

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
METHYL CHLORIDA DARI METHANOL DAN HYDROGEN  
CHLORIDA  
KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN**

***SKRIPSI***



**Oleh :**

**MAHDI HUSAINI      121.140.119**

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

**2020**

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
METHYL CHLORIDA DARI METHANOL DAN HYDROGEN  
CHLORIDA  
KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN**

***SKRIPSI***



**Oleh :**

**IVAN RIFKY DERYAN P 121.140.007**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA S1**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA**

**FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI**

**UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL "VETERAN"**

**YOGYAKARTA**

**2020**

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
METHYL CHLORIDA DARI METHANOL DAN HYDROGEN  
CHLORIDA  
KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN**

***SKRIPSI***

**Diajukan kepada Program Studi Teknik Kimia S1 Jurusan  
Teknik Kimia – Fakultas Teknik Industri Universitas  
Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta  
guna melengkapi syarat-syarat untuk memperoleh gelar sarjana  
Teknik Kimia**

**Oleh :**

**MAHDI HUSAINI 121.140.119**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA S1**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA**

**FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI**

**UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL “VETERAN”  
YOGYAKARTA**

**2020**

**HALAMAN PENGESAHAN**  
**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA**  
**METHYL CHLORIDA DARI METHANOL DAN HYDROGEN**  
**CHLORIDA**  
**KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

**Disusun oleh :**

**MAHDI HUSAINI      121.140.119**

**Yogyakarta,      Oktober 2020**

**Disetujui untuk Program Studi Teknik Kimia S1 Jurusan Teknik  
Kimia – Fakultas Teknik Industri Universitas Pembangunan  
Nasional “Veteran” Yogyakarta**

**Disetujui oleh :**

**Dosen Pembimbing I**

**Dr. Ir. Muhammad Syahri MT.Phd**

**19580321 199303 1 001**

## KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat Tuhan Yang Maha Esa atas Rahmat dan Hidayah-Nya kepada penyusun sehingga Tugas Akhir dengan judul Prarancangan Pabrik Kimia *Methyl Chlorida* dari *Methanol* dan *Hydrogen chloride* dapat diselesaikan. Prarancangan Pabrik Kimia merupakan tugas yang diwajibkan bagi setiap mahasiswa sebagai syarat untuk memperoleh gelar sarjana pada Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknik Insutri, UPN “veteran” Yogyakarta. Penyusunan tugas ini di dasarkan atas hasil studi pustaka yang tersedia dan beberapa sumber seperti jurnal, data patent, materi akademik dan sebagainya.

Dengan selesainya Tugas Akhir ini, Penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT, yang selalu memberi saya pencerahan.
2. Bapak Dr. Adi Ilcham S.T., M.T. Selaku Ketua Jurusan.
3. Bapak Dr. Ir. Muhammad Syahri M.T., Phd, Selaku dosen pembimbing I.
4. Orang tua saya yang selalu memberikan semangat dan dorongan .
5. Keluarga saya yang selalu memberikan motivasi agar saya cepat menyelesaikan skripsi ini.
6. Sisa-sisa angkatan 2014 Teknik Kimia UPN yang selalu memberi bimbingan dan semangat juang yang lebih.
7. Kawan-kawan dari Contoh Usaha Kopi yang memberikan asupan kopi yang membuat saya tetap dalam kondisi prima dalam menyelesaikan skripsi ini.

Akhir kata penyusun berharap semoga Tugas Akhir Prarancangan Pabrik Kimia ini, dapat bermanfaat bagi penyusun pada khusus nya dan para pembaca pada umumnya.

