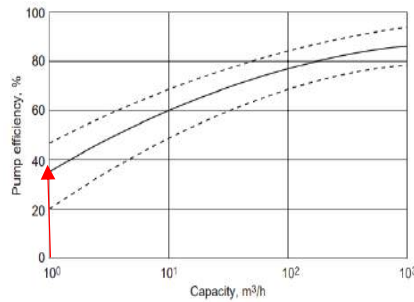


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\rho}{eff}$$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnott (2008), diperoleh

$$Q = 0,12 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$eff = 0,38$$

$$\text{Maka BHP} = 0,974 \text{ lb.ft/s} = 0,002 \text{ hp}$$

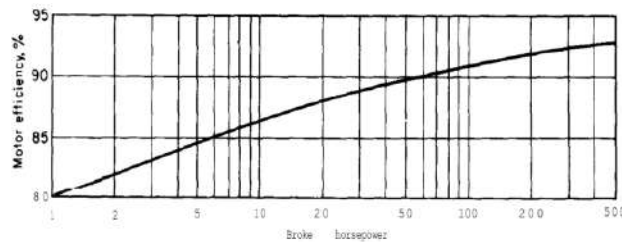


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan :

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Daya yang diperlukan} = \frac{BHP}{\text{efisiensi motor}} = 0,002 \text{ hp}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Berdasarkan standar, dipilih daya standar = 0,50 hp

### 8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

#### Tekanan uap fluida

Data Tekanan Uap Murni

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

Dengan :

P sat = Tekanan uap komponen (mmHg)

T = Temperatur (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4247E-09	1,809E-06

Komponen	kmol/jam	y	Puap (atm)
H <sub>2</sub> O	6,663	1,0000	0,0416

Diperoleh Puap sebesar = 0,0416 atm

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 3-10 Ludwig hal.190 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / spgr) - h_{sl}$$

Dimana :

P<sub>a</sub> : tekanan operasi = 1,00 atm = 1,013 bar

P<sub>vp</sub> : tekanan uap murni = 0,042 atm = 0,04212 bar

S : *suction head* = 1,0 m

Spgr : *specific gravity* = 1,0230

f : *friction factor* = 0,023

L+Le : panjang total pipa = 9,35 m

v = 0,4854 m/s

g = 9,8 m/s<sup>2</sup>

ID = 0,009 m

hsl : *friction loss*

$$\begin{aligned} hsl &= \frac{f \times (L+Le) \times v^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,0230 \times 9,35 \text{ m} \times (0,485 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,01 \text{ m}} \\ &= 0,279 \text{ m} \\ &= 27,9 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSHa} &= S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / \text{spgr}) - \text{Hsl} \\ &= 1 + (1,013 - 0,04) \times \frac{2,31}{1,023} - 0,2795 \text{ m} \\ &= 2,9134 \text{ m} \end{aligned}$$

**NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)**

NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>) dihitung dengan pers. 2-43 Sularso hal. 46

$$\text{NPSHr} = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/3} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 3500 rpm

Q : Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/menit) = 0,0020 m<sup>3</sup>/menit

$$\begin{aligned} \text{NPSHr} &= \left( \frac{3500}{1200} \right)^{4/3} \times (0,0020)^{2/3} \\ &= 0,0651 \text{ m} \end{aligned}$$

$$2,9134 > 0,0651$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>), maka tidak terjadi kavitasi

**KESIMPULAN POMPA UTILITAS  
(PU-05)**

Tugas : Memompa air dari *Kation Exchanger* (KE-01) menuju *Anion Exchanger* (AE-01)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Suhu, T = 30 °C = 303 K

Pemilihan pipa :

NPS = 0,25 in = 0,0064 m

Sch no = 40

OD = 0,54 in = 0,0137 m

ID = 0,364 in = 0,0092 m

Bahan Konstruksi = *Commercial Steel*

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 0,12 m<sup>3</sup>/jam

Head pompa = 1,5463 m

Kecepatan putar = 3500 rpm

Daya Motor = 0,5 Hp

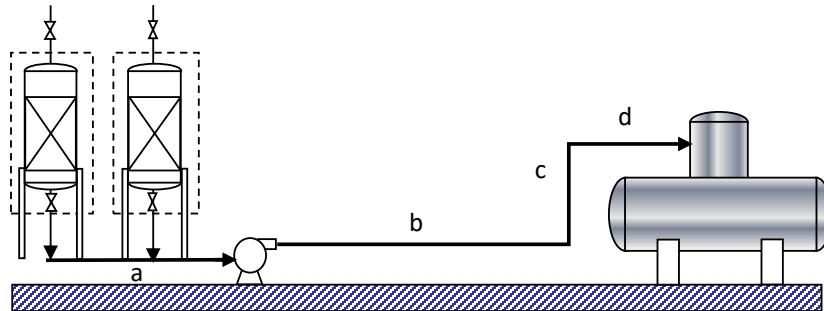
NPSH

NPSH yang tersedia = 2,913 m

NPSH yang diperlukan = 0,0651 m

**POMPA UTILITAS  
(PU-06)**

Tugas : Memompa air dari Anion Exchanger (AE-01) menuju Deaerator (DA-01) dan Tangki Air Proses.  
 Jenis : *Centrifugal Pump*



Kondisi Operasi :

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

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

$$a = 20 \text{ m} ; d = 2,0 \text{ m}$$

$$b = 6,0 \text{ m} ;$$

$$c = 2 \text{ m}$$

$$\text{Panjang Pipa Lurus} = 30,0 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 1 \text{ m (posisi suction head)}$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 2,0 \text{ m}$$

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menentukan Jenis Pompa
6. Menentukan Tipe Impeler
7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya
8. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*

**Bahan yang di pompa :**

Komponen	BM (kg/kmol)	m (Kg/jam)	n (kmol/jam)
H <sub>2</sub> O	18	119,935	6,663



**1. Menentukan Titik Pemompaan**

- a. Titik 1, Suction : Dasar Anion
  - Tinggi Suction Head = 1 m
  - Tekanan permukaan cairan suction head = 1 atm  
= 101325 Pa
  - Tekanan Hidrostatik cairan suction head =  $\rho \times g \times h$  cairan  
= 1023,02 x 9,8 x 0,422  
= 4228,04 Pa  
= 0,0417 atm
  - Tekanan permukaan cairan suction head total = 105553 Pa  
= 1,0417 atm
  
- b. Titik 2, Discharge : Ujung pipa masuk Bak Penampung (BU-01)
  - Tinggi Discharge Head = 2,03 m
  - Tekanan Permukaan cairan discharge head = 1 atm  
= 101325 Pa

**2. Menentukan Kapasitas Pompa**

Data Densitas fase cair (gr/ml)

$$\rho = A \times (B^{-(1-\frac{T}{Tc})})^n$$

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc)^n
H <sub>2</sub> O	0,34710	0,27400	0,28570	647,13	0,83491

Komponen	m (Kg/jam)	x	$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\rho \cdot x$
H <sub>2</sub> O	119,9349	1,0000	1023,020	1023,020

$\rho$  (densitas) = 1023,020 Kg/m<sup>3</sup> = 63,4272 lb/ft<sup>3</sup>

Laju Volumetrik, Q =  $\frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}}$

=  $\frac{119,9 \text{ kg/jam}}{1023,02 \text{ kg/m}^3}$

= 0,1172 m<sup>3</sup>/jam

= 0,0001 L/jam

= 0,00003 m<sup>3</sup>/s

= 0,00195 m<sup>3</sup>/menit

= 0,51617 gall/menit

**3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum**

$$d, \text{ optimum} = 293 G^{0.53} \rho^{-0.37} \tag{5.14}$$

(persamaan 5.14, Coulson hal 221)

Keterangan :

G = Massa (kg/s)

$\rho$  = Densitas (kg/m<sup>3</sup>)

Sehingga didapatkan :

Do<sub>pt</sub> = 3,7172 mm  
 = 0,0037 m  
 = 0,1463 in

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal.

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1 1/4	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/2	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2 1/2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.839	2.95		0.508	5.03
3	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
4	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
6	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
8	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
10	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
12	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
14	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
		40	13.25	138		3.665	3.47
16	14.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
		40	17.25	234		4.712	4.52
18	16.0	20†	19.25	291	5.236	5.05	73.6
		30	21.25	355		5.747	5.56
20	18.0	20†	23.25	425	6.283	6.09	94.7
		30	25.25	500		6.794	6.60

\* Commonly known as standard.  
 † Commonly known as extra heavy.  
 ‡ Approximately.

Normal Pipe Size, Nps = 0,25 in  
 Schedule Number, Sch = 40  
 Outside Diameter, OD = 0,54 in = 0,0137 m  
 Inside Diameter, ID = 0,364 in = 0,0092 m  
 Flow Area per pipe, a" = 0,104 in<sup>2</sup> = 0,0001 m<sup>2</sup>

4. Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.64) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

Material	Condition	$\epsilon$		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

Material	Condition	ε (ft)	ε (m)	Relative Roughness (ε/D)
Iron	Rusted	0.007	2.0	± 50
	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
	Drawn, new	0.00007	0.002	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.00005	0.0015	± 60
	Glass	—	Smooth	Smooth
Concrete	Smoothed	0.0013	0.04	± 60
	Rough	0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.00033	0.01	± 60
	Wood	Stave	0.016	0.5

Maka diperoleh kekasaran pipa (ε) = 0,00015 ft  
 = 0,0000457 m

**Kekasaran relatif** =  $\frac{\epsilon}{ID}$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 0,004945

**Kecepatan aliran dalam pipa**

Vlinear =  $\frac{Qt}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$   
 =  $\frac{0,00003 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0001 \text{ m}^2}$   
 = 0,4854 m/s

**Viskositas fase cair**

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	log 10 nliq = A + B/T + C.T + D.T <sup>2</sup>			
	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,7018E-05

Komponen	μ (Cp)	x	μ · X
H <sub>2</sub> O	0,3235	1,0000	0,3235

μ = 0,3235 cP = 0,0003235 Kg/m.s

**Bilangan Reynold**

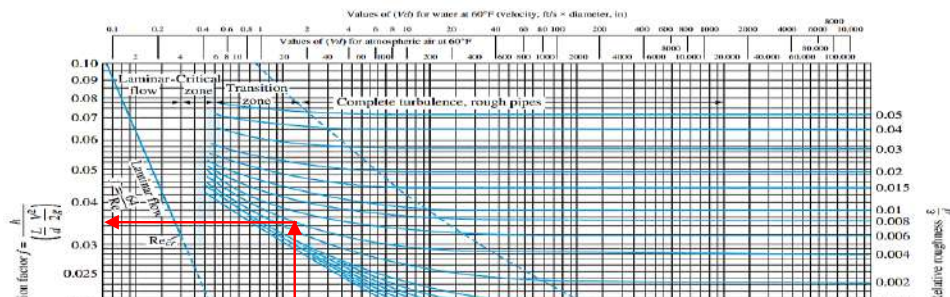
Re =  $\frac{\rho \cdot ID \cdot V_{linier}}{\mu}$   
 =  $\frac{1023,020 \text{ Kg/m}^3 \times 0,0092 \text{ m} \times 0,4854 \text{ m/s}}{0,0003235 \text{ Kg/m.s}}$   
 = 14192,253

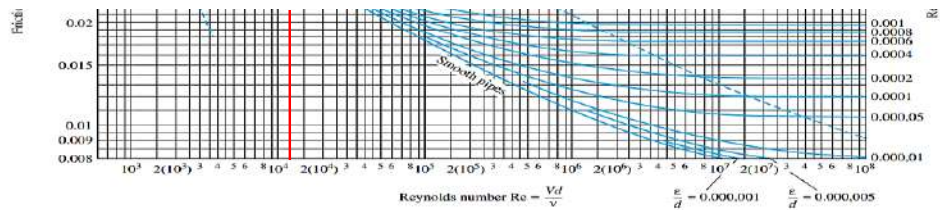
**Faktor Friksi Darcy:**

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. "Fluid Mechanics" hal. 370)

Dimana: Kekerasan relatif (ε/ID) = 0,004945

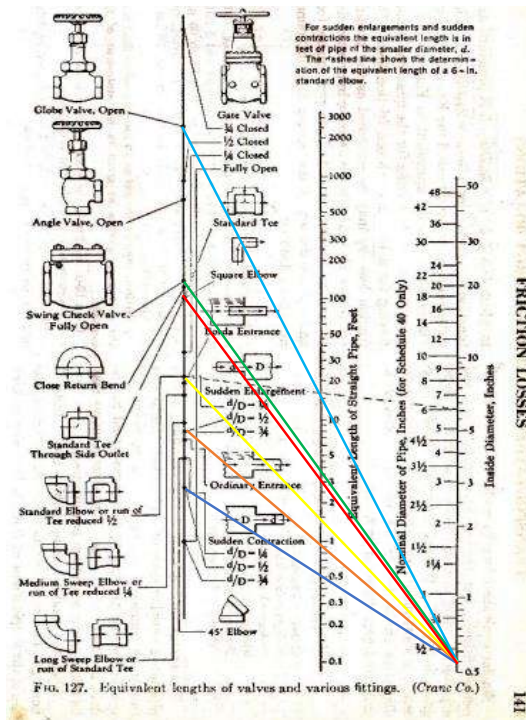
Bilangan Reynold (Re) = 14192,253





Diperoleh nilai friction factor sebesar = 0,023

Dari fig. 2-20, “Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 87.



Panjang Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
Globe valve, open	28	1	28	8,534
Swing check valve	3,1	1	3,1	0,9449
Standart elbow	1,8	3	5,4	1,6459
Standart elbow	3	1	3	0,9144
Sudden enlargement	1	1	1	0,3048
Sudden construction	0,5	1	0,5	0,1524
Total			41	12,497

$$\begin{aligned} \Sigma Le &= 12,497 \text{ m} \\ \Sigma Le + L &= 12,497 \text{ m} + 30,0 \text{ m} \\ &= 42,526 \text{ m} \\ &= 139,52 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Rapat Berat (Weight Density)**

$$\gamma = \rho_L \times g$$

$$= 1023,020 \times 9,8$$

$$= 10025,60 \text{ N/m}^3$$

### Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernouilly :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

$g$  = Percepatan gravitasi normal ( $\text{m/s}^2$ )

$h_f$  = Head karena friksi (m)

$Z_1$  = Elevasi titik 1 (m)

$Z_2$  = Elevasi titik 2 (m)

$H_{man}$  = Head pompa (m)

$P_1$  = Tekanan pada titik 1 (Pa)

$P_2$  = Tekanan pada titik 2 (Pa)

$V_1$  = Kecepatan linear pada titik 1 ( $\text{m/s}$ )

$V_2$  = Kecepatan linear pada titik 2 ( $\text{m/s}$ )

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma}$$

$$= \left( \frac{101325,00 - 105553,0}{10025,5957 \text{ N/m}^3} \right) \text{ N/m}^2$$

$$= -0,4217 \text{ m}$$

b. Velocity Head

$$H_v = \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g}$$

$$= \left( \frac{0,4854^2 - 0,4854^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \right) \text{ m}^2/\text{s}^2$$

$$= 0,0000 \text{ m}$$

c. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1$$

$$= 2 \text{ m} - 1 \text{ m}$$

$$= 1 \text{ m}$$

d. Friction Head

$$h_f = \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

$$= \frac{0,023 \times (30,0 + 12,497) \times 0,4854^2}{2 \times 9,8 \times 0,0092}$$

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

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= -0,42 + 0,0000 + 1 + 1,27 \\ &= 1,8790 \text{ m} = 6,1648 \text{ ft} \end{aligned}$$

### 5. Jenis Pompa

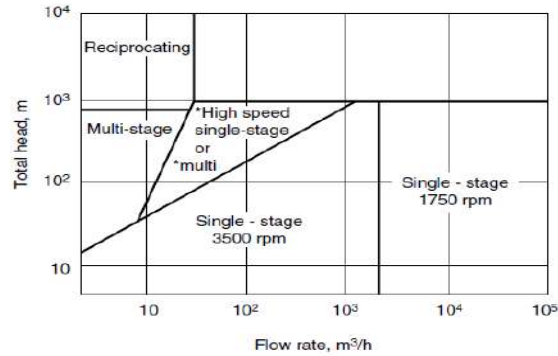


Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. \*Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

$$Q = 0,1172 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$H = 1,8790 \text{ m}$$

Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnott (1983) hal 245 didapatkan

$$\text{Jenis Pompa} = \text{Centrifugal Pump - single stage}$$

$$\text{Putaran Pompa} = 3500 \text{ rpm}$$

### 6. Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentrifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = n\sqrt{Q}/H^{3/4} \quad (3-11)$$

dimana,

$$n = \text{Putaran pompa, rpm}$$

$$Q = \text{Debit, gpm}$$

$$H = \text{Head pompa, ft}$$

$$N_s = \text{Specific speed}$$

$$n = 3500 \text{ rpm}$$

$$Q = 0,52 \text{ gpm}$$

$$H = 6,16 \text{ ft}$$

Sehingga

$$N_s = 642,729$$

Dari nilai *specific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan

$$\text{Jenis Impeller} = \text{Radial-Vane Field}$$

Dari fig. 3-47, “Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 194.

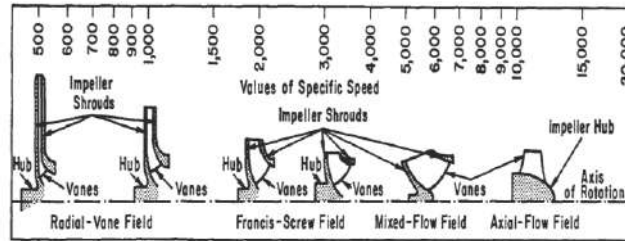


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, Standards of the Hydraulic Institute, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

### 7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

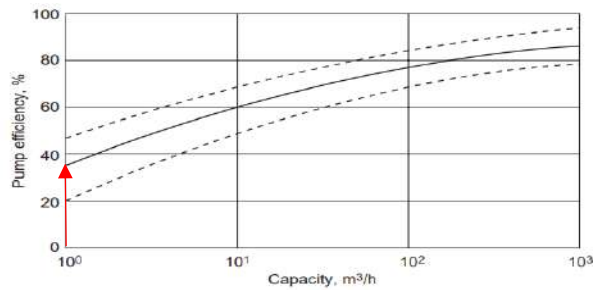


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\rho}{eff}$$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnott (2008), diperoleh

$$Q = 0,12 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$eff = 0,38$$

$$\text{Maka BHP} = 1,1834 \text{ lb.ft/s} = 0,0021 \text{ hp}$$

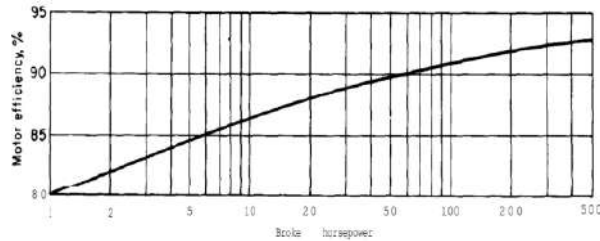


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan :

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Daya yang diperlukan} = \frac{BHP}{\text{efisiensi motor}} = 0,003 \text{ hp}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Berdasarkan standar, dipilih daya standar 0,50 hp

### 8. Menghitung *Net Positive Suction Head* (NPSH)

#### Tekanan uap fluida

Data Tekanan Uap Murni

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

Dengan :

P sat = Tekanan uap komponen (mmHg)

T = Temperatur (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4247E-09	1,809E-06

Komponen	kmol/jam	y	Puap (atm)
H <sub>2</sub> O	6,663	1,0000	0,0416

Diperoleh Puap sebesar = 0,0416 atm

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 3-10 Ludwig hal.190 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / \text{spgr}) - h_{sl}$$

Dimana :

P<sub>a</sub> : tekanan operasi = 1,00 atm = 1,013 bar

P<sub>vp</sub> : tekanan uap murni = 0,042 atm = 0,04212 bar

S : *suction head* = 1,0 m

Spgr : *specific gravity* = 1,0230

f : *friction factor* = 0,023

L+Le : panjang total pipa = 30,00 m

v = 0,4854 m/s

g = 9,8 m/s<sup>2</sup>

ID = 0,009 m

h<sub>sl</sub> : *friction loss*

$$h_{sl} = \frac{f \times (L+Le) \times v^2}{2 \times g \times ID}$$



$$\begin{aligned} &= \frac{0,0230 \times 30,00 \text{ m} \times 0,485 \text{ m/s}^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,01 \text{ m}} \\ &= 0,897 \text{ m} \\ &= 89,696 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSHa} &= S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / \text{spgr}) - H_{sl} \\ &= 1 + (1,013 - 0,0421) \times \frac{2,31}{1,023} - 0,8970 \\ &= 2,2959 \text{ m} \end{aligned}$$

**NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)**

NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>) dihitung dengan pers. 2-43 Sularso hal. 46

$$NPSH_r = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/3} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} N : \text{Kecepatan putar (rpm)} &= 3500 \text{ rpm} \\ Q : \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/menit)} &= 0,0020 \text{ m}^3\text{/menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_r &= \left( \frac{3500}{1200} \right)^{4/3} \times (0,002)^{2/3} \\ &= 0,0651 \text{ m} \end{aligned}$$

$$2,2959 > 0,0651$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>), maka tidak terjadi kavitas

**KESIMPULAN POMPA UTILITAS  
(PU-06)**

Tugas : Memompa air dari Anion Exchanger (AE-01) menuju Deaerator (DA-01) dan Tangki Air Proses.