Yogyakarta,

Oktober 2020

Penyusun

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN DEPAN</b> .....	<b>i</b>
<b>HALAMAN JUDUL</b> .....	<b>ii</b>
<b>LEMBAR PENGAJUAN</b> .....	<b>iii</b>
<b>LEMBAR PENGESAHAN</b> .....	<b>iv</b>
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	<b>v</b>
<b>DAFTAR ISI</b> .....	<b>vi</b>
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	<b>ix</b>
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	<b>x</b>
<b>INTISARI</b> .....	<b>xi</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN</b> .....	<b>1</b>
<b>I.1</b> Latar Belakang .....	1
<b>I.2</b> Prospek Pasar .....	2
<b>I.3</b> Penentuan Lokasi Pabrik.....	4
<b>I.4</b> Tinjauan Pustaka .....	5
<b>I.3.1</b> Tinjauan Proses .....	5
<b>I.3.2</b> Pemilihan Proses .....	6
<b>BAB II PROSES PRODUKSI</b> .....	<b>9</b>
<b>II.1</b> Spesifikasi Bahan Baku dan Produk .....	9
<b>II.2</b> Uraian Proses .....	10
<b>II.3</b> Diagram Alir .....	12
<b>II.4</b> Lokasi Pabrik .....	14
<b>II.5</b> Tata Letak Alat .....	15
<b>II.5.1</b> Tata Letak Pabrik .....	16
<b>II.5.2</b> Tata Letak Alat .....	17
<b>II.6</b> Spesifikasi Alat .....	17
<b>BAB III NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI</b> .....	<b>35</b>
<b>III.1</b> Neraca Massa .....	35

<b>BAB IV UTILITAS .....</b>	<b>36</b>
<b>IV.1</b> Kebutuhan Air .....	36
<b>IV.2</b> Kebutuhan Dowtherm .....	37
<b>IV.3</b> Kebutuhan Listrik .....	37
<b>IV.4</b> Kebutuhan Bahan Bakar .....	38
<b>IV.5</b> Udara Tekan .....	38
<b>IV.6</b> Spesifikasi Alat Utilitas .....	42
<b>BAB V MANAJEMEN PERUSAHAAN .....</b>	<b>51</b>
<b>IV.1</b> Bentuk Badan Usaha .....	51
<b>IV.2</b> Struktur Organisasi .....	52
<b>IV.3</b> Jadwal Kerja Karyawan .....	54
<b>IV.3.1</b> Karyawan Shift .....	54
<b>IV.3.2</b> Karyawan non Shift .....	54
<b>IV.4</b> Jumlah Karyawan .....	55
<b>IV.4.1</b> Karyawan Shift .....	55
<b>IV.4.2</b> Karyawan non Shift .....	56
<b>IV.5</b> Sistem Penggajian Karyawan .....	57
<b>IV.6</b> Fasilitas dan Jaminan Sosial .....	57
<b>IV.7</b> Klasifikasi Pegawai .....	58
<b>BAB VI EVALUASI EKONOMI .....</b>	<b>59</b>
<b>VI.1</b> Fixed Capital Investment (FCI) .....	59
<b>VI.2</b> Working Capital (WC) .....	59
<b>VI.3</b> Biaya Produksi .....	60
<b>VI.3.1</b> Manufacturing Cost (Biaya Produksi) .....	60
<b>VI.3.2</b> General Expenses .....	60
<b>VI.4</b> Harga Jual Produk .....	60
<b>VI.5</b> Analisis Keuntungan .....	61
<b>VI.5.1</b> Keuntungan .....	61
<b>VI.5.2</b> Return on Investment .....	61

<b>VI.5.3</b>	Pay Out Time (POT) .....	61
<b>VI.5.4</b>	Break Event Point (BEP) .....	61
<b>VI.5.5</b>	Shut Down Point (SDP) .....	61
<b>VI.5.6</b>	Analisis Discounted Cash Flow (DCF) .....	62
<b>BAB VII</b>	<b>KESIMPULAN</b> .....	<b>63</b>
<b>DAFTAR</b>	<b>PUSTAKA</b> .....	<b>64</b>
<b>LAMPIRAN</b>	.....	<b>66</b>



## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Methyl Chloride.....	2
Tabel 1.2 Data Pabrik <i>Methyl Chloride</i> di Luar Negeri.....	3
Tabel 1.3 Daftar Berat Molekul dan Harga Bahan Proses 1 .....	7
Tabel 1.4 Daftar Berat Molekul dan Harga Bahan Proses 2 .....	7
Tabel 1.5 Matrik Pemilihan Proses .....	8
Tabel 3.1 Neraca Massa Reaktor .....	35
Tabel 3.2 Neraca Massa Absorber .....	35
Tabel 3.3 Neraca Massa Dekanter .....	35
Tabel 4.1 Kebutuhan Air Total .....	37
Tabel 4.2 Kebutuhan Air Make Up.....	37
Tabel 5.1 Jadwal Karyawan Shift .....	54
Tabel 5.2 Perhitungan Jumlah Karyawan Shift.....	55
Tabel 5.3 Perhitungan Jumlah Karyawan Non Shift .....	56
Tabel 6.1 Fixed Capital Investment (FCI) .....	59
Tabel 6.2 Working Capital (WC) .....	59
Tabel 6.3 Manufacturing Cost (Biaya Produksi) .....	60
Tabel 6.4 General Expenses .....	60
Tabel 6.5 Analisis Kelayakan Ekonomi .....	62