Jenis : *Centrifugal Pump*

Suhu, T = 30 °C = 303 K

Pemilihan pipa :

NPS = 0,25 in = 0,0064 m

Sch no = 40

OD = 0,54 in = 0,0137 m

ID = 0,364 in = 0,0092 m

Bahan Konstruksi = *Commercial Steel*

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 0,12 m<sup>3</sup>/jam

Head pompa = 1,88 m

Kecepatan putar = 3500 rpm

Daya Motor = 0,5 Hp

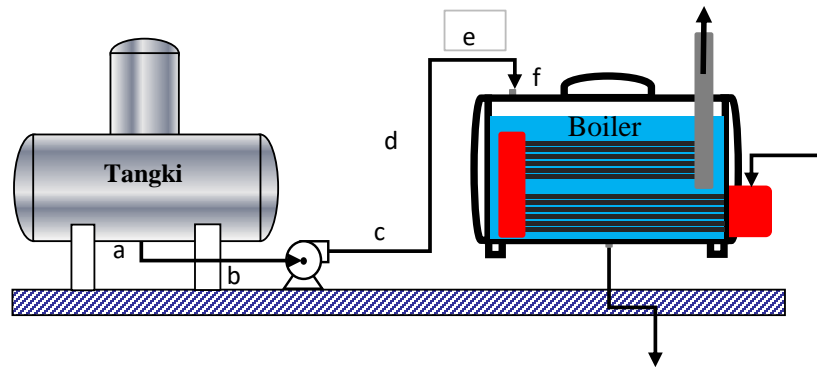
NPSH

NPSH yang tersedia = 2,296 m

NPSH yang diperlukan = 0,0651 m

**POMPA UTILITAS  
(PU-07)**

Tugas : Memompa air dari Tangki Umpan Boiler (TU-06) menuju Boiler (BL-0)  
 Jenis : *Centrifugal Pump*



**Kondisi Operasi**

$$T = 62,7 \text{ } ^\circ\text{C} = 336 \text{ K}$$

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

$$a = 1 \text{ m} ; \quad d = 1,1 \text{ m} ; \quad f = 1,0 \text{ m}$$

$$b = 20,0 \text{ m} ; \quad e = 1,5 \text{ m} ;$$

$$c = 15 \text{ m}$$

$$\text{Panjang Pipa Lurus} = 39,6 \text{ m}$$

$$\text{Elevasi, } z_1 = 1 \text{ m (posisi suction head)}$$

$$\text{Elevasi, } z_2 = 1,1 \text{ m}$$

**Langkah Perhitungan :**

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menentukan Jenis Pompa
6. Menentukan Tipe Impeler
7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya
8. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*

**Bahan yang di pompa :**

Komponen	BM (kg/kmol)	m (Kg/jam)	n (kmol/jam)
H <sub>2</sub> O	18	1026,322	57,018

**1. Menentukan Titik Pemompaan**

- a. Titik 1, Suction : Permukaan cairan dari Truk
  - Tinggi Suction Head = 1 m
  - Tekanan permukaan cairan suction head = 1 atm = 101325 Pa
  - Tekanan Hidrostatik cairan suction head =  $\rho \times g \times h$  cairan =  $992,41 \times 9,8 \times 3,638$  = 35382,1 Pa = 0,3492 atm
  - Tekanan permukaan cairan suction head total = 136707 Pa = 1,3492 atm
  
- b. Titik 2, Discharge : Ujung pipa masuk Bak Penampung (BU-01)
  - Tinggi Discharge Head = 1,12 m
  - Tekanan Permukaan cairan discharge head = 1 atm = 101325 Pa

**2. Menentukan Kapasitas Pompa**

Data Densitas fase cair (gr/ml)

$$\rho = A \times (B^{-1 - \frac{T}{Tc}})^n$$

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc)^n
H <sub>2</sub> O	0,34710	0,27400	0,28570	647,13	0,81145

Komponen	m (Kg/jam)	x	$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\rho \cdot x$
H <sub>2</sub> O	1026,3224	1,0000	992,407	992,407

$\rho$  (densitas) = 992,407 Kg/m<sup>3</sup> = 61,5293 lb/ft<sup>3</sup>

Laju Volumetrik, Q =  $\frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}}$

=  $\frac{1026,3 \text{ kg/jam}}{992,41 \text{ kg/m}^3}$

= 1,0342 m<sup>3</sup>/jam

= 0,0010 L/jam

= 0,00029 m<sup>3</sup>/s

= 0,01724 m<sup>3</sup>/menit

= 4,55333 gall/menit

**3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum**

$$d, \text{ optimum} = 293 G^{0.53} \rho^{-0.37} \tag{5.14}$$

(persamaan 5.14, Coulson hal 221)

Keterangan :

G = Massa (kg/s)

$\rho$  = Densitas (kg/m<sup>3</sup>)

Sehingga didapatkan :

Do<sub>pt</sub> = 11,7282 mm  
 = 0,0117 m  
 = 0,4617 in

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal.

844

PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1 1/4	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/2	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 3/4	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.0
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

\* Commonly known as standard.  
 † Commonly known as extra heavy.  
 ‡ Approximately.

Normal Pipe Size, Nps = 0,5 in  
 Schedule Number, Sch = 40  
 Outside Diameter, OD = 0,84 in = 0,0213 m  
 Inside Diameter, ID = 0,622 in = 0,0158 m  
 Flow Area per pipe, a" = 0,304 in<sup>2</sup> = 0,0002 m<sup>2</sup>

4. Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel

(White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.64) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

Material	Condition	e		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

Material	Condition	Relative roughness (ε)	Relative roughness (ε)	Relative roughness (ε)
Iron	Rusted	0.007	2.0	± 50
	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
	Drawn, new	0.000007	0.002	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Glass	—	Smooth	Smooth	—
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	± 60
	Rough	0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	± 60
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

Maka diperoleh kekasaran pipa (ε) = 0,00015 ft  
 = 0,0000457 m

**Kekasaran relatif** =  $\frac{\epsilon}{ID}$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 0,002894

**Kecepatan aliran dalam pipa**

Vlinear =  $\frac{Qt}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$   
 =  $\frac{0,00029 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0002 \text{ m}^2}$   
 = 1,4647 m/s

**Viskositas fase cair**

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	log 10 nliq = A + B/T + C.T + D.T <sup>2</sup>			
	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,702E-05

Komponen	μ (Cp)	x	μ · X
H <sub>2</sub> O	0,1439	1,0000	0,1439

μ = 0,1439 cP = 0,0001439 Kg/m.s

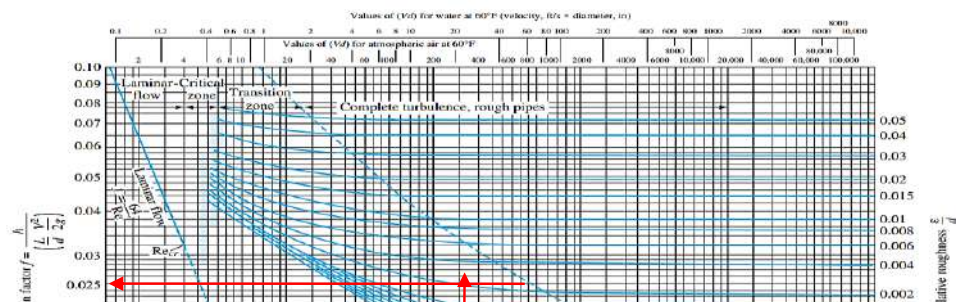
**Bilangan Reynold**

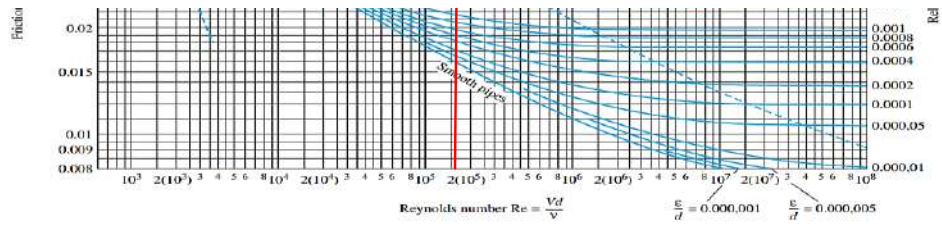
Re =  $\frac{\rho \cdot ID \cdot V_{linier}}{\mu}$   
 =  $\frac{992,407 \text{ Kg/m}^3 \times 0,0158 \text{ m} \times 1,4647 \text{ m/s}}{0,0001439 \text{ Kg/m.s}}$   
 = 159580,070

**Faktor Friksi Darcy:**

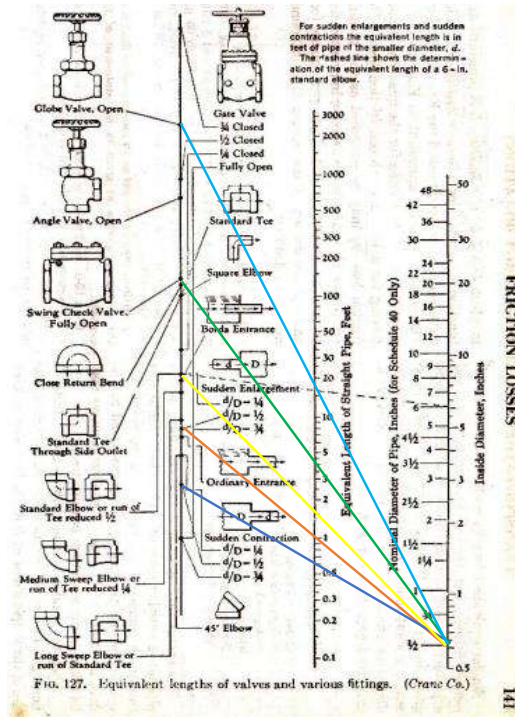
Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. "Fluid Mechanics" hal. 370)

Dimana: Kekasaran relatif (ε/ID) = 0,002894  
 Bilangan Reynold (Re) = 159580,070





Diperoleh nilai friction factor sebesar  $f = 0,025$   
 Dari fig. 2-20, “Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 87.



Panjang Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$	
			ft	m
Globe valve, open	19	1	19	5,791
Swing check valve	4	1	4	1,2192
Standart elbow	1,9	4	7,6	2,3165
Sudden enlargement	1	1	1	0,3048
Sudden construction	0,6	1	0,6	0,1829
<b>Total</b>			<b>32,2</b>	<b>9,815</b>

$$\begin{aligned} \Sigma Le &= 9,815 \text{ m} \\ \Sigma Le + L &= 9,815 \text{ m} + 39,6 \text{ m} \\ &= 49,439 \text{ m} \\ &= 162,20 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Rapat Berat (Weight Density)**

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_L \times g \\ &= 992,407 \times 9,8 \end{aligned}$$

$$= 9725,59 \text{ N/m}^3$$

### Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

$g$  = Percepatan gravitasi normal ( $\text{m/s}^2$ )

$h_f$  = Head karena friksi (m)

$Z_1$  = Elevasi titik 1 (m)

$Z_2$  = Elevasi titik 2 (m)

$H_{man}$  = Head pompa (m)

$P_1$  = Tekanan pada titik 1 (Pa)

$P_2$  = Tekanan pada titik 2 (Pa)

$V_1$  = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

$V_2$  = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \left( \frac{101325,00 - 136707,1}{9725,5913} \right) \text{ N/m}^2 \\ &= -3,6380 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \left( \frac{1,4647^2 - 1,4647^2}{2 \times 9,8} \right) \text{ m}^2/\text{s}^2 \\ &= 0,0000 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 1 \text{ m} - 1 \text{ m} \\ &= 0,1 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,025 \times (39,6 + 9,815) \times 1,4647^2}{2 \times 9,8 \times 0,0158} \\ &= 8,5631 \text{ m} \end{aligned}$$



Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= -3,64 + 0,0000 + 0 + 8,5631 \\ &= 5,0499 \text{ m} = 16,5679 \text{ ft} \end{aligned}$$

### 5. Jenis Pompa

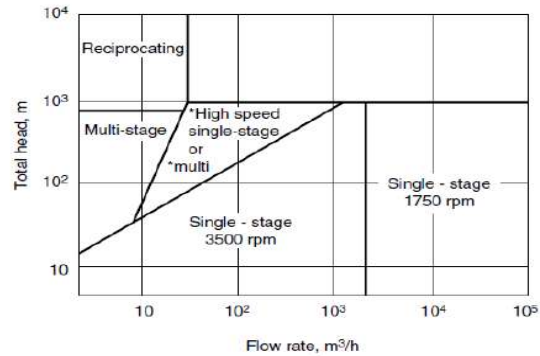


Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. \*Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

$$\begin{aligned} Q &= 1,0342 \text{ m}^3/\text{jam} \\ H &= 5,0499 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnott (1983) hal 245 didapatkan

$$\begin{aligned} \text{Jenis Pompa} &= \textit{Centrifugal Pump - single stage} \\ \text{Putaran Pompa} &= 3500 \text{ rpm} \end{aligned}$$

### 6. Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentrifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = n\sqrt{Q}/H^{3/4} \tag{3-11}$$

dimana,

$$\begin{aligned} n &= \text{Putaran pompa, rpm} \\ Q &= \text{Debit, gpm} \\ H &= \text{Head pompa, ft} \\ N_s &= \text{Specific speed} \\ n &= 3500 \text{ rpm} \\ Q &= 4,55 \text{ gpm} \\ H &= 16,57 \text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga

$$N_s = 909,457$$

Dari nilai *specific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan

$$\text{Jenis Impeller} = \textit{Radial-Vane Field}$$

Dari fig. 3-47, “Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 194.

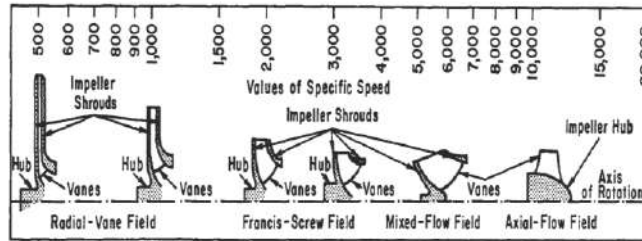


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, Standards of the Hydraulic Institute, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

### 7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

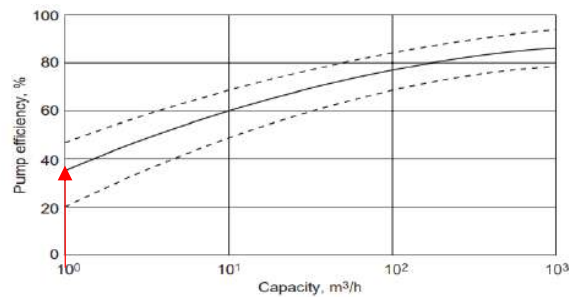


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\rho}{eff}$$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnott (2008), diperoleh

$$Q = 1,03 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$eff = 0,38$$

$$\text{Maka BHP} = 27,21521 \text{ lb.ft/s} = 0,05 \text{ hp}$$

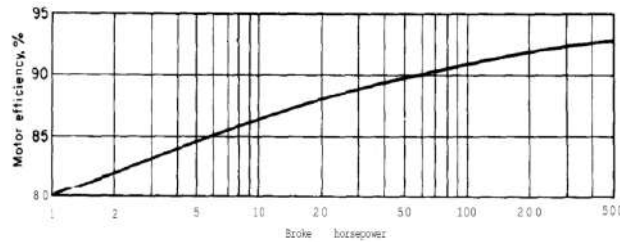


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan :

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Daya yang diperlukan} = \frac{BHP}{\text{efisiensi motor}} = 0,061 \text{ hp}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Berdasarkan standar, dipilih daya standar = 0,50 hp

## 8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

### Tekanan uap fluida

Data Tekanan Uap Murni

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

Dengan :

P sat = Tekanan uap komponen (mmHg)

T = Temperatur (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4247E-09	1,809E-06

Komponen	kmol/jam	y	Puap (atm)
H <sub>2</sub> O	57,018	1,0000	0,2210

Diperoleh Puap sebesar = 0,2210 atm

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 3-10 Ludwig hal.190 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / spgr) - hsl$$

Dimana :

P<sub>a</sub> : tekanan operasi = 1,00 atm = 1,013 bar

P<sub>vp</sub> : tekanan uap murni = 0,221 atm = 0,22397 bar

S : *suction head* = 1,0 m

Spgr : *specific gravity* = 0,9924

f : *friction factor* = 0,025

L+Le : panjang total pipa = 30,00 m

v = 1,4647 m/s

g = 9,8 m/s<sup>2</sup>

ID = 0,016 m

hsl : *friction loss*

$$\begin{aligned} hsl &= \frac{f \times (L+Le) \times v^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,0250 \times 30,00 \text{ m} \times (1,465 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,02 \text{ m}} \\ &= 5,196 \text{ m} \\ &= 519,615 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSHa} &= S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / \text{spgr}) - H_{sl} \\ &= 1 + (1,013 - 0,22) \times \frac{2,31}{0,992} - 5,1962 \text{ m} \\ &= 1,1410 \text{ m} \end{aligned}$$

**NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)**

NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>) dihitung dengan pers. 2-43 Sularso hal. 46

$$\text{NPSH}_r = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/3} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 3500 rpm

Q : Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/menit) = 0,0172 m<sup>3</sup>/menit

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_r &= \left( \frac{3500}{1200} \right)^{4/3} \times (0,017)^{2/3} \\ &= 0,2781 \text{ m} \end{aligned}$$

$$1,1410 > 0,2781$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>), maka tidak terjadi kavitas

**KESIMPULAN POMPA UTILITAS  
(PU-07)**

Tugas : Memompa air dari Tangki Umpan Boiler (TU-06) menuju Boiler (BL-0)  
Jenis : *Centrifugal Pump*

Suhu, T = 30 °C = 303 K

Pemilihan pipa :