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Diagram Alir Kuantitatif .....	12
Gambar 2.2 Diagram Alir Kualitatif .....	13
Gambar 2.3 Tata Letak Pabrik .....	16
Gambar 2.4 Tata Letak Alat .....	17
Gambar 4.1 Diagram Alir Air Utilitas .....	39
Gambar 4.2 Diagram Alir Dowtherm A .....	40
Gambar 4.3 Diagram Alir Udara Tekan.....	41
Gambar 5.1 Struktur Organisasi .....	53
Gambar 6.1 Grafik BEP dan SDP .....	62

## INTISARI

*Pabrik Methyl Chloride dari Methanol dan Hydrogenchloride dengan kapasitas 45.000 ton/tahun akan didirikan di Cilegon, Banten dengan luas tanah 4 hektar. Bahan baku berupa Methanol yang diperoleh dari PT. Badak NGL, Bontang dan bahan baku berupa Hydrogenchlorida yang diperoleh dari PT. Assahimas, Cilegon dan bahan pembantu (katalis) berupa Alumina gel. Pabrik dirancang beroperasi secara kontinyu selama 330 hari efektif, 24 jam per hari, dan membutuhkan karyawan sebanyak 142 orang.*

*Bahan baku berupa Methanol dan Hydrogen Chloride dengan fase gas dan pada suhu 300°C dengan tekanan 10 atm dialirkan ke dalam Reaktor (R-01) secara terpisah. Reaksi berjalan secara eksotermis adiabatik dan menghasilkan produk berupa Methyl Chloride dan hasil samping berupa air berfase gas. Komponen keluar reaktor dialirkan ke cooler untuk menurunkan suhu dari 389°C ke 100°C. Kemudian komponen dialirkan menuju Menara Absorber (AB-01) untuk memisahkan dengan bahan pengotor dengan menggunakan air sebagai Absorben. Hasil atas Menara absorber kemudian dialirkan ke condensor (CD-01) untuk merubah fasa komponen menjadi cair dengan suhu 35°C. Komponen keluar condensor dialirkan ke dalam decanter (DC-01) untuk memisahkan produk dengan pengotornya berupa air. Produk keluar Decanter dialirkan ke dalam tangki produk (T-03) dengan suhu 35°C dan tekanan 14 atm. Hasil bawah Menara absorber berupa hasil samping dialirkan menuju UPL.*

*Unit utilitas menyediakan kebutuhan air keseluruhan sebanyak 1.023.329,521 kg/jam dan air make up sebanyak 46.260,632 kg/jam yang diperoleh dari PT. Krakatau Tirta Industri, Cilegon. Kebutuhan listrik dipenuhi dengan cara membeli dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) sebesar 806 kW sebagai cadangan digunakan generator sebesar 806 kW dengan bahan bakar sebesar 17292,42 L/tahun. Kebutuhan udara tekan sebesar 30 m<sup>3</sup>/jam. Kebutuhan Dowtherm A sebanyak 5000 kg/jam.*

*Hasil evaluasi secara ekonomi memerlukan Fixed Capital Investment (FCI) sebesar \$ 44.254.704,54 dan Rp 656.518.541.906,71 serta Working Capital (WC) sebesar \$49.171.893,94 atau sebesar Rp 729.465.046.563,01. Return on Investment (ROI) sebelum pajak 19,42 % dan sesudah pajak 18,84% sedangkan Pay Out Time (POT) sebelum pajak 3,4 tahun dan sesudah pajak 3,47 tahun. Break Even Point (BEP) sebesar 47,25 % dan Shut Down Point (SDP) sebesar 20,40 % dengan Discounted Cash Flow Rate (DCFR) 26,9 %. Dengan demikian ditinjau dari segi teknis dan ekonomi, pabrik Methyl Chloride dari Methanol dan Hydrogen Chloride layak dipertimbangkan lebih lanjut.*

*Kata Kunci : Hidroklorinasi, Hydrogen Chloride, Methanol , Methyl Chloride, Reaktor Fix Bed Multitube.*



## **BAB I**

### **PENDAHULUAN**

#### **I.1 Latar Belakang**

*Methyl Chloride* merupakan senyawa chloromethane selain metilen klorida, kloroform dan karbon tetraklorida. Senyawa chloromethane terbentuk ketika atom hidrogen dari metana tersubstitusi oleh klorin (klorinasi metana). Apabila satu atom hidrogen terganti oleh klorin disebut senyawa *Methyl Chloride* ( $\text{CH}_3\text{Cl}$ ), jika dua, metilen klorida ( $\text{CH}_2\text{Cl}_2$ ); tiga, kloroform ( $\text{CHCl}_3$ ); empat, karbon tetraklorida ( $\text{CCl}_4$ ) (Mc. Ketta, 1979). Oleh karena itu klorin yang diproduksi dunia dimana 36% digunakan untuk membuat monomer vinyl chloride juga akan lebih menguntungkan jika sebagian dijadikan bahan baku untuk membuat senyawa chloromethane, karena chloromethane lebih mempunyai harga daripada klorin. Selain itu, Indonesia adalah salah satu negara penghasil klorin, maka senyawa chloromethane seperti *Methyl Chloride* layak diproduksi di dalam negeri.

*Methyl Chloride* yang dihasilkan di Amerika Serikat sebanyak 92% digunakan sebagai feedstock dalam pembuatan bahan lanjutan metil klorosilane. Metil klorosilane digunakan dalam produksi fluida silikon, elastomer, dan resin, namun paling besar digunakan sebagai fluida silikon, yaitu sebagai bahan pembantu seperti agent antifoaming, agent pelepasan, dan pelumas ringan. *Methyl Chloride* juga digunakan dalam bidang kimia untuk produk konsumsi seperti kosmetik, auto polishes, pelitur furniture, dan lapisan kertas (OxyChem Technical Information, 2009). *Methyl Chloride* juga digunakan dalam sintesis berbagai senyawa, dan sebagai pengekstraks untuk lemak, minyak, dan resin. *Methyl Chloride* juga telah digunakan sebagai bahan pembakar dalam aerosol dan sebagai refrigerant (Spevak et al, 1976).

Pabrik *Methyl Chloride* dengan proses klorinasi juga layak dirancang karena termasuk minim dalam pencemaran lingkungan. Hal ini disebabkan dalam produksinya tidak ada bahan samping atau limbah yang secara langsung dihasilkan dan dibuang. Selain *Methyl Chloride* akan dihasilkan juga bahan kimia lainnya

---



seperti metilen klorida, kloroform, karbon tetraklorida, dan asam klorida yang semuanya dapat dijual. Oleh karenanya dengan mencegah kebocoran selama proses dan menjaga suhu klorinasi yang aman, maka efek buruk terhadap lingkungan dan makhluk hidup sekitar dapat dicegah.

Indonesia sebagai negara berkembang, terlebih lagi memasuki era perdagangan bebas, dituntut untuk mampu bersaing dengan negara-negara lain dalam bidang industri dan sektor industri kimia memegang peranan penting untuk memajukan perindustrian di Indonesia. Perkembangan industri sangat berpengaruh pada pertumbuhan ekonomi Indonesia dalam menghadapi pasar bebas. Inovasi proses produksi maupun pembangunan pabrik baru yang menghasilkan produk bernilai ekonomis lebih tinggi semisal *Methyl Chloride* sangat diperlukan untuk menambah devisa negara. Disamping itu pendirian pabrik *Methyl Chloride* dapat mendorong pertumbuhan dan perkembangan industri-industri kimia lain dan akan menyerap sebagian tenaga kerja dalam negeri.

Dengan didirikannya pabrik ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi jumlah impor dan meningkatkan ekspor serta menambah devisa negara. Selain itu juga dapat membantu berdirinya industri – industri kimia yang berbahan baku *Methyl Chloride* seperti pabrik polimer silicon, metil sellulosa, dan *buthyl rubber*.