NPS = 0,5 in = 0,0127 m

Sch no = 40

OD = 0,84 in = 0,0213 m

ID = 0,622 in = 0,0158 m

Bahan Konstruksi = *Commercial Steel*

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 1,03 m<sup>3</sup>/jam

Head pompa = 5,05 m

Kecepatan putar = 3500 rpm

Daya Motor = 0,5 Hp

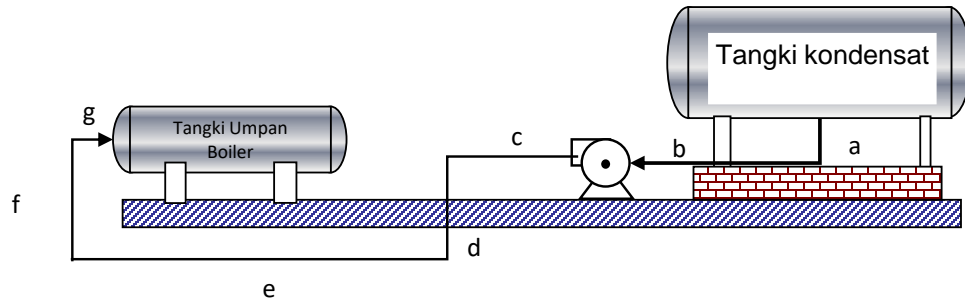
NPSH

NPSH yang tersedia = 1,141 m

NPSH yang diperlukan = 0,2781 m

**POMPA UTILITAS  
(PU-08)**

Tugas : Memompa cairan dari Tangki Kondensat (T-08) menuju Deaerator (DA-01).  
 Jenis : *Centrifugal Pump*



**Kondisi Operasi**

$$T = 100 \text{ } ^\circ\text{C} = 373 \text{ K}$$

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

$$a = 2 \text{ m} ; d = 3,0 \text{ m} ; f = 3,7 \text{ m}$$

$$b = 4,0 \text{ m} ; e = 25 \text{ m} ; g = 2,0 \text{ m}$$

$$c = 10 \text{ m}$$

Panjang Pipa Lurus = 47,7 m

Elevasi,  $z_1$  = 1 m (posisi suction head)

Elevasi,  $z_2$  = 3,7 m

**Langkah Perhitungan :**

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menentukan Jenis Pompa
6. Menentukan Tipe Impeler
7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya
8. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*

**Bahan yang di pompa :**

Komponen	BM (kg/kmol)	m (Kg/jam)	n (kmol/jam)
H <sub>2</sub> O	18	906,395	50,355

**1. Menentukan Titik Pemompaan**

- a. Titik 1, Suction : Dari bawah Tangki Kondesat (TU-08)
- Tinggi Suction Head = 1 m
  - Tekanan permukaan cairan suction head = 1 atm  
= 101325 Pa
  - Tekanan Hidrostatik cairan suction head =  $\rho \times g \times h$  cairan  
= 955,77 x 9,8 x 1,48  
= 13834,3 Pa  
= 0,1365 atm
  - Tekanan permukaan cairan suction head total = 115159 Pa  
= 1,1365 atm
- b. Titik 2, Discharge : Ujung pipa masuk Bak Penampung (BU-01)
- Tinggi Discharge Head = 3,68 m
  - Tekanan Permukaan cairan discharge head = 1 atm  
= 101325 Pa

**2. Menentukan Kapasitas Pompa**

Data Densitas fase cair (gr/ml)

$$\rho = A \times (B^{-1 - \frac{T}{T_c}})^n$$

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc)^n
H <sub>2</sub> O	0,34710	0,27400	0,28570	647,13	0,78239

Komponen	m (Kg/jam)	x	$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\rho \cdot x$
H <sub>2</sub> O	906,3947	1,0000	955,770	955,770

$$\rho \text{ (densitas)} = 955,770 \text{ Kg/m}^3 = 59,2578 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik, Q} &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{906,4 \text{ kg/jam}}{955,77 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,9483 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0009 \text{ L/jam} \\ &= 0,00026 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,01581 \text{ m}^3/\text{menit} \\ &= 4,17541 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

**3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum**

$$d, \text{ optimum} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37} \tag{5.14}$$

(persamaan 5.14, Coulson hal 221)

Keterangan :

G = Massa (kg/s)

$\rho$  = Densitas (kg/m<sup>3</sup>)

Sehingga didapatkan :

Dopt = 11,1346 mm

= 0,0111 m

= 0,4384 in

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

844

PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/16	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/8	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1/2	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.804	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.0
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

\* Commonly known as standard.  
 † Commonly known as extra heavy.  
 ‡ Approximately.

Normal Pipe Size, Nps = 0,5 in  
 Schedule Number, Sch = 40  
 Outside Diameter, OD = 0,84 in = 0,0213 m  
 Inside Diameter, ID = 0,622 in = 0,0158 m  
 Flow Area per pipe, a" = 0,304 in<sup>2</sup> = 0,0002 m<sup>2</sup>

4. Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.64) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

Material	Condition	e		Uncertainty, %
		f	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



Material	Condition	ε (ft)	ε (m)
Iron	Rusted	0.007	2.0
	Cast, new	0.00085	0.26
	Wrought, new	0.00015	0.046
	Galvanized, new	0.0005	0.15
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12
	Drawn, new	0.00007	0.02
Plastic	Drawn tubing	0.00005	0.015
Glass	—	Smooth	Smooth
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04
	Rough	0.007	2.0
Rubber	Smoothed	0.00033	0.01
Wood	Smoothed	0.0016	0.5
	Stave	0.0016	0.5

Maka diperoleh kekasaran pipa (ε) = 0,00015 ft  
 = 0,0000457 m

**Kekasaran relatif** =  $\frac{\epsilon}{ID}$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 0,002894

**Kecepatan aliran dalam pipa**

V<sub>linear</sub> =  $\frac{Qt}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$   
 =  $\frac{0,00026 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0002 \text{ m}^2}$   
 = 1,3431 m/s

**Viskositas fase cair**

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	log 10 n <sub>liq</sub> = A + B/T + C.T + D.T <sup>2</sup>			
	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,702E-05

Komponen	μ (Cp)	x	μ · X
H <sub>2</sub> O	0,0685	1,0000	0,0685

μ = 0,0685 cP = 0,0000685 Kg/m.s

**Bilangan Reynold**

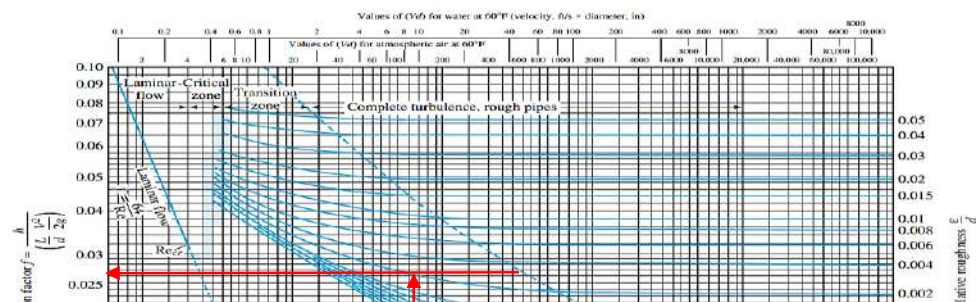
Re =  $\frac{\rho \cdot ID \cdot V_{\text{linier}}}{\mu}$   
 =  $\frac{955,770 \text{ Kg/m}^3 \times 0,0158 \text{ m} \times 1,3431 \text{ m/s}}{0,0000685 \text{ Kg/m.s}}$   
 = 296261,518

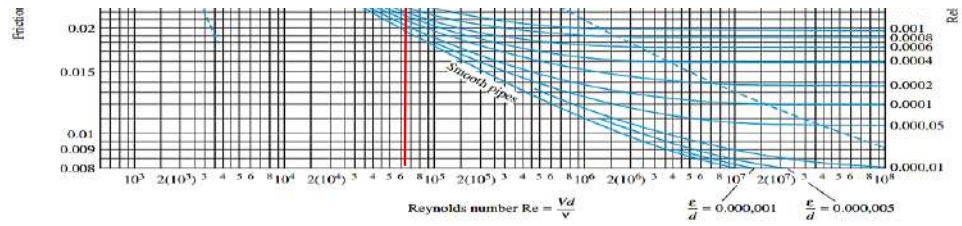
**Faktor Friksi Darcy:**

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. "Fluid Mechanics" hal. 370)

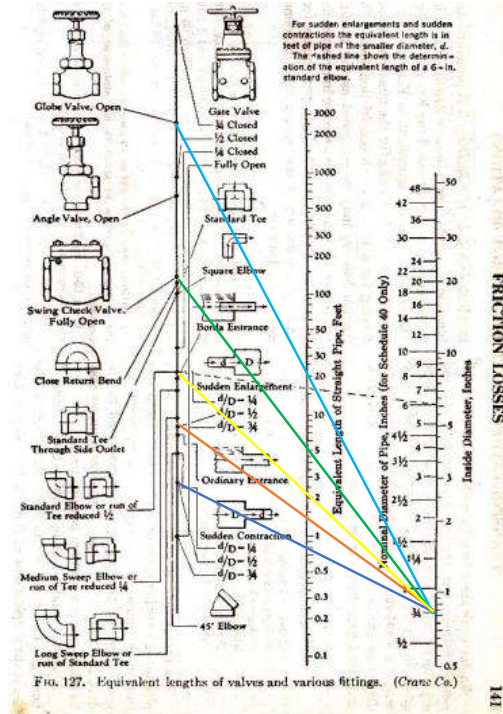
Dimana: Kekasaran relatif (ε/ID) = 0,002894

Bilangan Reynold (Re) = 296261,518





Diperoleh nilai friction factor sebesar = 0,026  
 Dari fig. 2-20, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 87.



Panjang Ekuivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
Globe valve, open	19	1	19	5,791
Swing check valve	4	1	4	1,2192
Standart elbow	1,9	5	9,5	2,8956
Sudden enlargement	1	1	1	0,3048
Sudden construction	0,6	1	0,6	0,1829
<b>Total</b>			<b>34,1</b>	<b>10,394</b>

$$\begin{aligned} \Sigma Le &= 10,394 \text{ m} \\ \Sigma Le + L &= 10,394 \text{ m} + 47,7 \text{ m} \\ &= 58,070 \text{ m} \\ &= 190,52 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Rapat Berat (Weight Density)**

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_L \times g \\ &= 955,770 \times 9,8 \end{aligned}$$

$$= 9366,55 \text{ N/m}^3$$

### Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

$g$  = Percepatan gravitasi normal ( $\text{m/s}^2$ )

$h_f$  = Head karena friksi (m)

$Z_1$  = Elevasi titik 1 (m)

$Z_2$  = Elevasi titik 2 (m)

$H_{man}$  = Head pompa (m)

$P_1$  = Tekanan pada titik 1 (Pa)

$P_2$  = Tekanan pada titik 2 (Pa)

$V_1$  = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

$V_2$  = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \left( \frac{101325,00 - 115159,3}{9366,5499 \text{ N/m}^3} \right) \text{ N/m}^2 \\ &= -1,4770 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \left( \frac{1,3431^2 - 1,3431^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2} \right) \text{ m}^2/\text{s}^2 \\ &= 0,0000 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 4 \text{ m} - 1 \text{ m} \\ &= 3 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,026 \times (47,7 + 10,394) \times 1,3431^2}{2 \times 9,8 \times 0,0158} \\ &= 8,7960 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned}
 H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\
 &= -1,48 + 0,0000 + 3 + 8,7960 \\
 &= 9,9954 \text{ m} = 32,7934 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### 5. Jenis Pompa

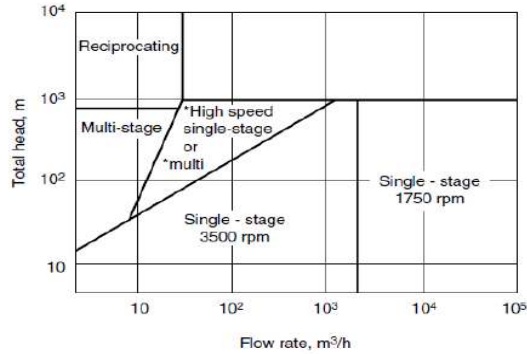


Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. \*Single-stage > 1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

$$Q = 0,9483 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$H = 9,9954 \text{ m}$$

Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnott (1983) hal 245 didapatkan

$$\text{Jenis Pompa} = \textit{Centrifugal Pump - single stage}$$

$$\text{Putaran Pompa} = 3500 \text{ rpm}$$

### 6. Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = n\sqrt{Q}/H^{3/4} \tag{3-11}$$

dimana,

$$n = \text{Putaran pompa, rpm}$$

$$Q = \text{Debit, gpm}$$

$$H = \text{Head pompa, ft}$$

$$N_s = \text{Specific speed}$$

$$n = 3500 \text{ rpm}$$

$$Q = 4,18 \text{ gpm}$$

$$H = 32,79 \text{ ft}$$

Sehingga

$$N_s = 521,889$$

Dari nilai *specific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan

Jenis Impeller = *Radial-Vane Field*

Dari fig. 3-47, “Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 194.

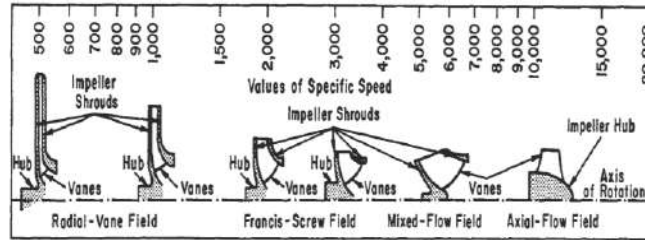


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed ranges. (By permission, Standards of the Hydraulic Institute, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

### 7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

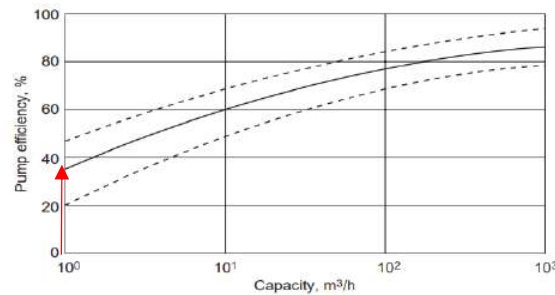


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\rho}{eff}$$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnott (2008), diperoleh :

$$Q = 0,95 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$eff = 0,38$$

$$\text{Maka BHP} = 47,6 \text{ lb.ft/s} = 0,09 \text{ hp}$$

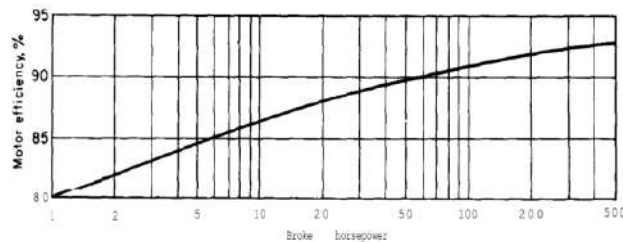


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan :

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Daya yang diperlukan} = \frac{BHP}{\text{efisiensi motor}} = 0,107 \text{ hp}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Berdasarkan standar, dipilih daya standar = 0,5 hp

## 8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

### Tekanan uap fluida

Data Tekanan Uap Murni

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

Dengan :

P sat = Tekanan uap komponen (mmHg)

T = Temperatur (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4247E-09	1,809E-06

Komponen	kmol/jam	y	Puap (atm)
H <sub>2</sub> O	50,355	1,0000	0,9941

Diperoleh Puap sebesar = 0,9941 atm

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 3-10 Ludwig hal.190 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / \text{spgr}) - \text{Hsl}$$

Dimana :

P<sub>a</sub> : tekanan operasi = 1,00 atm = 1,013 bar

P<sub>vp</sub> : tekanan uap murni = 0,994 atm = 1,0073 bar

S : *suction head* = 1,0 m

Spgr : *specific gravity* = 0,9558

f : *friction factor* = 0,026

L+Le : panjang total pipa = 40,00 m

v = 1,3431 m/s

g = 9,8 m/s<sup>2</sup>

ID = 0,016 m

hsl : *friction loss*

$$\begin{aligned} \text{hsl} &= \frac{f \times (L+Le) \times v^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,0260 \times 40,00 \text{ m} \times (1,343 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,02 \text{ m}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= 6,059 \text{ m} \\ &= 605,9 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSHa} &= S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / \text{spgr}) - H_{sl} \\ &= 1 + (1,013 - 1,01) \times \frac{2,31}{0,956} - 6,0589 \text{ m} \\ &= 0,9555 \text{ m} \end{aligned}$$

**NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)**

NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>) dihitung dengan pers. 2-43 Sularso hal. 46

$$NPSH_r = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/3} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 3500 rpm

Q : Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/menit) = 0,0158 m<sup>3</sup>/menit

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_r &= \left( \frac{3500}{1200} \right)^{4/3} \times (0,016)^{2/3} \\ &= 0,2625 \text{ m} \end{aligned}$$

$$0,9555 > 0,2625$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>), maka tidak terjadi kavitasi

**KESIMPULAN POMPA UTILITAS  
(PU-08)**

Tugas : Memompa cairan dari tangki kondensat menuju Deaerator  
Jenis : *Centrifugal Pump*

Suhu, T = 30 °C = 303 K  
Pemilihan pipa :  
NPS = 0,5 in = 0,0127 m  
Sch no = 40  
OD = 0,84 in = 0,0213 m  
ID = 0,622 in = 0,0158 m  
Bahan Konstruksi = *Commercial Steel*

Spesifikasi pompa :

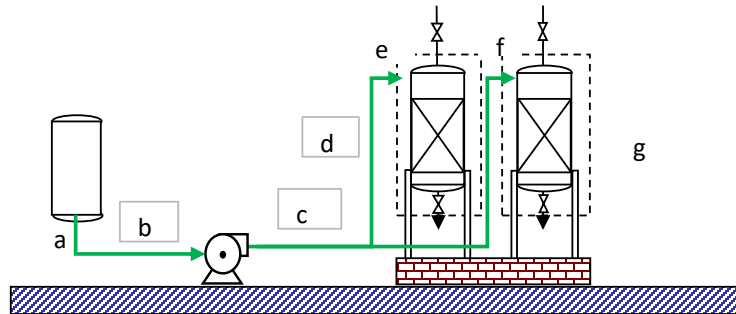
Kapasitas pompa = 0,95 m<sup>3</sup>/jam  
Head pompa = 10,00 m  
Kecepatan putar = 3500 rpm  
Daya Motor = 0,5 Hp

NPSH  
NPSH yang tersedia = 0,955 m  
NPSH yang diperlukan = 0,2625 m



**POMPA UTILITAS  
(PU-09)**

Tugas : Memompa Larutan  $H_2SO_4$  dari Tangki  $H_2SO_4$  (TU-02) menuju Kation Exchanger (KE-01).  
 Jenis : *Centrifugal Pump*



**Kondisi Operasi**

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

$P = 1\text{ atm}$

$a = 1\text{ m} ; d = 1,9\text{ m} ; g = 1,9\text{ m}$

$b = 10,0\text{ m} ; e = 1,0\text{ m}$

$c = 20\text{ m} ; f = 1,0\text{ m}$

Panjang Pipa Lurus = 36,8 m

Elevasi,  $z_1 = 1\text{ m}$  (posisi suction head)

Elevasi,  $z_2 = 1,9\text{ m}$

**Langkah Perhitungan :**

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menentukan Jenis Pompa
6. Menentukan Tipe Impeler
7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya
8. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*

**Bahan yang di pompa :**

Komponen	BM (kg/kmol)	m (Kg/jam)	n (kmol/jam)
$H_2O$	18	136,009	7,556

**1. Menentukan Titik Pemompaan**

- a. Titik 1, Suction : Dari bawah Tangki H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>
  - Tinggi Suction Head = 1 m
  - Tekanan permukaan cairan suction head = 1 atm = 101325 Pa
  - Tekanan Hidrostatik cairan suction head =  $\rho \times g \times h$  cairan = 1023,02 x 9,8 x 0,9 = 9251,92 Pa = 0,0913 atm
  - Tekanan permukaan cairan suction head total = 110577 Pa = 1,0913 atm
  
- b. Titik 2, Discharge : Ujung pipa masuk *Kation Exchanger* (KE-01)
  - Tinggi Discharge Head = 1,92 m
  - Tekanan Permukaan cairan discharge head = 1 atm = 101325 Pa

**2. Menentukan Kapasitas Pompa**

Data Densitas fase cair (gr/ml)

$$\rho = A \times (B^{-(1-\frac{T}{Tc})^n})$$

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc)^n
H <sub>2</sub> O	0,34710	0,27400	0,28570	647,13	0,83491

Komponen	m (Kg/jam)	x	$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\rho \cdot x$
H <sub>2</sub> O	136,0088	1,0000	1023,020	1023,020

$\rho$  (densitas) = 1023,020 Kg/m<sup>3</sup> = 63,4272 lb/ft<sup>3</sup>

Laju Volumetrik, Q =  $\frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}}$

=  $\frac{136,0 \text{ kg/jam}}{1023,02 \text{ kg/m}^3}$

= 0,1329 m<sup>3</sup>/jam

= 0,0001 L/jam

= 0,00004 m<sup>3</sup>/s

= 0,00222 m<sup>3</sup>/menit

= 0,58535 gall/menit

**3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum**

$$d, \text{ optimum} = 293 G^{0.53} \rho^{-0.37} \tag{5.14}$$

(persamaan 5.14, Coulson hal 221)

Keterangan :

G = Massa (kg/s)

$\rho$  = Densitas (kg/m<sup>3</sup>)

Sehingga didapatkan :

Dopt = 3,9734 mm

= 0,0040 m

= 0,1564 in

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

844

PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /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†	0.545	0.225		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	48.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.199	4.00	62.8
18	18.0	20‡	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20‡	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

\* Commonly known as standard.  
 † Commonly known as extra heavy.  
 ‡ Approximately.