## **I.2 Prosepek Pasar**

### **1.2.1 Data Impor *Methyl Chloride***

Data statistik yang diperoleh dari badan pusat statistik (BPS) menunjukkan bahwa Indonesia tidak terdapat data ekspor. Untuk memenuhi kebutuhan *Methyl Chloride* dalam negeri, Indonesia masih mengimpor dari luar negeri. Pendirian pabrik ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan *Methyl Chloride* di Indonesia. Data Badan Pusat Statistik (BPS) menunjukkan kebutuhan impor *Methyl Chloride* di Indonesia tahun 2014 s/d 2019 pada Tabel 1.1:



Tabel 1.1 Data Impor Methyl Chloride

Tahun	Komponen	Ton/ Tahun
2014	<i>Methyl Chloride</i>	932.756
2015	<i>Methyl Chloride</i>	769.247
2016	<i>Methyl Chloride</i>	987.562
2017	<i>Methyl Chloride</i>	1497.072
2018	<i>Methyl Chloride</i>	1341.722

(Sumber : Badan Pusat Statistic Indonesia )

### 1.2.2 Pabrik *Methyl Chloride* di Luar Negeri

Data dari ICB Americas, 2004 kapasitas pabrik yang telah beroperasi penghasil *Methyl Chloride* di luar negeri pada Tabel 1.2 :

Tabel 1.2 Data Pabrik *Methyl Chloride* di Luar Negeri

Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)
Dow Chemical, Freeport, Tex.	42.500
Dow Chemical, Plaquemine, La.	130.000
Dow Corning, Carrollton, Ky.	225.000
Dow Corning, Midland, Mich.	100.000
GE Plastics, Waterford, N.Y.	82.500
Vulcan Chemicals, Geismar, La.	85.000
Vulcan Chemicals, Wichita, Kan.	45.000

(Sumber :ICB Americas, 2004 )

Dengan mempertimbangkan kapasitas pabrik *Methyl Chloride* yang telah berdiri maka pabrik *Methyl Chloride* yang akan kami dirikan pada prarancangan ini direncanakan memiliki kapasitas 45000 Ton/Tahun. Dengan harapan dapat mencukupi kebutuhan di Indonesia dan dapat diekspor ke luar negri, dan juga alat – alat yang digunakan saat prarancangan industri ini diharapkan sesuai dengan standar alat karena kapasitas yang digunakan mendekati kapasitas pada table 1.2.

### 1.2.3 Sasaran Pasar

Dengan berdirinya pabrik *Methyl Chloride*, maka pabrik – pabrik yang menggunakan *Methyl Chloride* sebagai bahan baku bisa tercukupi dan juga diharapkan dapat mengurangi ketergantungan industri nasional terhadap negara lain ,serta membuka lapangan kerja bagi masyarakat Indonesia dan serta membantu



berdirinya industri – industri lain yang menggunakan *Methyl Chloride* sebagai bahan baku. *Methyl Chloride* merupakan bahan baku polimer silicon, metil sellulosa, *buthyl rubber* dan lain-lain.

### **I.3 Penentuan Lokasi Pabrik**

Lokasi geografis dari suatu pabrik akan berpengaruh pada kegiatan pabrik baik proses produksi maupun distribusi produk yang semuanya itu akan berpengaruh pada perkembangan dan kelangsungan hidup dari pabrik. Banyak faktor yang harus diperhatikan dan dipertimbangkan dalam menentukan lokasi suatu pabrik. Lokasi pabrik pada umumnya ditetapkan atas dasar orientasi bahan baku dan orientasi pasar, karena hal ini bersifat ekonomis.

Lokasi pabrik ditetapkan di Cilegon, Banten dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Sumber bahan baku.

Bahan baku hydrogen klorida dapat diperoleh dari PT. Assahimas, Cilegon sedangkan metanol dari PT. Badak NGL, Bontang, Kalimantan Timur.

2. Pemasaran produk.

Daerah tersebut merupakan area industri yang potensial sebagai daerah pemasaran. Selain itu juga dekat dengan pelabuhan merak , Banten untuk memudahkan dalam pemasaran keluar Jawa maupun keluar negeri.

3. Sarana transportasi.

Daerah tersebut dekat dengan pelabuhan dan jalan raya yang memudahkan pengangkutan bahan baku dan produk.

4. Tersedianya sarana pendukung.

Cilegon merupakan salah satu kawasan industri di Indonesia, sehingga penyediaan utilitas terutama air proses dan pendingin tidak mengalami kesulitan, karena ketersediaan air tanah yang masih mencukupi.



## I.4 Tinjauan Pustaka

### 1.4.1 Proses Produksi

Pemilihan proses ditinjau dari proses produksi dan potensial ekonomi masing – masing proses. Ada beberapa proses yang dapat dilakukan untuk menghasilkan *Methyl Chloride*, yaitu :

Macam-macam proses pembuatan *Methyl Chloride* secara komersial yang dikembangkan dewasa ini adalah :

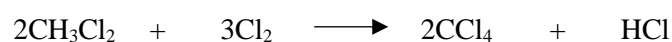
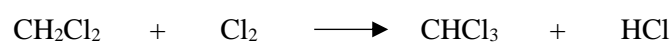
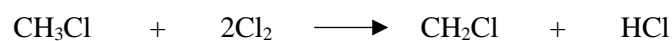
1. Proses Klorinasi Metana
2. Proses Hidroklorinasi metanol

#### 1. Proses Klorinasi Metana

Pada proses klorinasi metana, *Methyl Chloride* bukan merupakan produk tunggal, karena terbentuk produk lain seperti karbon tetra klorida dan kloroform. Pada klorinasi metana digunakan klorin dan metana sebagai bahan baku dalam fase gas. Reaksi berjalan secara eksotermis dengan suhu reaksi 400-500 0C, sehingga sangat diperlukan pengontrolan suhu. (Kirk Othmer, Vol 5, 1997)

Suhu yang lebih tinggi dapat menyebabkan *Methyl Chloride* terurai menjadi metilen dan HCl. Reaksi pada suhu tinggi dapat menyebabkan terjadinya polimerisasi dan dapat merusak katalisator. Kesulitan lain yang dihadapi adalah mengganti katalisator yang sudah tidak aktif lagi serta pendingin yang cukup untuk mempertahankan suhu. ( Mc. Ketta, 1990)

Reaksi :



Proses klorinasi metana memerlukan tekanan sedikit di atas tekanan atmosferis dan menghendaki kemurnian metana tinggi, sehingga diperlukan alat





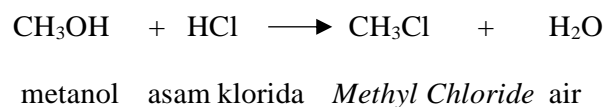
cryogenic destilasi untuk treatment gas alam. Kebutuhan investasi peralatan ini cukup mahal dan yield proses klorinasi metana yaitu sekitar 80- 85%. (Kirk Othmer , Vol 5, 1997)

## 2. Proses Hidroklorinasi Metanol

Proses hidroklorinasi adalah suatu proses dengan atom halogen yang berasal dari asam klorida bergabung dengan suatu senyawa organik. Proses hidroklorinasi dengan reaksi substitusi terjadi pada pembuatan *Methyl Chloride*.

*Methyl Chloride* dihasilkan oleh reaksi antara CH<sub>3</sub>OH dan HCl dengan bantuan katalis. Uap methanol dan HCl diumpankan secara equimolar.

Reaksinya :



Campuran gas kemudian dimasukkan ke dalam reactor batch jenis fixed bed multitube pada suhu 300°C- 390°C dan tekanan 1.8 atm. Yield yang diperoleh cukup tinggi yaitu : 90-95% methanol menjadi *Methyl Chloride*, dengan menggunakan katalis alumina gel. Reaksi didalam reaktor bersifat exotermis, sehingga untuk mengontrol temperatur diperlukan dowtherm A sebagai media pendingin (Thyagarajan, M.S., et all, 1966)

### 1.4.2 Pemilihan Proses

#### a. Non Teknis

Potensial ekonomi pembuatan *Methyl Chloride* dapat dihitung dengan rumus :  $EP = (BM \times \text{Harga})_{\text{produk}} - (BM \times \text{Harga})_{\text{bahan baku}} \times \text{Mol bereaksi}$ .