- Normal Pipe Size, Nps = 0,25 in
- Schedule Number, Sch = 40
- Outside Diameter, OD = 0,54 in = 0,0137 m
- Inside Diameter, ID = 0,364 in = 0,0092 m
- Flow Area per pipe, a" = 0,104 in<sup>2</sup> = 0,0001 m<sup>2</sup>

4. Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.64) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

Material	Condition	e		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.00007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.006	± 50
Riveted		0.01	3.0	± 70
		0.007	2.0	± 50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
	Wrought, new	0.00014	0.046	± 50

Material	Condition	ε (ft)	ε (m)
wrought iron	new	0.00012	0.006
Galvanized iron	new	0.0005	0.15
Asphalted cast iron	new	0.0004	0.12
Brass	new	0.00007	0.002
Plastic	Drawn tubing	0.00005	0.015
Glass	—	—	—
Concrete	Smoothed	0.0013	0.04
—	Rough	0.007	2.0
Rubber	Smoothed	0.00033	0.01
Wood	Stave	0.0016	0.5

Maka diperoleh kekasaran pipa (ε) = 0,00015 ft  
 = 0,0000457 m

**Kekasaran relatif** =  $\frac{\epsilon}{ID}$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 0,004945

**Kecepatan aliran dalam pipa**

V<sub>linear</sub> =  $\frac{Q_t}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$   
 =  $\frac{0,00004 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0001 \text{ m}^2}$   
 = 0,5504 m/s

**Viskositas fase cair**

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	log 10 nliq = A + B/T + C.T + D.T <sup>2</sup>			
	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,702E-05

Komponen	μ (Cp)	x	μ · X
H <sub>2</sub> O	0,3235	1,0000	0,3235

μ = 0,3235 cP = 0,0003235 Kg/m.s

**Bilangan Reynold**

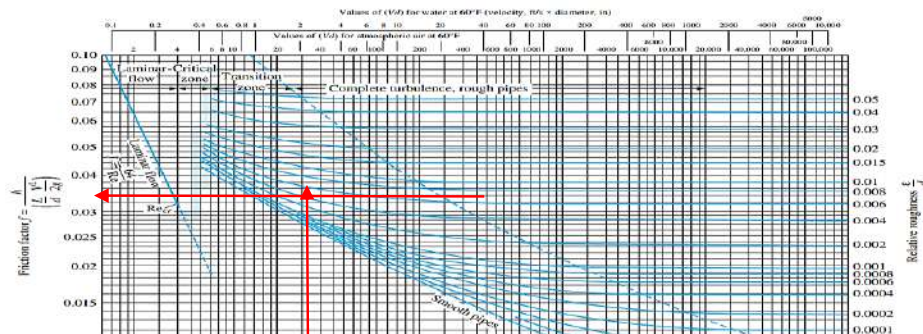
Re =  $\frac{\rho \cdot ID \cdot V_{linier}}{\mu}$   
 =  $\frac{1023,020 \text{ Kg/m}^3 \times 0,0092 \text{ m} \times 0,5504 \text{ m/s}}{0,0003235 \text{ Kg/m.s}}$   
 = 16094,329

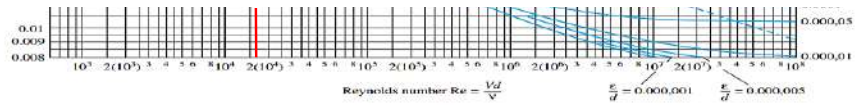
**Faktor Friksi Darcy:**

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. "Fluid Mechanics" hal. 370)

Dimana: Kekasaran relatif (ε/ID) = 0,004945

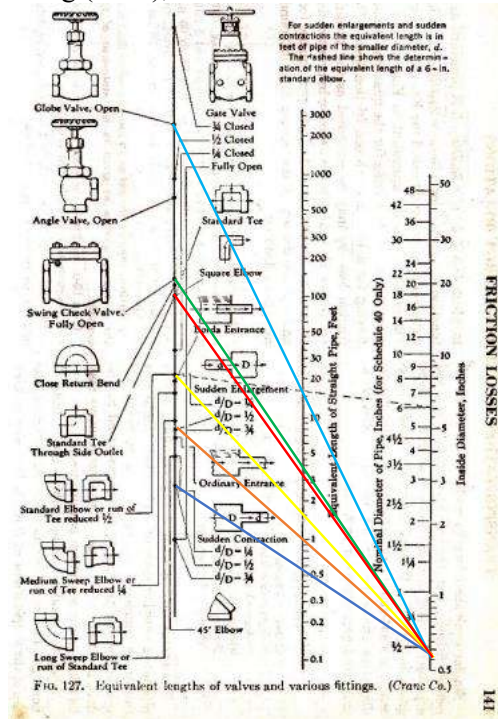
Bilangan Reynold (Re) = 16094,329





Diperoleh nilai friction factor sebesar  $f = 0,033$

Dari fig. 2-20, “Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 87.



Panjang Ekvivalen	LE (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$	
			ft	m
Globe valve, open	18	1	18	5,486
Swing check valve	3,5	1	3,5	1,0668
Standart elbow	1,8	4	7,2	2,1946
Standart tee	3	1	3	0,9144
Sudden enlargement	0,9	1	0,9	0,2743
Sudden construction	0,5	1	0,5	0,1524
<b>Total</b>			<b>33,1</b>	<b>10,089</b>

$$\begin{aligned} \Sigma Le &= 10,089 \text{ m} \\ \Sigma Le + L &= 10,089 \text{ m} + 36,8 \text{ m} \\ &= 46,935 \text{ m} \\ &= 153,98 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Rapat Berat (Weight Density)**

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_L \times g \\ &= 1023,020 \times 9,8 \\ &= 10025,60 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

### Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

$g$  = Percepatan gravitasi normal ( $m/s^2$ )

$h_f$  = Head karena friksi (m)

$Z_1$  = Elevasi titik 1 (m)

$Z_2$  = Elevasi titik 2 (m)

$H_{man}$  = Head pompa (m)

$P_1$  = Tekanan pada titik 1 (Pa)

$P_2$  = Tekanan pada titik 2 (Pa)

$V_1$  = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

$V_2$  = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \left( \frac{101325,00 - 110576,9}{10025,5957} \right) \text{ N/m}^2 \\ &= -0,9228 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \left( \frac{0,5504^2 - 0,5504^2}{2 \times 9,8} \right) \text{ m}^2/s^2 \\ &= 0,0000 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 2 \text{ m} - 1 \text{ m} \\ &= 1 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,033 \times (36,8 + 10,089) \times 0,5504^2}{2 \times 9,8 \times 0,0092} \\ &= 2,5893 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= -0,92 + 0,0000 + 1 + 2,5893 \\ &= 2,5893 \text{ m} = 8,4949 \text{ ft} \end{aligned}$$

5. Jenis Pompa

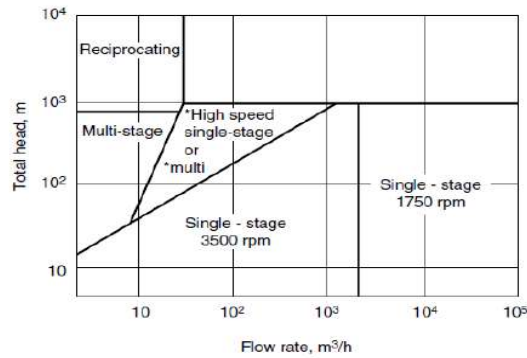


Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. \*Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

Q = 0,1329 m<sup>3</sup>/jam

H = 2,5893 m

Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnott (1983) hal 245 didapatkan :

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - single stage

Putaran Pompa = 3500 rpm

6. Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentrifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = n\sqrt{Q}/H^{3/4} \tag{3-11}$$

dimana,

n = Putaran pompa, rpm

Q = Debit, gpm

H = Head pompa, ft

Ns = Specific speed

n = 3500 rpm

Q = 0,59 gpm

H = 8,49 ft

Sehingga

Ns = 538,155

Dari nilai *specific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan

Jenis Impeller = Radial-Vane Field

Dari fig. 3-47, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194.

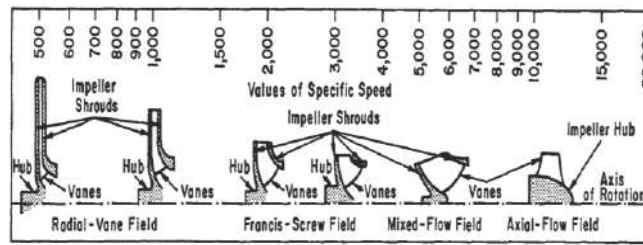


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, Standards of the Hydraulic Institute, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

## 7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

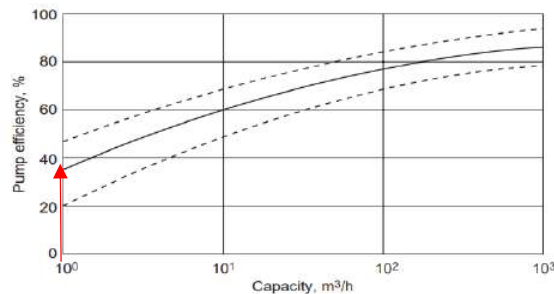


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\rho}{eff}$$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnott (2008), diperoleh :

$$Q = 0,13 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$eff = 0,38$$

$$\text{Maka BHP} = 1,84922 \text{ lb.ft/s} = 0,003 \text{ hp}$$

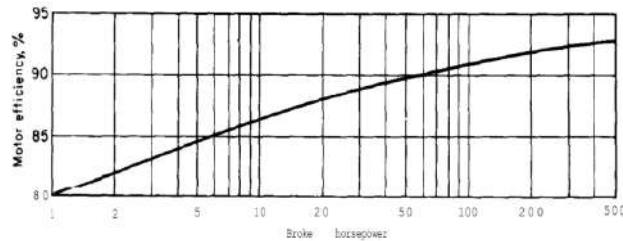


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan :

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Daya yang diperlukan} = \frac{BHP}{\text{efisiensi motor}} = 0,004 \text{ hp}$$



Horsepower Ratings.<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Berdasarkan standar, dipilih daya standar = 0,50 hp

**8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)**

**Tekanan uap fluida**

Data Tekanan Uap Murni

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

Dengan :

P sat = Tekanan uap komponen (mmHg)

T = Temperatur (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4247E-09	1,809E-06

Komponen	kmol/jam	y	Puap (atm)
H <sub>2</sub> O	7,556	1,0000	0,0416

Diperoleh Puap sebesar = 0,0416 atm

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 3-10 Ludwig hal.190 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / spgr) - h_{sl}$$

Dimana :

P<sub>a</sub> : tekanan operasi = 1,00 atm = 1,013 bar

P<sub>vp</sub> : tekanan uap murni = 0,042 atm = 0,04212 bar

S : suction head = 1,0 m

Spgr : specific gravity = 1,0230

f : friction factor = 0,033

L+Le : panjang total pipa = 15,00 m

v = 0,5504 m/s

g = 9,8 m/s<sup>2</sup>

ID = 0,009 m

hsl : friction loss

$$\begin{aligned} h_{sl} &= \frac{f \times (L+Le) \times v^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,0330 \times 15,00 \text{ m} \times (0,550 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,01 \text{ m}} \\ &= 0,8275 \text{ m} \\ &= 82,7510 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSHa} &= S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / \text{spgr}) - \text{Hsl} \\ &= 1 + (1,013 - 0,0421) \times \frac{2,31}{1,023} - 0,8275 \text{ m} \\ &= 2,3653 \text{ m} \end{aligned}$$

**NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)**

NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>) dihitung dengan pers. 2-43 Sularso hal. 46

$$\text{NPSHr} = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/3} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 3500 rpm

Q : Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/menit) = 0,0022 m<sup>3</sup>/menit

$$\begin{aligned} \text{NPSHr} &= \left( \frac{3500}{1200} \right)^{4/3} \times (0,0022)^{2/3} \\ &= 0,0708 \text{ m} \end{aligned}$$

$$2,3653 > 0,0708$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>), maka tidak terjadi kavitasi

**KESIMPULAN POMPA UTILITAS  
(PU-0)**

Tugas : Memompa Larutan  $H_2SO_4$  dari Tangki  $H_2SO_4$  menuju Kation Exchanger (KE-01).

Jenis : *Centrifugal Pump*

Suhu, T = 30 °C = 303 K

Pemilihan pipa :

NPS = 0,25 in = 0,0064 m

Sch no = 40

OD = 0,54 in = 0,0137 m

ID = 0,364 in = 0,0092 m

Bahan Konstruksi = *Commercial Steel*

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 0,13 m<sup>3</sup>/jam

Head pompa = 2,59 m

Kecepatan putar = 3500 rpm

Daya Motor = 0,5 hp

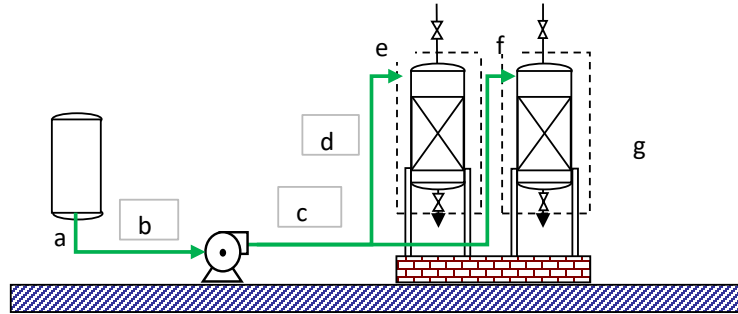
NPSH

NPSH yang tersedia = 2,365 m

NPSH yang diperlukan = 0,0708 m

**POMPA UTILITAS  
(PU-10)**

Tugas : Memompa larutan NaOH dari Tangki NaOH (TU-03) menuju Anion Exchanger (AE-01).  
 Jenis : *Centrifugal Pump*



**Kondisi Operasi**

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

$P = 1 \text{ atm}$

$a = 1 \text{ m} ; d = 1,7 \text{ m} ; d = 1,7 \text{ m} ;$

$b = 10,0 \text{ m} ; e = 1,0 \text{ m}$

$c = 20 \text{ m} ; f = 1,0 \text{ m}$

Panjang Pipa Lurus = 34,7 m

Elevasi,  $z_1 = 1 \text{ m}$  (posisi suction head)

Elevasi,  $z_2 = 1,7 \text{ m}$

**Langkah Perhitungan :**

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menentukan Jenis Pompa
6. Menentukan Tipe Impeler
7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya
8. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*

**Bahan yang di pompa :**

Komponen	BM (kg/kmol)	m (Kg/jam)	n (kmol/jam)
H <sub>2</sub> O	18	84,236	4,680

**1. Menentukan Titik Pemompaan**

- a. Titik 1, Suction : Dari bawah Tangki NaOH (TU-03)
- Tinggi Suction Head = 1 m
  - Tekanan permukaan cairan suction head = 1 atm  
= 101325 Pa
  - Tekanan Hidrostatik cairan suction head =  $\rho \times g \times h$  cairan  
= 1023,02 x 9,8 x 0,7  
= 7425,86 Pa  
= 0,0733 atm
  - Tekanan permukaan cairan suction head total = 108751 Pa  
= 1,0733 atm
- b. Titik 2, Discharge : Ujung pipa masuk *Anion Exchanger* (AE-01)
- Tinggi Discharge Head = 1,74 m
  - Tekanan Permukaan cairan discharge head = 1 atm  
= 101325 Pa

**2. Menentukan Kapasitas Pompa**

Data Densitas fase cair (gr/ml)

$$\rho = A \times (B - (1 - \frac{T}{T_c})^n)$$

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc)^n
H <sub>2</sub> O	0,34710	0,27400	0,28570	647,13	0,83491

Komponen	m (Kg/jam)	x	$\rho$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$\rho \cdot x$
H <sub>2</sub> O	84,2359	1,0000	1023,020	1023,020

$\rho$  (densitas) = 1023,020 Kg/m<sup>3</sup> = 63,4272 lb/ft<sup>3</sup>

Laju Volumetrik, Q =  $\frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}}$

=  $\frac{84,2 \text{ kg/jam}}{1023,02 \text{ kg/m}^3}$

= 0,0823 m<sup>3</sup>/jam

= 0,0001 L/jam

= 0,00002 m<sup>3</sup>/s

= 0,00137 m<sup>3</sup>/menit

= 0,36253 gall/menit

**3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum**

$$d, \text{ optimum} = 293 G^{0.53} \rho^{-0.37} \tag{5.14}$$

(persamaan 5.14, Coulson hal 221)

Keterangan :

G = Massa (kg/s)

$\rho$  = Densitas (kg/m<sup>3</sup>)

Sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Dopt} &= 3,0824 \text{ mm} \\ &= 0,0031 \text{ m} \\ &= 0,1214 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

844

PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.058	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
7/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.273	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20‡	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

\* Commonly known as standard.  
 † Commonly known as extra heavy.  
 ‡ Approximately.

$$\begin{aligned} \text{Normal Pipe Size, Nps} &= 0,25 \text{ in} \\ \text{Schedule Number, Sch} &= 40 \\ \text{Outside Diameter, OD} &= 0,54 \text{ in} = 0,0137 \text{ m} \\ \text{Inside Diameter, ID} &= 0,364 \text{ in} = 0,0092 \text{ m} \\ \text{Flow Area per pipe, a"} &= 0,104 \text{ in}^2 = 0,0001 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

4. Menghitung Head Pompa

Bahan Konstruksi

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.64) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

Material	Condition	e		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.00007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
Iron	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
Brass	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
Plastic	Down, new	0.00007	0.002	± 50
	Down tubing	0.00005	0.0015	± 60
Glass	Smooth	Smooth	Smooth	± 60
	Concrete	Smoothed	0.00013	0.04
	Rough	0.007	2.0	± 50

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts	Rubber Wood	Smoothed Stone	0.000033	0.01	± 60
			0.0016	0.5	± 40

349

Maka diperoleh kekasaran pipa ( $\epsilon$ ) = 0,00015 ft  
 = 0,0000457 m

**Kekasaran relatif** =  $\frac{\epsilon}{ID}$

Maka diperoleh kekasaran relatif = 0,004945

**Kecepatan aliran dalam pipa**

$V_{linear} = \frac{Q_t}{Luas\ permukaan\ dalam\ pipa}$   
 =  $\frac{0,00002\ m^3/s}{0,0001\ m^2}$   
 = 0,3409 m/s

**Viskositas fase cair**

Data viskositas fase cair (cP)

Komponen	$\log_{10} \mu_{liq} = A + B/T + C \cdot T + D \cdot T^2$			
	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,702E-05