Potensial ekonomi masing- masing proses pembuatan *Methyl Chloride* sebagai berikut :

#### 1. *Methyl Chloride* dari Metana dan Klorin

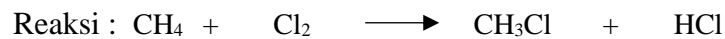
Berat molekul dan harga bahan pada pembuatan *Methyl Chloride* dari metana dan klorin pada Tabel 1.3



Tabel 1.3 Daftar Berat Molekul dan Harga Bahan Proses 1

Komponen	BM (Kg/Kmol)	Harga (US\$/Kg)
CH <sub>4</sub>	16,043	0.01
Cl <sub>2</sub>	70,905	0,2
CH <sub>3</sub> Cl	50,488	20
HCl	36,461	5

(Sumber : Alibaba.com)



$$\begin{aligned} E_p &= (\text{BM} \times \text{Harga})_{\text{produk}} - (\text{BM} \times \text{Harga})_{\text{Bahan Baku}} \\ &= ((\text{BM} \times \text{Harga})_{\text{CH}_3\text{Cl}} + (\text{BM} \times \text{Harga})_{\text{HCl}}) - ((\text{BM} \times \text{Harga})_{\text{CH}_4} + (\text{BM} \times \text{Harga})_{\text{Cl}_2}) \\ &= \left( (50,488 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \times 20 \frac{\text{US\$}}{\text{Kg}} \right) + \left( 36,461 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \times 5 \frac{\text{US\$}}{\text{Kg}} \right) - \left( 16,043 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \times 0,01 \right) \\ &\quad + \left( 70,905 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \times 0,2 \frac{\text{US\$}}{\text{Kg}} \right) = 1177,72357 \frac{\text{US\$}}{\text{Kmol}} \end{aligned}$$

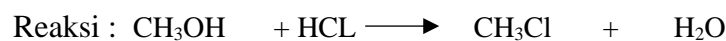
## 2. Methyl Chloride dari Metanol dan Asam Klorida

Berat molekul dan harga bahan pada pembuatan *Methyl Chloride* dari metanol dan asam klorida pada Tabel 1.4

Tabel 1.4 Daftar Berat Molekul dan Harga Bahan Proses 2

Komponen	BM (Kg/Kmol)	Harga (US\$/Kg)
CH <sub>3</sub> OH	32,042	0.35
HCL	36,461	5
CH <sub>3</sub> Cl	50,488	20
H <sub>2</sub> O	18,015	0

(Sumber : Alibaba.com)



$$\begin{aligned} E_p &= (\text{BM} \times \text{Harga})_{\text{produk}} - (\text{BM} \times \text{Harga})_{\text{Bahan Baku}} \\ &= ((\text{BM} \times \text{Harga})_{\text{CH}_3\text{Cl}} + (\text{BM} \times \text{Harga})_{\text{H}_2\text{O}}) - ((\text{BM} \times \text{Harga})_{\text{CH}_3\text{OH}} + (\text{BM} \times \text{Harga})_{\text{HCL}}) \\ &= \left( (50,488 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \times 20 \frac{\text{US\$}}{\text{Kg}} \right) + \left( 18,015 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \times 0 \frac{\text{US\$}}{\text{Kg}} \right) - \left( 32,042 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \times 0,35 \right) \\ &\quad + \left( 36,461 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \times 5 \frac{\text{US\$}}{\text{Kg}} \right) = 816,2403 \frac{\text{US\$}}{\text{Kmol}} \end{aligned}$$



Proses akan menguntungkan jika harga potensial ekonominya positif dan dari perhitungan diatas terlihat bahwa potensial ekonomi untuk kedua proses memiliki keuntungan tetapi pada proses pembuatan *Methyl Chloride* dari metana dan klorin mempunyai nilai positif yang paling besar dibandingkan pembuatan dari pembuatan *Methyl Chloride* dari methanol dan asam klorida.

b. Teknis

Tabel 1.5 Matrik Pemilihan Proses

Spesifikasi	Proses 1		Proses 2	
	Proses Klorinasi Metana	Nilai	Proses Hidroklorinasi Metanol	Nilai
Reaktor	Fixed Bed Katatitik	**	Fixed Bed Multitube	**
Fase	Gas	**	Gas	**
Beracun	-	****	-	****
Konversi	80%-85%	***	99%	****
Suhu	400-500°C	***	300°C	****
Katalis	Alumina	***	Alumina	***
Hasil Samping	Asam Klorida	**	Air	***
Potensial Ekonomi	1177.72357	****	816,2403	****
Jumlah Bintang	23		25	