Komponen	$\mu$ (Cp)	x	$\mu \cdot X$
H <sub>2</sub> O	0,3235	1,0000	0,3235

$\mu = 0,3235\ cP = 0,0003235\ Kg/m.s$

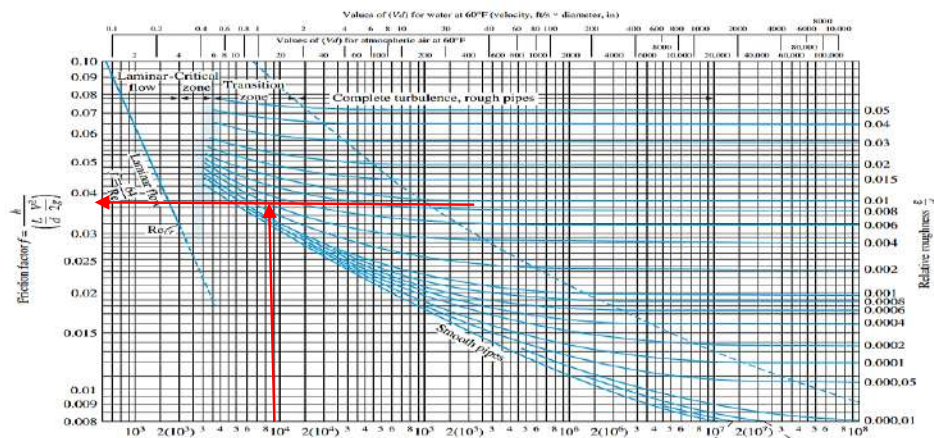
**Bilangan Reynold**

$Re = \frac{\rho \cdot ID \cdot V_{linier}}{\mu}$   
 =  $\frac{1023,020\ Kg/m^3 \times 0,0092\ m \times 0,3409\ m/s}{0,0003235\ Kg/m.s}$   
 = 9967,887

**Faktor Friksi Darcy:**

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M. "Fluid Mechanics" hal. 370)

Dimana: Kekasaran relatif ( $\epsilon/ID$ ) = 0,004945  
 Bilangan Reynold (Re) = 9967,887

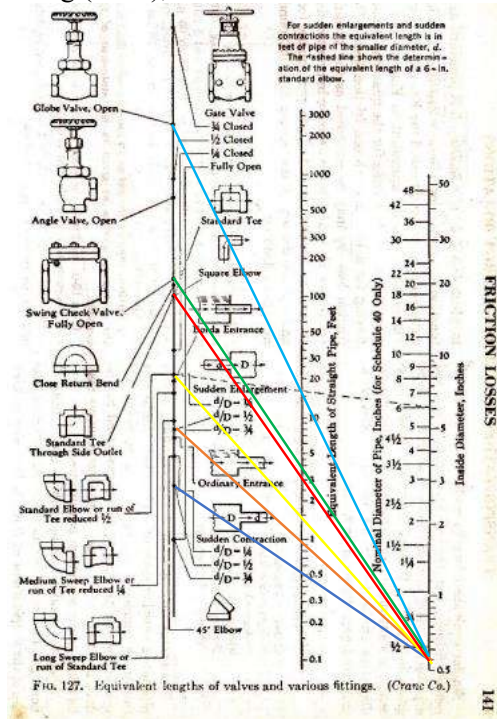


Reynolds number  $Re = \frac{Vd}{\nu}$

$\frac{\epsilon}{d} = 0,000,001$      $\frac{\epsilon}{d} = 0,000,005$

Diperoleh nilai friction factor sebesar = 0,038

Dari fig. 2-20, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 87.



Panjang Ekvivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
Globe valve, open	18	1	18	5,486
Swing check valve	3,5	1	3,5	1,0668
Standart elbow	1,8	4	7,2	2,1946
Standart tee	3	1	3	0,9144
Sudden enlargement	0,9	1	0,9	0,2743
Sudden construction	0,5	1	0,5	0,1524
Total			33,1	10,089

$$\begin{aligned} \Sigma Le &= 10,089 \text{ m} \\ \Sigma Le + L &= 10,089 \text{ m} + 34,7 \text{ m} \\ &= 44,830 \text{ m} \\ &= 147,08 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Rapat Berat (Weight Density)**

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_L \times g \\ &= 1023,020 \times 9,8 \\ &= 10025,60 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$



### Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

$g$  = Percepatan gravitasi normal ( $m/s^2$ )

$h_f$  = Head karena friksi (m)

$Z_1$  = Elevasi titik 1 (m)

$Z_2$  = Elevasi titik 2 (m)

$H_{man}$  = Head pompa (m)

$P_1$  = Tekanan pada titik 1 (Pa)

$P_2$  = Tekanan pada titik 2 (Pa)

$V_1$  = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

$V_2$  = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \left( \frac{101325,00 - 108750,9}{10025,5957} \right) \text{ N/m}^2 \\ &= -0,7407 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \left( \frac{0,3409^2 - 0,3409^2}{2 \times 9,8} \right) \text{ m}^2/s^2 \\ &= 0,0000 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= z_2 - z_1 \\ &= 2 \text{ m} - 1 \text{ m} \\ &= 1 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,038 \times (34,7 + 10,089) \times 0,3409^2}{2 \times 9,8 \times 0,0092} \\ &= 1,0924 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= -0,74 + 0,0000 + 1 + 1,0924 \\ &= 1,0924 \text{ m} = 3,5839 \text{ ft} \end{aligned}$$

### 5. Jenis Pompa

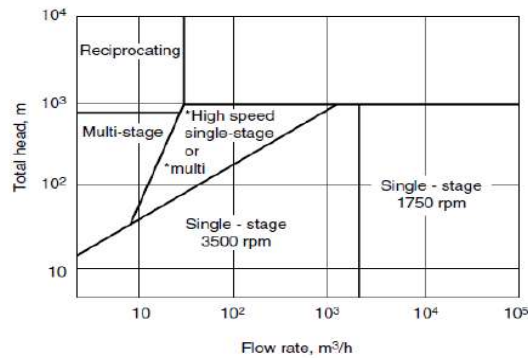


Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. \*Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

$$Q = 0,0823 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$H = 1,0924 \text{ m}$$

Berdasarkan Figure 5.10 "Chemical Engineering Design", Sinnott (1983) hal 245 didapatkan :

Jenis Pompa = *Centrifugal Pump - single stage*

Putaran Pompa = 3500 rpm

### 6. Menentukan Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = n\sqrt{Q}/H^{3/4} \tag{3-11}$$

dimana,

n = Putaran pompa, rpm

Q = Debit, gpm

H = Head pompa, ft

Ns = Specific speed

n = 3500 rpm

Q = 0,36 gpm

H = 3,58 ft

Sehingga

$$N_s = 809,042$$

Dari nilai *specific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan

Jenis Impeller = *Radial-Vane Field*

Dari fig. 3-47, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194.

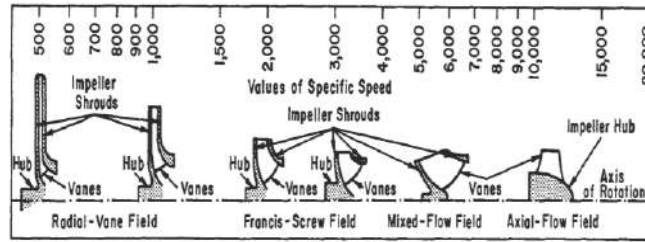


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, Standards of the Hydraulic Institute, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

7. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

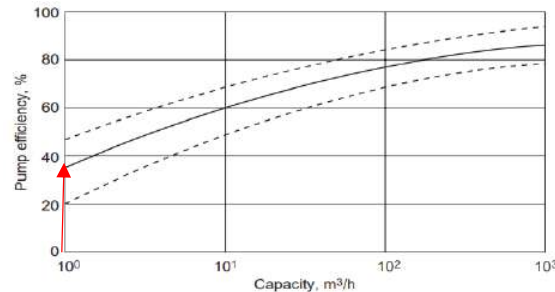


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\rho}{eff}$$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnott (2008), diperoleh :

Q = 0,08 m<sup>3</sup>/jam  
 eff = 0,58

Maka BHP = 0,3166 lb.ft/s = 0,001 hp

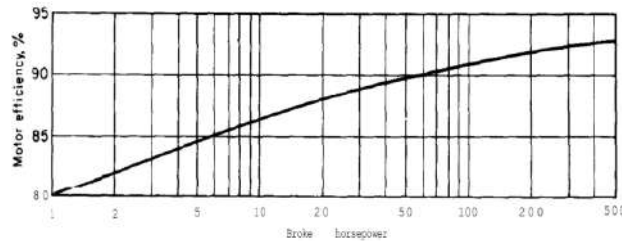


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan :

Efisiensi motor = 80%

Daya yang diperlukan =  $\frac{BHP}{efisiensi\ motor}$  = 0,001 hp

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Berdasarkan standar, dipilih daya standar = 0,50 hp

### 8. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

#### Tekanan uap fluida

Data Tekanan Uap Murni

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

Dengan :

P sat = Tekanan uap komponen (mmHg)

T = Temperatur (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4247E-09	1,809E-06

Komponen	kmol/jam	y	Puap (atm)
H <sub>2</sub> O	4,680	1,0000	0,0416

Diperoleh Puap sebesar = 0,0416 atm

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 3-10 Ludwig hal.190 :

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / spgr) - h_{sl}$$

Dimana :

P<sub>a</sub> : tekanan operasi = 1,00 atm = 1,013 bar

P<sub>vp</sub> : tekanan uap murni = 0,042 atm = 0,04212 bar

S : *suction head* = 1,0 m

Spgr : *specific gravity* = 1,0230

f : *friction factor* = 0,038

L+Le : panjang total pipa = 15,00 m

v = 0,3409 m/s

g = 9,8 m/s<sup>2</sup>

ID = 0,009 m

h<sub>sl</sub> : *friction loss*

$$\begin{aligned} h_{sl} &= \frac{f \times (L+Le) \times v^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,0380 \times 15,00 \text{ m} \times (0,341 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,01 \text{ m}} \\ &= 0,366 \text{ m} \\ &= 36,551 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSHa} &= S + (P_a - P_{vp}) \times (2,31 / \text{spgr}) - \text{Hsl} \\ &= 1 + ( 1,013 - 0,0421 ) \times \frac{2,31}{1,023} - 0,3655 \text{ m} \\ &= 2,8273 \text{ m} \end{aligned}$$

**NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)**

NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>) dihitung dengan pers. 2-43 Sularso hal. 46

$$\text{NPSHr} = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/3} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 3500 rpm

Q : Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/menit) = 0,0014 m<sup>3</sup>/menit

$$\begin{aligned} \text{NPSHr} &= \left( \frac{3500}{1200} \right)^{4/3} \times ( 0,001 )^{2/3} \\ &= 0,0515 \text{ m} \end{aligned}$$

$$2,8273 > 0,0515$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>), maka tidak terjadi kavitasi

**KESIMPULAN POMPA UTILITAS  
(PU-10)**

Tugas : Memompa larutan NaOH dari Tangki NaOH (TU-03) menuju Anion Exchanger (AE-01).

Jenis : *Centrifugal Pump*

Suhu, T = 30 °C = 303 K

Pemilihan pipa :

NPS = 0,25 in = 0,0064 m

Sch no = 40

OD = 0,54 in = 0,0137 m

ID = 0,364 in = 0,0092 m

Bahan Konstruksi = *Commercial Steel*

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa = 0,08 m<sup>3</sup>/jam

Head pompa = 1,09 m

Kecepatan putar = 3500 rpm

Daya Motor = 0,50 hp

NPSH

NPSH yang tersedia = 2,827 m

NPSH yang diperlukan = 0,0515 m

## EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi prarancangan pabrik Polivinil Alkohol dari Polivinil Asetat dan Metanol berkaitan dengan evaluasi kelayakan pendirian pabrik yang ditinjau dari aspek kelayakan ekonomi. Evaluasi kelayakan ekonomi dari pabrik Polivinil Alkohol dilakukan dengan tahapan sebagai berikut:

- A. Modal Investasi (*Capital Investment*)
- B. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
- C. Pengeluaran Umum (*General Expense*)
- D. Penjualan dan Keuntungan (*Sales & Profit*)
- E. Analisis Kelayakan

### A. Modal Investasi Industri (*Capital Investment*)

Modal industri (*Capital Investment*) merupakan penanaman modal yang berkaitan dengan pengeluaran berupa biaya yang diperlukan untuk membangun fasilitas produksi dan operasi utama dalam pabrik.

Modal industri terdiri dari 2 yaitu :

1. Modal tetap (*Fixed capital*)
2. Modal kerja (*Working capital*)

(Aries & Newton, 1955 hal 1)

#### 1. Modal tetap (*Fixed Capital*)

Modal tetap dapat didefinisikan sebagai total biaya instalasi pengolahan, bangunan, layanan tambahan, dan teknik yang terlibat dalam penciptaan pabrik baru. Modal tetap (Fix Capital) terdiri dari :

##### a. *Phsyical plant cost*

- *Purchased equipment*
- *Equipment installation*
- *Piping*
- *Instrumentation*
- *Insulation*
- *Electrical*
- *Building*
- *Land & yard improvements*
- *Utilities*

##### b. *Direct plant cost*

- *Phsyical plant cost*
- *Engineering and construction*

##### c. *Contractor fee*

##### d. *Contingency*

#### a. *Phsyical plant cost*

##### - Penentuan Total Harga Alat (*Purchasing Equipment Cost*)

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio indeks harga.

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

(Aries & Newton, 1955 hal 16)

Dimana :

- $E_x$  = Harga alat pada tahun x
- $E_y$  = Harga alat pada tahun y
- $N_x$  = Indeks harga pada tahun x
- $N_y$  = Indeks harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$E_b = E_a \left( \frac{C_b}{C_a} \right)^{0,6} \quad (\text{Aries \& Newton, 1955 hal 15})$$

Dimana :

- $C_a$  = Kapasitas alat a
- $C_b$  = Kapasitas alat b
- $E_a$  = Biaya peralatan saat kapasitas  $C_a$  (US \$)
- $E_b$  = Biaya peralatan saat kapasitas  $C_b$  (US \$)

Dalam penentuan harga alat-alat Pabrik Polivinil Alkohol dilakukan berdasarkan beberapa asumsi-asumsi dasar sebagai berikut :

1. Kurs dollar pada tanggal Maret 2023,  
US \$ 1 = Rp14.935,5
2. Penentuan harga alat bersumber dari buku "*Chemical Engineering Cost Estimation*" karangan R. S. Aries dan R. D. Newton (1955)

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.

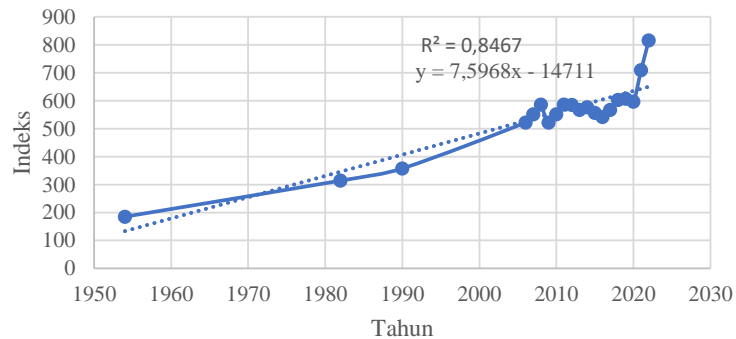
Nilai CEPCI untuk perhitungan harga alat diperoleh dari buku "*Chemical Engineering Cost Estimation*", (Aries & Newton, 1955); "*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*",(Peter & Timmerhaus, 1991); "*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*",(Ulrich, 1984) dan "*Annual Plant Cost Index*",(Chemeng, 2022) dengan rincian sebagai berikut :

- CE Indeks Tahun	1954	=	185
- CE Indeks Tahun	1982	=	314
- CE Indeks Tahun	1990	=	357,6
- CE Indeks Tahun	2006	=	521,9
- CE Indeks Tahun	2007	=	550,8
- CE Indeks Tahun	2008	=	585,7
- CE Indeks Tahun	2009	=	521,9
- CE Indeks Tahun	2010	=	550,8
- CE Indeks Tahun	2011	=	585,7
- CE Indeks Tahun	2012	=	584,6
- CE Indeks Tahun	2013	=	567,3
- CE Indeks Tahun	2014	=	576,1
- CE Indeks Tahun	2015	=	556,8
- CE Indeks Tahun	2016	=	541,7



- CE Indeks Tahun	2017	=	567,5
- CE Indeks Tahun	2018	=	603,1
- CE Indeks Tahun	2019	=	607,5
- CE Indeks Tahun	2020	=	596,2
- CE Indeks Tahun	2021	=	708,8
- CE Indeks Tahun	2022	=	816

Dari data diatas dapat di buat grafik sebagai berikut :



Gambar 1. Grafik dan Persamaan CEPCI

Dari gambar didapatkan persamaan :

$$y = 7,5968 x - 14711$$

Sehingga pada tahun 2023 dapat dihitung sebagai berikut :

$$y = 7,5968 x (2023) - 14711$$

$$= 657,3264$$

Maka, indeks pada tahun 2023 sebesar 657,3

**Total PEC**

<i>Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Proses</i>	=	\$	2.099.283
<i>Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Utilitas</i>	=	\$	737.343
<b>Total</b>	=	\$	<b>2836626,073</b>

Biaya alat sampai ditempat meliputi :

1. Biaya peralatan yang tertera pada lembar diagram aliran lengkap
2. Suku cadang peralatan yang dipasang maupun tidak dipasang
3. Surplus peralatan
4. Tunjangan biaya inflasi
5. Biaya pengiriman
6. Biaya pajak
7. Asuransi tugas
8. Penyelesaian modifikasi startup

Biaya peralatan proses dan utilitas sampai tempat sebesar 15-40 % PEC (Peter & Timmerhaus, 1991)

Dipilih % = 35 %

PEC sampai tempat = 135 % x \$ 2836626,073

= \$ 3829445,199

- *Purchasing Equipment Installation (PEI)*a. *Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Proses*

Untuk biaya instalasi tiap alat didapatkan dari persen ekivalen terhadap PEC di tiap alat. Persen alat didapatkan dari tabel 15 (Aries & Newton, 1995)

Tabel 4. *Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Proses*

No	Nama Alat	% Eq	Installation Cost, %Eq x PEC, \$
1	Reaktor	10	42.730,21
2	Centrifuge	30	22.933,97
3	Rotary Dryer	35	57.066,79
4	Mixer-01	5	190,00
5	Mixer-02	5	190,00
6	Cyclone	20	231,21
7	Heater-01	5	222,49
8	Heater-02	5	2.242,05
9	Heater-03	5	199,67
10	Blower	10	1.232,27
11	Tangki-01	30	319.158,72
12	Silo-01	20	10.354,80
13	Silo-02	20	324,17
14	Silo-03	20	6.462,55
15	Hopper-01	20	2.669,92
16	Hopper-02	20	2.669,92
17	Hopper-03	20	2.441,73
18	Hopper-04	20	2.441,73
19	Hopper-05	20	2.555,83
20	Bucket Elevator-01	10	3.194,78
21	Bucket Elevator-02	10	3.194,78
22	Bucket Elevator-03	10	1.083,94
23	Bucket Elevator-04	10	1.083,94
24	Bucket Elevator-05	10	2.669,92
25	Screw Conveyor-01	10	456,40
26	Screw Conveyor-02	10	787,29
27	Screw Conveyor-03	10	490,63
28	Pompa-01	5	139,32
29	Pompa-02	5	182,09
30	Pompa-03	5	124,25
31	Pompa-04	5	124,25
32	Pompa-05	5	182,09
<b>Total</b>			<b>490.031,75</b>

a. *Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Proses*Tabel 5. *Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Utilitas*

No	Nama Alat	% Eq	Installation Cost, %Eq x PEC, \$
1	Bak Air Bersih	10	4.892,32

2	Bak Rumah Tangga	10	242,84
3	Tangki Klorinasi	30	64.489,05
4	Cooling Tower	25	6.495,53
5	Kation Exchanger	20	127,58
6	Anion Exchanger	20	127,58
7	Tangki H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	30	6.572,12
8	Tangki NaOH	30	5.202,93
9	Tangki N <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	30	6.195,60
10	Tangki Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	30	5.305,62
11	Dearator	10	22,38
12	Tangki Umpan Boiler	30	3.867,97
13	Boiler	20	53.603,88
14	Tangki Bahan Bakar Boiler	30	2.601,47
15	Blower Utilitas	10	638,96
16	Tangki Kondensat	35	4.872,04
17	Flash Tank Utilitas	35	700,00
18	Tangki Silika	30	1.540,34
19	Kompresor	20	1.643,03
20	Tangki Udara Tekan	30	4.278,73
21	Generator	12	3.552,00
22	Tangki Bahan Bakar Generator	30	24,33
23	Pompa Utilitas-01	5	17,30
24	Pompa Utilitas-02	5	10,48
25	Pompa Utilitas-03	5	83,88
26	Pompa Utilitas-04	5	83,88
27	Pompa Utilitas-05	5	6,34
28	Pompa Utilitas-06	5	6,34
29	Pompa Utilitas-07	5	6,05
30	Pompa Utilitas-08	5	8,26
31	Pompa Utilitas-09	5	6,34
32	Pompa Utilitas-10	5	6,34
<b>Total</b>			<b>177.231,49</b>

**Total Purchasing Equipment Installation (PEI) adalah**

PEI Alat Proses	=	\$	490.031,75	
PEI Alat Utilitas	=	\$	177.231,49	+
<b>Total</b>	=	\$	<b>667.263,24</b>	

**Keterangan:**

Upah buruh asing	=	\$	38,07	/manhour
Upah buruh lokal	=	Rp	17.542,00	/manhour
1 man day	=		8 man hour	
1 man hour asing	=		2 man hour Lokal	
Tiap pekerjaan menggunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga Indonesia				

**- Instalasi**

Biaya Instalasi diperoleh dari persen ekivalen terhadap PEC. Persen ekivalen

didapatkan dari tabel 16 (Aries & Newton, 1955)

PEC = \$ 2.834.031,53

Table 16. Installation Costs  
(Equivalent to percentages of purchased-equipment cost)

	Material, %	Labor, %	Total, %
Foundations . . . . .	4	3	7
Platforms and supports . . . . .	7	4	11
Erection of equipment . . . . .	..	25	25
<b>Total installation . . . . .</b>	<b>11</b>	<b>32</b>	<b>43</b>

Biaya Material = 11% PEC = \$ 311.743,47  
 Upah Tenaga Kerja = 32% PEC = \$ 906.890,09  
**Total Instalasi Cost = \$ 1.218.633,56**

Man hour buruh = 23821,64666 man hour asing  
 Buruh asing = \$ 45.344,50  
 buruh lokal = Rp 793.970.718,96

- **Piping**

Biaya pemipaan diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen didapatkan dari tabel 17, hal 78, (Aries & Newton, 1955)

PEC = \$ 23821,64666

Biaya material = 21 % PEC = \$ 5002,545799  
 Upah tenaga kerja = 15 % PEC = \$ 3573,246999  
**Total piping Cost \$ 8575,792799**

Table 17. Piping Cost  
(Equivalent to percentages of purchased-equipment cost)

Process	Material, %	Labor, %	Total, %
Solid . . . . .	8	6	14
Solid-fluid . . . . .	21	15	36
Fluid . . . . .	49	37	86

Man hour buruh = 93,8599159 man hour asing  
 Buruh asing = \$ 178,66  
 Buruh lokal = Rp 3.128.332,23

- **Instrumentation**

Biaya instrumentasi diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen didapatkan dari tabel 19, hal 97, (Aries & Newton, 1955)

PEC = \$ 23821,64666

Biaya material = 12 % PEC = \$ 2858,5976  
 Upah tenaga kerja = 3 % PEC = \$ 714,6493999

**Total instrumentation Cost** \$ 3573,246999

**Table 19. Instrumentation Cost**  
(Equivalent to percentages of purchased-equipment cost)

	Material, %	Labor, %	Total, %
Few or no controls.....	4	1	5
Some specific controls.....	12	3	15
Extensive controls.....	24	6	30

Man hour buruh = 18,7720 man hour asing  
 Buruh asing = \$ 35,73  
 Buruh lokal = Rp 625.666,45

**- Insulation**

Biaya isolasi diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen didapatkan dari tabel 21, hal 98, (Aries & Newton, 1955)

PEC = \$ 23821,64666  
 Biaya material = 3 % PEC = \$ 714,6493999  
 Upah tenaga kerja = 5 % PEC = \$ 1191,082333  
**Total insulation Cost** \$ 1905,731733

**Table 21. Insulation Cost**  
(Equivalent to percentages of purchased-equipment cost)

	Material, %	Labor, %	Total, %
Insulation.....	3	5	8

Man hour buruh = 31,2866386 man hour asing  
 Buruh asing = \$ 59,55  
 Buruh lokal = Rp 1.042.777,41

**- Electrical**

Kebutuhan listrik didapatkan dari PT Perusahaan Listrik Negara (PLN) sedangkan untuk memenuhi kebutuhan listrik cadangan digunakan generator. Biaya instalasi listrik didapatkan dari persen ekuivalen terhadap PEC.

PEC = \$ 23.821,65  
 Biaya material = 10% PEC = \$ 2.382,16  
 Upah tenaga kerja = 10% PEC = \$ 2.382,16  
**Total Electrical Cost** = \$ 4.764,33

Man hour buruh = 62,5733  
 Buruh Asing = \$ 119,11  
 Buruh Lokal = Rp 2.085.554,82

**- Utilitas**

Biaya Instalasi diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen didapatkan dari tabel 16 (Aries & Newton, 1955)

PEC = \$ 995.413,67

Instalasi utilitas

Table 16. Installation Costs  
(Equivalent to percentages of purchased-equipment cost)

	Material, %	Labor, %	Total, %
Foundations . . . . .	4	3	7
Platforms and supports . .	7	4	11
Erection of equipment . . .	..	25	25
<b>Total installation . . . . .</b>	<b>11</b>	<b>32</b>	<b>43</b>

Biaya Material = 11% PEC = \$ 109.495,50  
 Upah Tenaga Kerja = 32% PEC = \$ 318.532,38  
**Total Instalasi Cost = \$ 428.027,88**

Man hour buruh = 8367,018 man hour asing  
 Buruh asing = \$ 15.926,62  
 buruh lokal = Rp 278.871.036,54

- **Building**

Harga bangunan dibagi menjadi beberapa kategori :

Bangunan Industri = Rp 6.250.000 /m<sup>2</sup>  
 Bangunan Bertingkat = Rp 4.500.000 /m<sup>2</sup>  
 Bangunan Biasa = Rp 3.000.000 /m<sup>2</sup>  
 Bangunan Sederhana = Rp 2.500.000 /m<sup>2</sup>  
 Pengaspalan Jalan = Rp 200.000 /m<sup>2</sup>

Rincian biaya dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 6. Rincian Biaya Bangunan

No.	Bangunan	Luas (m <sup>2</sup> )	Harga (Rp)	Harga Total (Rp)
1	Loading area	649,77	Rp 3.000.000	Rp 1.949.321.470
2	Area alat proses	3010,60	Rp 6.250.000	Rp 18.816.222.031
3	UPL	232,47	Rp 6.250.000	Rp 1.452.933.255
4	Area Tangki	1066,72	Rp 6.250.000	Rp 6.667.022.634
5	Control room	273,71	Rp 3.000.000	Rp 821.142.390
6	Area utilitas	2623,40	Rp 6.250.000	Rp 16.396.221.401
7	Gudang	555,02	Rp 3.000.000	Rp 1.665.046.257
8	Damkar	312,45	Rp 3.000.000	Rp 937.345.280
9	Bengkel	312,45	Rp 2.500.000	Rp 781.121.067
10	Masjid	201,30	Rp 3.000.000	Rp 603.914.470
11	Kantin & Koperasi	170,60	Rp 2.500.000	Rp 426.498.018
12	Poliklinik	235,24	Rp 3.000.000	Rp 705.732.679
13	Pusdiklat	235,24	Rp 4.500.000	Rp 1.058.599.018
14	Perpustakaan	235,24	Rp 4.500.000	Rp 1.058.599.018

15	Gedung serbaguna	379,52	Rp 3.000.000	Rp 1.138.567.633
16	Kantor	2176,93	Rp 3.000.000	Rp 6.530.799.661
17	Laboratorium	273,71	Rp 4.500.000	Rp 1.231.713.585
18	Area Parkir	837,41	Rp 2.500.000	Rp 2.093.520.007
19	Parkir Manajer	250,67	Rp 2.500.000	Rp 626.663.263
20	Parkir Karyawan	635,45	Rp 2.500.000	Rp 1.588.620.645
21	Parkir Tamu	682,93	Rp 2.500.000	Rp 1.707.317.972
22	Lapangan	3718,19	Rp 3.000.000	Rp 11.154.577.110
23	Pos Keamanan	212,41	Rp 2.500.000	Rp 531.023.180
24	Taman	4038,20	Rp 2.500.000	Rp 10.095.507.599
25	Jalan	16265,4706	Rp 200.000	Rp 3.253.094.130
<b>Jumlah</b>		<b>39585,11</b>		<b>Rp 93.291.123.772</b>

Total biaya bangunan = Rp 93.291.123.772  
 = \$ 6.246.267

- *Land & yard improvement*

Harga tanah dihitung per m<sup>2</sup> sedangkan lahan perbaikan (*yard improvement*) diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen sebesar 10%-15% dari PEC.

(Aries & Newton halaman 109)

Harga tanah = Rp 10.000.000 /m<sup>2</sup>  
 Luas tanah = 77574,17 m<sup>2</sup>  
 Biaya tanah = **Rp 775.741.700.000 = \$ 51.939.452,98**

*Yard improvement* t 15% dari PEC termasuk :

- Pagar samping
- Pagar besi
- Trotoar beton

*Yard improvement* = 15% PEC (Aries hal 109)  
 = \$ **574.416,78**  
 = Rp 8.579.201.816

***Land (Tanah pabrik)* = Rp 775.741.700.000**  
***Yard improvement* = Rp 8.579.201.816**  
***Total land & yard improvement Cost* = Rp 784.320.901.816**

Tabel 7. Ringkasan *Physical Plant Cost* (PPC)

Parameter	Biaya	
	\$	Rp
<i>Purchased equipment</i>	\$ 3.829.445	
<i>Equipment installation</i>	\$ 357.088	Rp 793.970.719
<i>Piping</i>	\$ 5.181	Rp 3.128.332
<i>Instrumentation</i>	\$ 2.894	Rp 625.666
<i>Insulation</i>	\$ 774	Rp 1.042.777
<i>Electrical</i>	\$ 2.501	Rp 2.085.555

<i>Building</i>		Rp	93.291.123.772
<i>Land &amp; yard improvements</i>	\$	574.417	Rp 775.741.700.000
<i>Utilitas</i>	\$	1.120.836	Rp 278.871.037
<b>Total</b>	<b>\$</b>	<b>5.893.137</b>	<b>Rp 870.112.547.858</b>

Total *Physical plant cost* = Rp 958.129.491.959,08  
 = \$ 64.151.149,41

**b. Direct Plant Cost**

*Direct Plant Cost* adalah penjumlahan dari *physical plant cost* dan *engineering and*

- *Physical plant cost* = \$ 64.151.149  
 = Rp 958.129.491.959

- *Engineering and construction*

Biaya *engineering & Construction* diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. ekuivalen dapat dilihat dari tabel 4 hal 4. (Aries & Newton, 1955)

PEC = \$ 3.829.445

Tipic Cost of Engineering and Construction dibagi menjadi 3 :

- PEC kurang dari \$1,000,000 = 30%
- PEC di antara \$1,000,000 - \$5,000,000 = 25%
- PEC diatas \$5,000,000 = 20%

**Table 4. Cost of Engineering and Construction**  
 (Equivalent to percentages of physical cost)

<i>Physical cost</i>	<i>Engineering and construction cost, %</i>
Less than \$1,000,000 . . . . .	30
\$1,000,000-\$5,000,000 . . . . .	25
More than \$5,000,000 . . . . .	20

Untuk PEC lebih dari \$5,000,000

= 25% PEC  
 = \$ 957.361,30

Maka total *direct plant cost* adalah sebagai berikut :

Tabel 8. Ringkasan *Direct Plant Cost* (PPC)

<b>Parameter</b>	<b>Biaya</b>	
	<b>\$</b>	<b>Rp</b>
<i>Physical plant cost</i>	\$ 64.151.149	Rp 958.129.491.959
<i>Engineering and construction</i>	\$ 957.361	Rp 14.298.669.693
<b>Total</b>	<b>\$ 65.108.511</b>	<b>Rp 972.428.161.652</b>

**c. Contractor fee**

Biaya *engineering & Construction* diperoleh dari persen ekuivalen terhadap *direct plant cost* . Menurut (Aries & Newton, 1955), persen ekuivalen pada hal 4 antara 4-10% dari *direct plant cost*.

*Contractor fee cost* = 10% x \$ 65.108.511  
 = \$ 6.510.851



**d. Contingency**

Berdasarkan (Aries & Newton, 1955) hal. 4, biaya cadangan tergantung level daruratnya. Level darurat dibagi menjadi 3 :

- Level rendah = 10% *Direct Plant Cost*
- Level rata-rata = 15% *Direct Plant Cost*
- Level tinggi = 25% *Direct Plant Cost*

Dipilih contingency rata-rata.

**Contingency cost = \$ 16.277.127,68**

**Table 5. Cost of Contingency -  
(Equivalent to percentages of direct plant cost) .**

<i>Contingency level</i>	<i>Contingency cost, %</i>
Low .....	10
Average .....	15
High .....	25

**Menentukan Fixed Capital Investment**

Tabel 9. Total Biaya *Fixed Capital Investment (FCI)*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya</b>	
	<b>Dollar US (\$)</b>	<b>Rupiah (Rp)</b>
<i>Direct plant cost</i>	\$ 65.108.510,7	Rp 972.428.161.652,1
<i>Contractor fee</i>	\$ 6.510.851,07	Rp 97.242.816.165,2
<i>Contingency</i>	\$ 16.277.127,68	Rp 243.107.040.413,0
<b><i>Fixed Capital (FC)</i></b>	<b>\$ 87.896.489,45</b>	<b>Rp 1.312.778.018.230,3</b>

Total *Fixed Capital Investment* adalah sebesar Rp 1.312.778.018.230,33

**B. Perkiraan Penjualan**

Dalam perkiraan penjualan diambil asumsi sebagai berikut:

- a. Harga jual Polivinil Alkohol tidak mengalami kenaikan selama periode pengembalian modal.
- b. Produksi pada tahun pertama langsung 100%
  - Kapasitas = 50.000.000 kg/tahun
  - Harga jual = \$5,00 /kg
  - Penjualan = Rp 3.733.875.000.000,0

**C. Manufacturing Cost (Biaya Produksi)**

*Manufacturing Cost* meliputi :

1. *Direct manufacturing cost*
  - a. *Raw material*
  - b. *Labor*
  - c. *Supervision*
  - d. *Maintenance*
  - e. *Plant supplies*
  - f. *Royalties & patent*
  - g. *Utilities*
2. *Indirect manufacturing cost*
  - a. *Payroll overhead*

- b. *Laboratory*
- c. *Plant overhead*
- d. *Packing*
- e. *Shipping*
- 3. *Depreciation*
- 4. *Property taxes*
- 5. *Insurance*

Penentuan *Manufacture Cost* di hitung dalam kebutuhan 1 tahun.

$$\begin{aligned} 1 \text{ hari} &= 24 \text{ jam} \\ 1 \text{ tahun} &= 330 \text{ hari} \end{aligned}$$

### 1. *Direct manufacturing cost*

*Direct manufacturing* adalah biaya khusus yang dikeluarkan dalam produksi.

#### a. *Raw material*

##### - *Polivinil Asetat*

$$\begin{aligned} \text{Harga} &= \$ 1,20 \text{ /kg} \\ &= \text{Rp } 17.922,60 \text{ /kg} \\ \text{Kebutuhan} &= 12.591,12 \text{ kg/jam} \\ &= 99.721.706,9 \text{ kg/tahun} \\ \text{Biaya} &= 119.666.048,2 \text{ \$/tahun} \end{aligned}$$

##### - *Methanol*

$$\begin{aligned} \text{Harga} &= \$ 0,1100 \text{ /kg} \\ &= \text{Rp } 1.642,91 \text{ /kg} \\ \text{Kebutuhan} &= 8.301,36 \text{ kg/jam} \\ &= 65.746.753,2 \text{ kg/tahun} \\ \text{Biaya} &= 7.232.142,9 \text{ \$/tahun} \end{aligned}$$

##### - *NaOH*

$$\begin{aligned} \text{Harga} &= \$ 1,8000 \text{ /kg} \\ &= \text{Rp } 26.883,90 \text{ /kg} \\ \text{Kebutuhan} &= 62,96 \text{ kg/jam} \\ &= 498.608,5 \text{ kg/tahun} \\ \text{Biaya} &= 897.495,4 \text{ \$/tahun} \end{aligned}$$

#### > *Total biaya raw material*

$$\begin{aligned} &= \$ 127.795.686,46 \text{ /tahun} \\ &= \text{Rp } 1.908.692.475.070 \text{ /tahun} \end{aligned}$$

#### b. *Labor (Tenaga Kerja)*

Total biaya *operating labour* dapat dilihat pada tabel dibawah. Dalam penentuan gaji *operating labour* diasumsikan tidak ada kenaikan gaji dan berdasarkan UMR Kabupaten Gresik, Jawa Timur untuk Tahun 2023 sebesar Rp 4.372.030 /bulan ([disnaker.gresikkab.go.id](http://disnaker.gresikkab.go.id))

$$\begin{aligned} \text{UMR Kabupaten Gresik} &= 4.372.030,0 \text{ Rp/bulan} \\ &= 6.072,26 \text{ Rp/jam} \\ &= 0,41 \text{ \$/jam} \end{aligned}$$

Penentuan *Labor Cost* dihitung dalam kebutuhan 1 tahun.

Jam kerja labor = 8 jam/hari  
 Jumlah hari = 330 hari/tahun  
 Jumlah bulan = 12 bulan/tahun

Tabel 10. Rencana gaji/bulan semua labor dalam rupiah tahun 2022 :

No	Jabatan	Jumlah	Gaji per Orang		Gaji Total	
			(Rp/bulan)		(Rp/bulan)	
<b>NON SHIFT</b>						
<b>A. Direktur Utama</b>						
1	Direktur Utama	1	Rp	70.000.000	Rp	70.000.000
2	Sekretaris Direktur Utama	1	Rp	55.000.000	Rp	55.000.000
<b>B. Direktur Bagian</b>						
1	Direktur Produksi dan Teknik	1	Rp	40.000.000	Rp	40.000.000
2	Sekretaris Direktur Produksi dan Teknik	1	Rp	30.000.000	Rp	30.000.000
3	Direktur Umum dan Administrasi	1	Rp	40.000.000	Rp	40.000.000
4	Sekretaris Direktur Umum dan Administrasi	1	Rp	30.000.000	Rp	30.000.000
<b>C. Kepala Bagian (Kabag)</b>						
<b>D. Kepala Seksi (Kasi)</b>						
<b>E. Staff</b>						
<b>F. Kesehatan, Kebersihan, dan Driver</b>						
1	Dokter	1	Rp	18.000.000	Rp	18.000.000
2	Perawat	2	Rp	6.000.000	Rp	12.000.000
3	Driver	4	Rp	6.000.000	Rp	24.000.000
4	Laboran	2	Rp	7.000.000	Rp	14.000.000
5	Cleaning Service	4	Rp	4.500.000	Rp	18.000.000
<b>SHIFT</b>						
<b>A. Operator</b>						
1	Proses	28	Rp	7.500.000	Rp	210.000.000
2	Utilitas	16	Rp	7.500.000	Rp	120.000.000
3	Fore Man Proses	1	Rp	8.000.000	Rp	8.000.000
4	Fore Man Utilitas	1	Rp	8.000.000	Rp	8.000.000
<b>B. Karyawan shift</b>						
1	Control room	8	Rp	7.000.000	Rp	56.000.000
2	Laboratorium & QC	8	Rp	7.000.000	Rp	56.000.000
3	K3	8	Rp	7.000.000	Rp	56.000.000
4	Keamanan (Satpam)	8	Rp	5.000.000	Rp	40.000.000
Jumlah Karyawan		146	Rp	749.000.000		

$$\begin{aligned} \text{Total Operating Labor} &= \text{Rp } \frac{749.000.000}{\text{Bulan}} \times 12 \frac{\text{Bulan}}{\text{Tahun}} \\ &= \text{Rp } 8.988.000.000 \end{aligned}$$

**c. Supervision**

Beban pengawasan adalah gaji seluruh personel yang bertanggung jawab untuk pengawasan langsung operasi produktif. Skala gaji bervariasi dengan tingkat tanggung jawab yang diperlukan. Perkiraan cepat dapat dibuat dengan menerapkan presentase dari biaya tenaga kerja sebesar 10% untuk operasi sederhana dan 25% untuk prosedur yang kompleks.

(Aries & Newton, 1955, hal 163)

Dalam perhitungan biaya supervise diambil 10% biaya tenaga kerja :

<b>Supervision</b>	= Rp	8.988.000.000,00 /tahun	x	10%
	= <b>Rp</b>	<b>898.800.000,00</b>		

**d. Maintenance (Perbaikan & perawatan)**

Biaya *Maintenance* diperoleh dari persen ekuivalen terhadap *Fix Capital Investment*. Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel 38 Aries & Newton halaman 164.

**Table 38. Annual Maintenance Cost**  
(Equivalent to percentages of fixed-capital investment)

<i>Type of equipment</i>	<i>Annual maintenance, %</i>
Simple, light use.....	2-4
Average.....	6-7
Complicated, severe use.....	8-10

Dipilih <i>Type equipment Average</i>	= 7% of <i>Capital Investment</i>
<b>Capital Investment</b>	= \$ <b>87.896.489,45</b>
<b>Maintenance Cost</b>	= \$ <b>6.152.754,26</b>
	= <b>Rp</b> <b>91.894.461.276,12</b>

**e. Plant supplies**

Plant supplies adalah persediaan barang-barang personel pabrik dalam mengoperasikan peralatan seperti gasket, bahan, dan pelumas yang berkaitan dengan *maintenance*. Menurut (Aries & Newton, 1955) pada halaman 168, biaya *plant supplies* sebesar 15% dari biaya *maintenance*.

<b>Plant supplies cost</b>	= 15% x \$	<b>6.152.754,26</b>
	= \$	<b>922.913,14</b>
	= <b>Rp</b>	<b>13.784.169.191</b>

**f. Royalties and patent**

Biaya patent yang dibeli untuk tujuan produksi biasanya diamortisasi selama masa perlindungan hukumnya. Royalti umumnya dibayar dengan tarif tertentu baik berdasarkan produksi atau penjualan. biaya royalties & patent sebesar 1 - 5% dari *sales price*.

(Aries & Newton, 1955, Hal 168)

Dipilih biaya royalti dan paten	= 5% sales price
Perkiraan harga produk	= Rp 74.678 /kg
Kapasitas produk	= 50.000 ton/tahun
	= 50.000.000 kg/tahun
<b>Sales price</b>	= Rp <b>3.733.875.000.000 /tahun</b>

Royalties & patent = Rp 37.338.750.000 /tahun

**f. Utilities**

Tabel 11. Biaya Pembelian Bahan Utilitas

Bahan	Kebutuhan/jam		Kebutuhan/ tahun
H <sub>2</sub> O (Air)	3542,86	L	28059472,75
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0076	kg	59,8439
NaOH	0,0047	kg	37,0638
N <sub>2</sub> H <sub>4</sub> (Hidrazin)	0,0077	kg	61,2887
Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	0,0050	kg	39,7281
Resin Kation	0,0057	m <sup>3</sup>	6,4043
Resin Anion	0,0042	m <sup>3</sup>	4,7598
Silika	47,1946	kg	53397,3192
Bahan Bakar Boiler	26922,50	L	213226176
Listrik	200	kW	1584000

Bahan	Harga (Rp)		Biaya/tahun
H <sub>2</sub> O (Air)	\$ 16	/L	Rp 448.951.564,0
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	\$ 1	/kg	Rp 53,9
NaOH	\$ 0,3	/kg	Rp 11,1
N <sub>2</sub> H <sub>4</sub> (Hidrazin)	\$ 2	/kg	Rp 110,3
Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	\$ 1	/kg	Rp 31,8
Resin Kation	\$ 1.500	/m <sup>3</sup>	Rp 9.606,5
Resin Anion	\$ 2.000	/m <sup>3</sup>	Rp 9.519,5
Silika	\$ 2.680	/kg	Rp 143.104.815,5
Bahan Bakar Boiler	\$ 10	/L	Rp 2.155.086.491,6
Listrik	\$ 1.115	/kW	Rp 1.766.160.000,0
Total			Rp 4.513.322.204,3

**g. Electrical**

**Biaya listrik 1 tahun**

Karena kebutuhan pabrik di atas 200 kVA, sehingga kebutuhan listrik pabrik tergolong industri skala menengah,

Sehingga tarif listrik = Rp 1115 /kWh

**Listrik Penerangan Bangunan**

Beroperasi pukul 17.00 - 07.00

Durasi Pemakaian Listrik/hari = 14 jam

Selama = 330 hari

Kebutuhan Listrik = 28 kWh

Biaya Penggunaan Listrik = Rp 144.236.400

**Listrik Elektronik dan Perkantoran**

Beroperasi pukul 07.00 - 17.00

Durasi Pemakaian Listrik/hari	=	10	jam
Selama	=	330	hari
Kebutuhan Listrik	=	42	kWh
Biaya Penggunaan Listrik	=	Rp	154.539.000

**Kebutuhan Listrik Proses dan Utilitas**

Durasi Pemakaian Listrik/hari	=	24	jam
Selama	=	330	hari
Kebutuhan Listrik	=	96	kWh
Biaya Penggunaan Listrik	=	Rp	847.756.800

<b>Biaya Listrik</b>	=	<b>Rp</b>	<b>1.146.532.200</b>
	=	<b>\$</b>	<b>76.766</b>

Tabel 12. Total Biaya *Direct Manufacturing Cost*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (/tahun)</b>
<i>Raw Material</i>	Rp 1.908.692.475.069,57
<i>Labor</i>	Rp 8.988.000.000,00
<i>Supervision</i>	Rp 898.800.000,00
<i>Maintenance</i>	Rp 91.894.461.276,12
<i>Plant Supplies</i>	Rp 13.784.169.191,42
<i>Royalties &amp; Patent</i>	Rp 37.338.750.000,00
<i>Utilities</i>	Rp 4.513.322.204,26
<i>Electrical</i>	Rp 1.146.532.200,00
<b><i>Direct Manufacturing Cost</i></b>	<b>Rp 2.067.256.509.941,37</b>

**2. Indirect manufacturing cost**

*Indirect manufacturing* adalah biaya yang dikeluarkan akibat dari operasi produksi yang bersifat tidak langsung.

(Aries & Newton.1955. hal 173)

- ***Payroll overhead***

Semua pengeluaran perusahaan yang terjadi melalui pensiun, pembayaran liburan, asuransi kelompok, cacat gaji, jaminan sosial, dan pajak pekerjaan diklasifikasikan gaji overhead. *Payroll overhead* dapat diperkirakan secara total sebagai jumlah yang setara 15-20% dari biaya tenaga kerja (Labor)

(Aries & Newton.1955. hal 173)

Diambil biaya *payroll overhead* sebesar 12% dari *labor cost*

<i>Labor cost</i>	=	Rp	8.988.000.000
<b><i>Payroll overhead</i></b>	=	Rp	1.078.560.000

- ***Laboratory***

Dalam proses kimia, pekerjaan laboratorium diperlukan untuk memastikan kontrol kualitas. Sementara biaya tentu saja akan tergantung pada jenis produk, biaya rata-rata setara dengan 10-20% dari biaya tenaga kerja

(Aries & Newton.1955. hal 174)

Diambil biaya *laboratory* sebesar 12% dari *labor cost*  
*Labor cost* = Rp 8.988.000.000  
*Laboratory* = Rp 1.078.560.000

- **Plant overhead**

*Plant overhead* merupakan biaya pemeliharaan fungsi layanan tertentu yang dipersyaratkan secara tidak langsung oleh unit produktif, mencakup biaya pemeliharaan kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian, penggunaan ruangan, dan teknik. Nilai setara dengan 50%-100% dari biaya tenaga kerja  
 (Aries & Newton.1955. hal 174)

Diambil biaya *plant overhead* sebesar 60% dari *labor cost*  
*Labor cost* = Rp 8.988.000.000  
*Plant overhead* = Rp 7.190.400.000

- **Packing & Shipping**

Biaya wadah untuk kemasan tergantung pada sifat kimia dan fisika produk serta pada harganya. Besaran harga *packing* & *shipping* yaitu berkisar antara 0.5 - 2% dari penjualan.

(Aries & Newton.1955. hal 174)

Diambil biaya *packing & shipping* sebesar 1% dari *penjualan*  
 Penjualan = Rp 3.733.875.000.000  
*Packing & Shipping* = Rp 37.338.750.000

Tabel Ekonomi 13. Total Biaya *Indirect Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (/tahun)
<i>Payroll Overhead</i>	\$ 1.078.560.000
<i>Laboratory</i>	\$ 1.078.560.000
<i>Plant Overhead</i>	\$ 7.190.400.000
<i>Packing &amp; Shipping</i>	\$ 37.338.750.000
<b><i>Indirect manufacturing cost</i></b>	<b>\$ 46.686.270.000</b>

3. **Depreciation**

Depresiasi adalah penyusutan dari nilai aset/alat  
 Depresiasi bernilai 8-10% dari *Fix Capital Investment*.

(Aries & Newton hal 180)

*Fix Capital Investment* = Rp 1.312.778.018.230,33 x 10%  
*Depreciation* = Rp 131.277.801.823,03

4. **Property Taxes**

*Property Taxes* adalah pajak terhadap aset/lahan/nilai properti. Property Taxes bernilai 1-2% dari *Fix Capital Investment*.

(Aries & Newton hal 181)

*Fix Capital Investment* = Rp 1.312.778.018.230,33 x 2%  
*Property taxes* = Rp 26.255.560.364,61

**5. Insurance**

Tarif asuransi tergantung pada jenis proses yang dilakukan dalam manufaktur operasi dan pada sejauh mana fasilitas perlindungan yang tersedia. Secara tahunan, angka ini berjumlah sekitar 1% dari fixed-modal investasi.

(Aries & Newton hal 182)

$$\begin{aligned}
 \text{Fix Capital Investment} &= \text{Rp} && 1.312.778.018.230,33 \times 2\% \\
 \text{Insurance} &= \text{Rp} && 26.255.560.364,61
 \end{aligned}$$

Kesimpulan :

Tabel Ekonomi 14. Total Biaya *Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (/tahun)
<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Rp 2.067.256.509.941,37
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Rp 46.686.270.000,00
<i>Depreciation</i>	Rp 131.277.801.823,03
<i>Property Taxes</i>	Rp 26.255.560.364,61
<i>Insurance</i>	Rp 26.255.560.364,61
<b><i>Manufacturing Cost</i></b>	Rp 2.297.731.702.493,62

**C. Penaksiran Modal Kerja Industri (*Working Capital*) dan Perhitungan *Capital Investment***

a. Modal Kerja Industri (*Working Capital*)

- *Raw Material Inventory*

Biaya yang dibebankan pada stok bahan baku yang diperlukan untuk pembuatan produk selama 1 bulan pasokan pada nilai yang dibeli dapat digunakan.

(Aries & Newton, halaman 12)

$$\begin{aligned}
 \text{Raw Material Inventory} &= \frac{\text{Raw Material /tahun}}{12 \text{ bulan/tahun}} \\
 &= \frac{\text{Rp} \quad 1.908.692.475.070}{12} \\
 &= \text{Rp} \quad 159.057.706.255,8
 \end{aligned}$$

- *In Process Inventory*

Biaya yang dibebankan pada bahan baku yang diproses dalam alat produksi. Dapat diperkirakan sebagai satu setengah dari total biaya manufaktur yang terjadi selama periode secara total menahan waktu yang dibutuhkan untuk proses

(Aries & Newton, halaman 12)

$$\begin{aligned}
 \text{In Process Inventory} &= \frac{1.5 \text{ Total Manufacturing Cost}}{12 \text{ bulan/tahun}} \\
 &= \frac{\text{Rp} \quad 3.446.597.553.740,42}{12} \\
 &= \text{Rp} \quad 287.216.462.812
 \end{aligned}$$



- *Product Inventory*

Biaya yang dibebankan pada suatu produk, apabila produk tersebut tidak dapat langsung terjual. Atau biaya untuk mengantisipasi beberapa produk yang diproduksi dengan laju konstan dan dijual secara musiman, banyak komoditas mungkin rusak atau tidak stabil atau mungkin memerlukan fasilitas penyimpanan khusus, karena tidak adanya data tertentu, persediaan produksi dapat diasumsikan sama dengan produksi 1 bulan senilai biaya produksi.

(Aries & Newton, halaman 12)

$$\begin{aligned}
 \text{Product Inventory} &= \frac{\text{Total Manufacturing Cost}}{12 \text{ bulan/tahun}} \\
 &= \frac{\text{Rp } 2.297.731.702.493,62}{12} \\
 &= \text{Rp } 191.477.641.874,5
 \end{aligned}$$

- *Available Cash*

Biaya yang diperlukan untuk pembayaran gaji dan jasa pekerja dan juga material. Dana yang tersedia dapat diperkirakan sebesar 1 bulan *Manufacture Cost* (MC).

(Aries & Newton, halaman 12)

$$\begin{aligned}
 \text{Available Cash} &= \frac{\text{Total Manufacturing Cost}}{12 \text{ bulan/tahun}} \\
 &= \frac{\text{Rp } 2.297.731.702.493,62}{12} \\
 &= \text{Rp } 191.477.641.874,5
 \end{aligned}$$

- *Extended Credit*

Biaya yang dibebankan pada suatu produk, apabila produk tersebut telah berada dipihak pembeli tetapi perusahaan belum menerima hasil penjualan. Kredit diperpanjang dapat diperkirakan produksi 1 bulan nilai penjualan atau dua kali lipat biaya produksi. *Extended credit* dapat diperkirakan sebesar 2 bulan *Manufacturing Cost*.

(Aries & Newton, halaman 12)

$$\begin{aligned}
 \text{Extended Credit} &= \frac{2 \times \text{Total Manufacturing Cost}}{12 \text{ bulan/tahun}} \\
 &= \frac{\text{Rp } 4.595.463.404.987,23}{12} \\
 &= \text{Rp } 382.955.283.749
 \end{aligned}$$

Tabel 15. Total Biaya *Working Capital*

Komponen	Biaya (/tahun)
<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 159.057.706.255,80
<i>In Process Inventory</i>	Rp 287.216.462.811,70
<i>Product Inventory</i>	Rp 191.477.641.874,47
<i>Available Cash</i>	Rp 191.477.641.874,47
<i>Extended Credit</i>	Rp 382.955.283.748,94
<b><i>Working Capital Investment</i></b>	Rp 1.212.184.736.565,37

**b. Total Modal (Capital Investment)**

Total Modal merupakan total dari biaya tetap dan modal kerja

<i>Fixed Capital Cost</i>	= Rp	1.312.778.018.230,33
<i>Working Capital Cost</i>	= Rp	1.212.184.736.565,37
<b><i>Capital Investment</i></b>	= <b>Rp</b>	<b>2.524.962.754.795,7</b>

**D. General Expense (Pengeluaran Umum)**

Berbagai pengeluaran yang dikeluarkan oleh fungsi perusahaan selain manufaktur dikelompokkan ke dalam klasifikasi yang di sebut beban umum. *General Expense* mencakup :

1. *Administration*
2. *Sales*
3. *Research*
4. *Finance*

(Aries & Newton hal 185)

**1. Administration**

Biaya administrasi merupakan sebuah perusahaan berkaitan dengan pengeluaran seperti gaji manajemen, biaya hukum dan biaya audit yang terjadi atas semua pengelolaan semua tahap dari perusahaan. Untuk memperkirakan biaya admistrasi tujuan dapat ditentukan sebagai jumlah yang setara dengan 2 - 3% dari harga jual atau 3 - 6% dari biaya produksi (*Manufacturing cost*).

(Aries & Newton hal 185)

<i>Administration</i>	= 6% <i>manufacturing cost</i>	
<b><i>Manufacturing cost</i></b>	= <b>Rp</b>	<b>2.297.731.702.493,6</b>
<b><i>Administration cost</i></b>	= <b>Rp</b>	<b>137.863.902.149,62</b>
	= \$	<b>9.230.618,47</b>

**2. Sales**

Beban penjualan akan bervariasi tergantung pada jenis produk, metode penjualan dan distribusi, pasar pelanggan, dan tingkat iklan. Secara umum, biaya penjualan dapat diperkirakan secara kasar oleh staf proses menugaskan untuk itu dalam jumlah yang sama dengan 3 sampai 12 persen dari harga jual atau 5 sampai 22 persen dari biaya produksi (*Manufacturing cost*).

(Aries & Newton hal 186)

<i>Sales</i>	= 10% <i>manufacturing cost</i>	
<b><i>Manufacturing cost</i></b>	= <b>Rp</b>	<b>2.297.731.702.493,6</b>
<b><i>Sales</i></b>	= <b>Rp</b>	<b>229.773.170.249,36</b>
	= \$	<b>15.384.364,12</b>

**3. Research**

Beban penelitian dapat diperkirakan sebagai setara dengan 2 - 4% dari harga jual atau 3.5 - 8% dari biaya produksi (*Manufacturing cost*).

(Aries & Newton hal 186)

<i>Research</i>	= 4% <i>manufacturing cost</i>	
<b><i>Manufacturing cost</i></b>	= <b>Rp</b>	<b>2.297.731.702.493,62</b>
<b><i>Research cost</i></b>	= <b>Rp</b>	<b>91.909.268.099,74</b>

= \$ 6.153.745,65

**4. Finance**

Beban finance sebesar 2 - 4 % dari *Capital investment*.

(Aries & Newton hal 187)

Administration = 4% *Capital Investment*  
**Capital Investment** = **Rp 2.524.962.754.795,70**  
**Finance** = **Rp 100.998.510.191,83**  
 = \$ **6.762.311,95**

Tabel 16. Total Biaya General Expenses

Komponen	Biaya (/tahun)
<i>Administration cost</i>	Rp 137.863.902.149,62
<i>Sales Cost</i>	Rp 229.773.170.249,36
<i>Research Cost</i>	Rp 91.909.268.099,74
<i>Finance Cost</i>	Rp 100.998.510.191,83
<b>General Expense</b>	<b>Rp 560.544.850.690,55</b>

**E. Penjualan dan Keuntungan**

Keuntungan ditinjau per 1 tahun.

**1. Total biaya produksi meliputi :**

- *Manufacturing cost*  
 - *General expense*  
*Manufacturing cost* = Rp 2.297.731.702.493,62  
*General expense* = Rp 560.544.850.690,55  
**Total biaya produksi** = Rp 2.858.276.553.184,17  
 = \$ 191.374.681,34

**2. Harga dasar**

Harga dasar didapat dari total biaya produksi dibagi kapasitas pabrik.

Kapasitas produk = 50.000,00 ton/tahun  
 = 50.000.000,00 kg/tahun  
 Harga dasar =  $\frac{\text{Rp}2.858.276.553.184,2}{50.000.000,00}$   
 = Rp57.165,53 per kg

**3. Harga jual**

Dirancang, keuntungan = 18% harga dasar

Harga jual = harga dasar + keuntungan  
 = Rp57.165,53 + Rp10.003,97  
 = Rp67.169,50 per kg  
 = 4,50 \$/kg

Harga jual produk yang kami rancang tidak melebihi dari harga pasar, maka harga jual yang dirancang layak untuk digunakan.

Kapasitas produk = 50.000,00 ton/tahun  
 = 50.000.000 kg/tahun  
**Sales Price** = \$ **224.865.250,6**

= Rp 3.358.474.949.991,4

#### 4. Analisa Keuntungan

Perkiraan keuntungan didapat dari keuntungan pabrik. Keuntungan pabrik dapat dianalisa berdasarkan 2 bagian yaitu:

##### a. Keuntungan sebelum pajak

Keuntungan sebelum pajak = Total penjualan – Total Biaya Produksi		
Total penjualan	= \$	224.865.250,58
Total biaya produksi	= \$	191.374.681,34
<b>Keuntungan sebelum pajak</b>	<b>= \$</b>	<b>33.490.569,23</b>
	<b>= Rp</b>	<b>500.198.396.807,2</b>

##### b. Keuntungan setelah pajak

Pajak keuntungan	= 35%	keuntungan
(Aries & Newton hal 190)		
Keuntungan setelah pajak = Keuntungan sebelum pajak x (100% - 20%)		
<b>Keuntungan setelah pajak</b>	<b>= \$</b>	<b>21.768.870,00</b>
	<b>= Rp</b>	<b>325.128.957.924,70</b>

#### F. Analisis Kelayakan

Sebelum melakukan analisis kelayakan ekonomi terlebih dahulu dibutuhkan data-data biaya yang dikeluarkan untuk proses produksi pada pabrik natrium difosfatheptahidrat pembagian biaya diambil dari (Aries & Newton,1955, hal Adapun biaya tersebut antara lain:

<b>- Fixed cost (Fa)</b>		
a. Depresiasi	= \$	131.277.801.823,03
b. Property tax	= \$	26.255.560.364,61
c. Insurance	= \$	26.255.560.364,61
<b>Fixed cost (Fa)</b>	<b>= \$</b>	<b>183.788.922.552,25</b>
<b>- Variable cost (Va)</b>		
a. Raw material	= \$	1.908.692.475.069,57
b. Packaging & Shipping	= \$	37.338.750.000,00
c. Utilities	= \$	4.513.322.204,26
d. Royalty dan Patent	= \$	37.338.750.000,00
<b>Variable cost</b>	<b>= \$</b>	<b>1.987.883.297.273,83</b>
<b>- Regulated cost (Ra)</b>		
a. Labor	= \$	8.988.000.000,00
b. Payroll Overhead	= \$	1.078.560.000,00
c. Plant Overhead	= \$	7.190.400.000,00
d. Supervision	= \$	898.800.000,00
e. Laboratory	= \$	1.078.560.000,00
f. General Expense	= \$	560.544.850.690,55
g. Maintenance	= \$	91.894.461.276,12
h. Plant Supplies	= \$	13.784.169.191,42

<i>Regulated cost</i>	= \$	685.457.801.158,09
- <i>Sales Price (Sa)</i>		
<i>Sales Price</i>	= Rp	3.358.474.949.991,4

Setelah diketahui biaya-biaya yang dikeluarkan, maka perhitungan analisis ekonomi dapat dilakukan. Adapaun analisis ekonomi ditinjau dari:

**1. Return on Investment (ROI)**

ROI adalah besaran keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap. Perhitungan ROI sangat penting bagi perusahaan untuk mengetahui kapan modal-modal dapat dikembalikan.

**a. Sebelum pajak**

Presentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak.

ROI dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 193:

$$ROI = \frac{Pb. ra}{I_F} \times 100\%$$

Keterangan:

Pb.ra = Laba tahunan sebelum pajak

I<sub>F</sub> = Investasi modal (*Capital Investment*)

Diketahui:

I<sub>F</sub> = \$ 1.312.778.018.230,33

Pb.ra = Rp 500.198.396.807,2

maka,

$$ROI = \frac{Rp \quad 500.198.396.807,23}{Rp \quad 1.312.778.018.230,33} \times 100\% = 38,10\%$$

**b. Setelah pajak**

Presentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak.

ROI dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 193:

$$ROI = \frac{Pb. ra}{I_F} \times 100\%$$

Keterangan:

Pb.ra = Laba tahunan setelah pajak

I<sub>F</sub> = Investasi modal (*Capital Investment*)

Diketahui:

I<sub>F</sub> = \$ 1.312.778.018.230,33

Pb.ra = \$ 325.128.957.924,70

maka,

$$ROI = \frac{Rp \quad 325.128.957.924,70}{Rp \quad 1.312.778.018.230,33} \times 100\% = 24,77\%$$

## 2. Pay Out Time (POT)

POT adalah waktu minimum yang diperlukan untuk mengembalikan modal tetap *Fixed Capital Investmen (FCI)* berdasarkan keuntungan tiap tahun.

### a. POT sebelum pajak

POT dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 195:

$$POT = \frac{I_F}{Pb.ra + 0,1 I_F}$$

Keterangan:

Pb.ra = Laba tahunan sebelum pajak

$I_F$  = Modal tetap (*Capital Investment*)

Diketahui:

$I_F$  = \$ 1.312.778.018.230,33

Pb.ra = \$ 500.198.396.807,23

maka,

$$POT = \frac{Rp \quad 1.312.778.018.230,33}{Rp \quad 500.198.396.807 \quad + \quad 0,1 \quad x \quad Rp \quad 1.312.778.018.230}$$

$$= \quad 2,08 \quad \text{tahun}$$

### b. POT setelah pajak

POT dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 195:

$$POT = \frac{I_F}{Pb.ra + 0,1 I_F}$$

Keterangan:

Pb.ra = Laba tahunan setelah pajak

$I_F$  = Modal tetap (*Capital Investment*)

Diketahui:

$I_F$  = \$ 1.312.778.018.230,33

Pb.ra = \$ 325.128.957.924,70

maka,

$$POT = \frac{Rp \quad 1.312.778.018.230,33}{Rp \quad 325.128.957.925 \quad + \quad 0,1 \quad x \quad Rp \quad 1.312.778.018.230}$$

$$= \quad 2,88 \quad \text{tahun}$$

## 3. Break Event Point

BEP adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian produk dari kapasitas produknya, maka pabrik tidak mendapat keuntungan maupun kerugian. BEP dihitung dari persamaan Aries & Newton pada halaman 206

$$ra = \frac{(Fa + 0,3.Ra).Z}{Sa - Va - 0,7.Ra}$$

Keterangan:

ra = Tingkat penjualan tahunan, kg/tahun

Fa = Biaya tetap tahunan

Ra = Biaya mengambang tahunan  
 Z = Kapasitas produksi tahunan  
 Sa = Harga jual produk  
 Va = Biaya variabel tahunan

Diketahui:

Fa = Rp 183.788.922.552,25  
 Ra = Rp 685.457.801.158,09  
 Z = 50.000.000  
 Sa = Rp 3.358.474.949.991,40  
 Va = Rp 1.987.883.297.273,83

maka,

$$ra = \frac{(Fa + 0,3.Ra).Z}{Sa - Va - 0,7.Ra} = \text{Rp } 21.858.939,00 \text{ kg/tahun}$$

$$\%BEP = \frac{ra}{Z} \times 100\% = 43,72\%$$

#### 4. Shut Down Point (SDP)

SDP adalah titik aktifitas produksi pabrik harus diberhentikan karena pemasukan dari penjualan produk tidak mampu melanjutkan kegiatan produksinya. Penyebab antara lain *Regulated Cost* yang terlalu tinggi. SDP dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 207

$$ra = \frac{(0,3.Ra).Z}{Sa - Va - 0,7.Ra}$$

Keterangan:

ra = Tingkat penjualan tahunan, kg/tahun  
 Fa = Biaya tetap tahunan  
 Ra = Biaya mengambang tahunan  
 Z = Kapasitas produksi tahunan  
 Sa = Harga jual produk  
 Va = Biaya berubah-ubah tahunan

Diketahui:

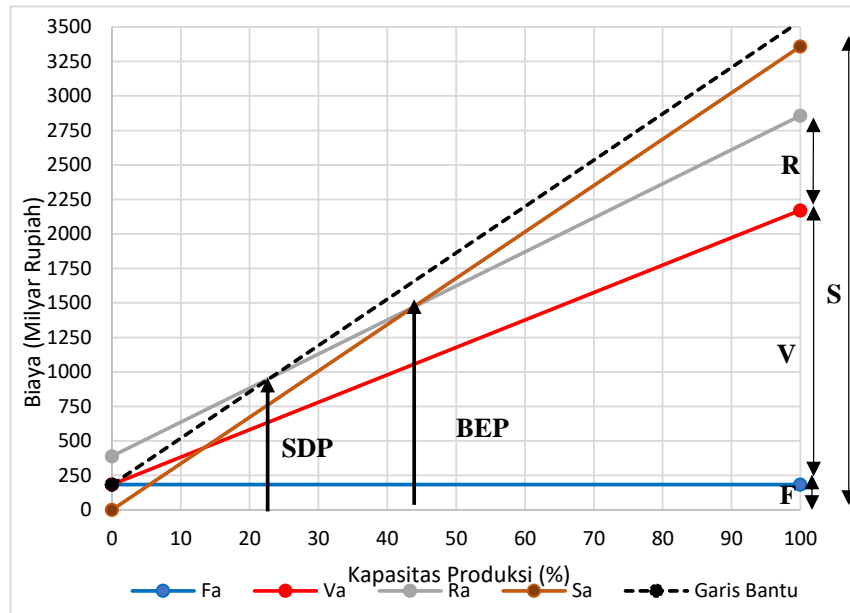
Ra = Rp 685.457.801.158,09  
 Z = Rp 50.000.000,00  
 Sa = Rp 3.358.474.949.991,40  
 Va = Rp 1.987.883.297.273,83

maka,

$$ra = \frac{(0,3.Ra).Z}{Sa - Va - 0,7.Ra} = 11542657,7675 \text{ kg/tahun}$$

$$\%SDP = \frac{ra}{Z} \times 100\% = 23,09\%$$

5. Grafik BEP dan SDP



Keterangan:

- Fa = Biaya Tetap (*Fixed Cost*)
- Va = Biaya Variabel (*Variable Cost*)
- Ra = Biaya Mengambang (*Regulated Cost*)
- Sa = Penjualan (*Sales*)
- BEP = Titik Impan (*Break Even Point*)
- SDP = *Shut Down Point*

6. *Discounted Cash Flow (DCF)*

DCF adalah besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi pabrik.

$$S = (FCI + WC) \times (1-i)^n - SV - WC$$

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

dimana,

- n = umur pabrik (10 tahun)
- R = *Cash flow* berdasarkan pendapatan akhir tahun
- S = Nilai modal yang akan datang dikoreksi dengan *salvage value* dan *working capital*
- CF = *Cash Flow* setelah pajak
- FCI = *Fixed Capital Investment*
- WC = *Working Capital*
- SV = *Salvage Capital* (10% FCI)
- i = *Interest/Discounted Cash Flow*

Diketahui:

- n = 10 tahun
- FCI = Rp 1.312.778.018.230,33
- WC = Rp 1.212.184.736.565,37



SV	= Rp	131.277.801.823,03
laba	= Rp	325.128.957.924,70
Depresiasi	= Rp	131.277.801.823,03
Finance	= Rp	100.998.510.191,83
CF	= Keuntungan setelah pajak + Depresiasi + Finance	
	= Rp	557.405.269.939,56

Discounted Cash Flow dihitung secara trial & error untuk mencari harga i

Sehingga didapatkan i = 20,30% (bunga bank 6.50%)  
(www.bi.go.co.id)

Perhitungan DCF dapat dilihat pada tabel dibawah ini

Tabel 17. Perhitungan DCF

i	R	S
0,05	Rp 2.524.962.754.795,7	Rp 5.128.905.200.556,1
0,1	Rp 2.524.962.754.795,7	Rp 3.942.977.052.492,7
0,12	Rp 2.524.962.754.795,7	Rp 3.582.023.074.093,3
0,14	Rp 2.524.962.754.795,7	Rp 3.269.881.052.909,1
0,16	Rp 2.524.962.754.795,7	Rp 2.998.607.396.606,6
0,2030	Rp 2.524.962.754.795,7	Rp 2.524.962.754.795,7

### 7. Turnover Ratio

$$I_F = \frac{S r_a}{T}$$

where  $I_F$  = fixed-capital cost

$S$  = sales value per unit of production

$r_a$  = annual production rate

$T$  = turnover ratio

$$T = \frac{\text{Rp } 3.733.875.000.000,0}{\text{Rp } 1.312.778.018.230,33} = 2,84$$

**KESIMPULAN EKONOMI**

1. Harga Jual Produk  
 Harga jual PA = Rp 67.169 /kg
2. Analisa *non-discounted cash flow*  
 ROI sebelum pajak = 38,10%  
 ROI setelah pajak = 25%  
 POT sebelum pajak = 2,08 tahun  
 POT setelah pajak = 2,88 tahun
3. Analisa *discounted cash flow*  
 Bunga pengembalian modal = 20,30%
4. *Break Even Point (BEP)* = 43,72%
5. *Shut Down Point (SDP)* = 23,09%

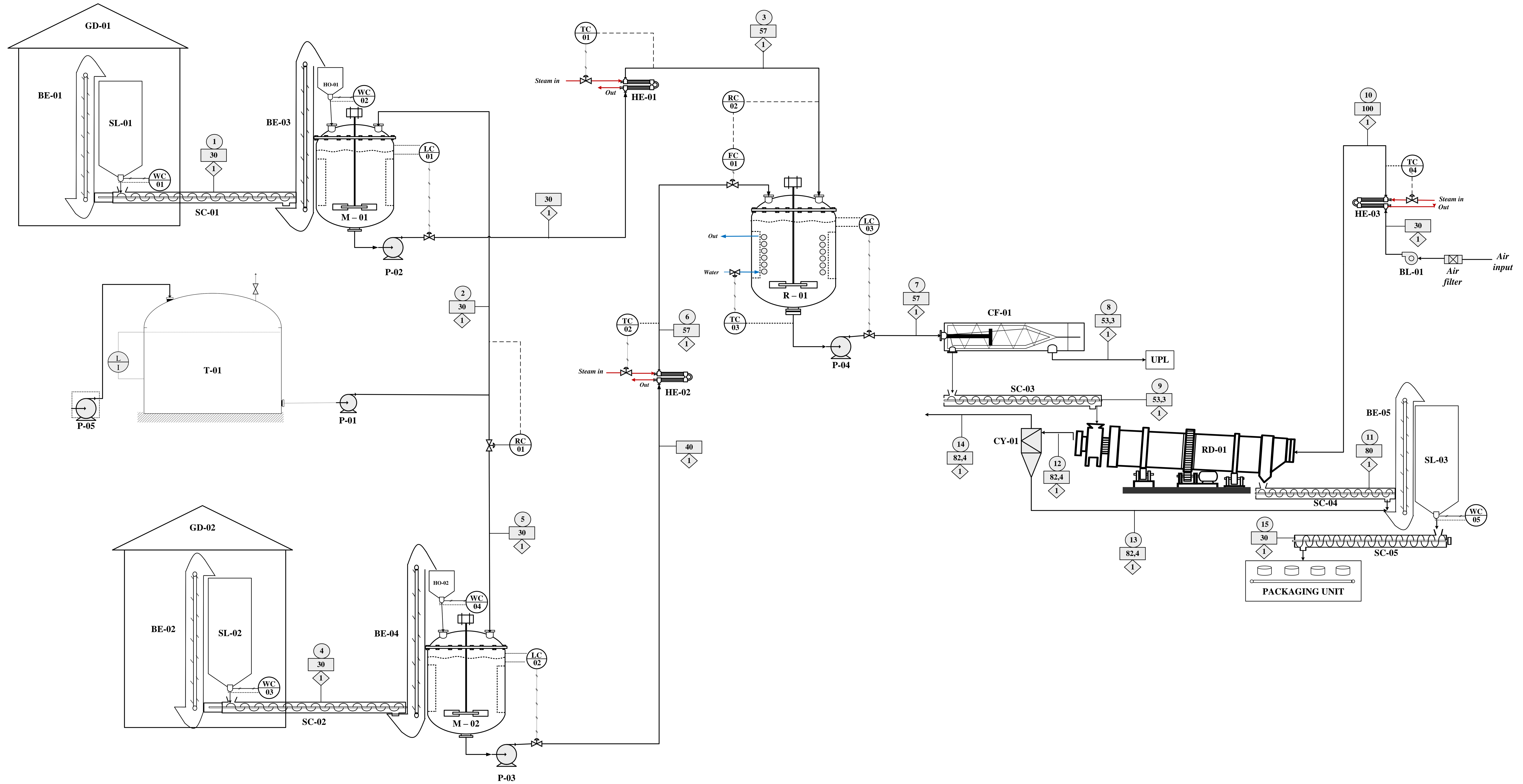
Analisis		Tolak Ukur	Hasil evaluasi		Keterangan
ROI	Sebelum Pajak	ROI > 11% ( <i>Low Risk</i> )	38,10%		Layak (Low Risk)
	Sesudah Pajak	ROI > 44% ( <i>High Risk</i> )	24,77%		Layak (High Risk)
POT	Sebelum Pajak	POT < 5 tahun ( <i>Low Risk</i> )	2,08	Tahun	Layak (Low Risk)
	Sesudah Pajak	POT < 2 tahun ( <i>High Risk</i> )	2,88	Tahun	Layak (High Risk)
BEP		40 % - 60 %	43,72%		Layak
SDP		-	23,09%		-
DCF		6.5% <	20,30%		Layak



# PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

## PRARANCANGAN PABRIK POLIVINIL ALKOHOL DARI POLIVINIL ASETAT DAN METANOL

### KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN



Neraca Massa (Kg/Jam)

Komponen	Nomor Arus														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
$(CH_2CHCOOCH_3)_n$	12591,125	-	12591,125	-	-	-	251,822	246,786	5,036	-	0,050	4,986	-	4,986	0,050
$CH_3OH$	127,183	5153,577	5280,760	-	3147,781	3147,781	3837,173	3760,429	76,743	-	0,767	75,976	-	75,976	0,767
$(CH_2CHOH)_n$	-	-	-	-	-	-	6313,131	-	6313,131	-	6250,000	63,131	63,131	-	6313,131
$CH_3COOCH_3$	-	-	-	-	-	-	10617,539	10405,188	212,351	-	2,124	210,227	-	210,227	2,124
$NaOH$	-	-	-	62,956	-	62,956	62,956	61,697	1,259	-	0,013	1,247	-	1,247	0,013
$H_2O$	-	10,328	10,328	0,636	6,308	6,944	17,272	16,926	0,345	-	0,003	0,342	-	0,342	0,003
Udara	-	-	-	-	-	-	-	-	-	4085,353	-	4085,353	-	4085,353	-
Total	12718,308	5163,904	17882,212	63,592	3154,089	3217,681	21099,893	14491,026	6608,867	4085,353	6252,957	4441,262	63,131	4378,131	6316,089

Keterangan

SL	Silo	BL	Blower	○	Nomor Arus
T	Tangki	CY	Cyclone	□	Temperature, °C
HE	Heat Exchanger	GD	Gudang	◇	Tekanan, atm
M	Mixer	LC	Level Control	---	Electric Connection
R	Reaktor	FC	Flow Control	—	Udara Tekan
CF	Centrifuge	TC	Temperature Control	⊗	Valve
RD	Rotary Dryer	LI	Level Indicator	—	Pipa
P	Pompa	RC	Ratio Control	⋮	Intermittent
SC	Screw Conveyor	WC	Weight Control	UPL	Unit Pengolahan Limbah

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

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PRARANCANGAN PABRIK POLIVINIL ALKOHOL DARI**  
**POLIVINIL ASETAT DAN METANOL**  
**KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

Disusun oleh :  
 1. Rima Novinda Ardyah 121180084

Dosen Pembimbing :  
 1. Ir. Tutik Muji Setyoningrum, M.T.  
 2. Indriana Lestari, S.T, M.T.