Keterangan : \* = buruk      \*\* = cukup      \*\*\* = baik  
\*\*\*\* = sangat baik

Berdasarkan uraian beberapa macam proses pembuatan *Methyl Chloride* tersebut , maka dipilih proses pembuatan *Methyl Chloride* dari Metanol dan Asam klorida menggunakan katalis Alumina dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Proses ini menghasilkan konversi reaksi yang tinggi.
2. Suhu yang digunakan lebih rendah sehingga lebih ekonomis
3. Nilai potensial ekonomi didapatkan hasil positif

Sehingga dapat dikatakan proses pembuatan *Methyl Chloride* dari Metanol dan Asam Klorida menggunakan katalis Alumina ini menguntungkan dan layak untuk dikaji lebih lanjut.



## BAB II

### PROSES PRODUKSI

#### II.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

##### 1. Bahan Baku :

###### Methanol

Sifat	: Flammabel
Rumus Molekul	: CH <sub>3</sub> OH
Fase	: Cair
Warna	: Jernih
Berat Molekul	: 32.04 gr/mol
Titik Lebur	: -97.8 °C
Titik Didih	: 64.7 °C
Densitas,	: 0.79 gr/cm <sup>3</sup>
Viskositas,	: 0.544 - 0.59mPa.s
Suhu Kritis	: 240°C
Kemurnian	: 100%
Kelarutan	: Larut dalam air , Etanol, Aseton, <i>Chloroform</i>

###### HCL

Fase	: Cair
Warna	: Jernih
Berat Molekul	: 36.46 gr/mol
Titik Lebur	: -114.2°C
Titik Didih	: -85.05 °C
Densitas,	: 1.18 Kg/m <sup>3</sup>
Suhu Keritis	: -118,15 °C
Kelarutan	: Larut dalam air



## 2. Produk :

### *Methyl Chloride*

Rumus Molekul	: CH <sub>3</sub> CL
Titik lebur	: -97.7 °C
Titik didih	: -24.2 °C
Suhu Kritis	: 143.1 °C
Densitas	: 0,921 gr/cm <sup>2</sup>

## II.2 Uraian Proses

Proses pembuatan *Methyl Chloride* dari metanol dan asam klorida di bagi menjadi tiga tahap yaitu :

### 1. Penyiapan Bahan Baku

Umpan segar asam klorida dari tangki penyimpanan (T-01) diuapkan di vaporizer (V-01) karena fase reaksi di reaktor adalah gas. Gas dan cair dari V-01 dipisahkan di separator (SP-01). Hasil atas SP-01 berupa gas akan dinaikkan suhunya menggunakan Heat exchanger (HE-01) sebelum diumpungkan ke Reaktor (R-01) dan hasil bawah berupa cairan di-recycle kembali ke V-01 untuk diuapkan kembali.

Umpan segar metanol dari tangki penyimpanan (T-02) diuapkan di vaporizer (V-02). Gas dan cair dari V-02 dipisahkan di separator (SP-02). Hasil atas SP-02 berupa gas akan dinaikkan suhunya menggunakan Heat exchanger (HE-02) sebelum diumpungkan ke Reaktor (R-01) dan hasil bawah berupa cairan di-recycle kembali ke V-02 untuk diuapkan kembali.

Kondisi umpan reaktor disesuaikan terlebih dahulu dengan kondisi di reaktor pada suhu 300 °C dan tekanan 10 atm.

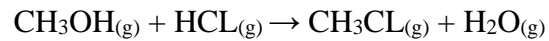
### 2. Proses pembuatan

Reaktor yang digunakan dalam proses ini adalah reaktor fixed bed multitube. Pada reaktor, dilengkapi dengan shell and tube di dalamnya. Pada sisi shell reaktor dialirkan dowterm A

---



sebagai pendingin untuk menjaga kondisi operasi pada reaktor yang bersifat eksotermis. Reaksi dijaga pada suhu 300°C dan tekanan 10 atm dengan konversi 92%. Reaksi yang terjadi dalam reaktor adalah sebagai berikut:



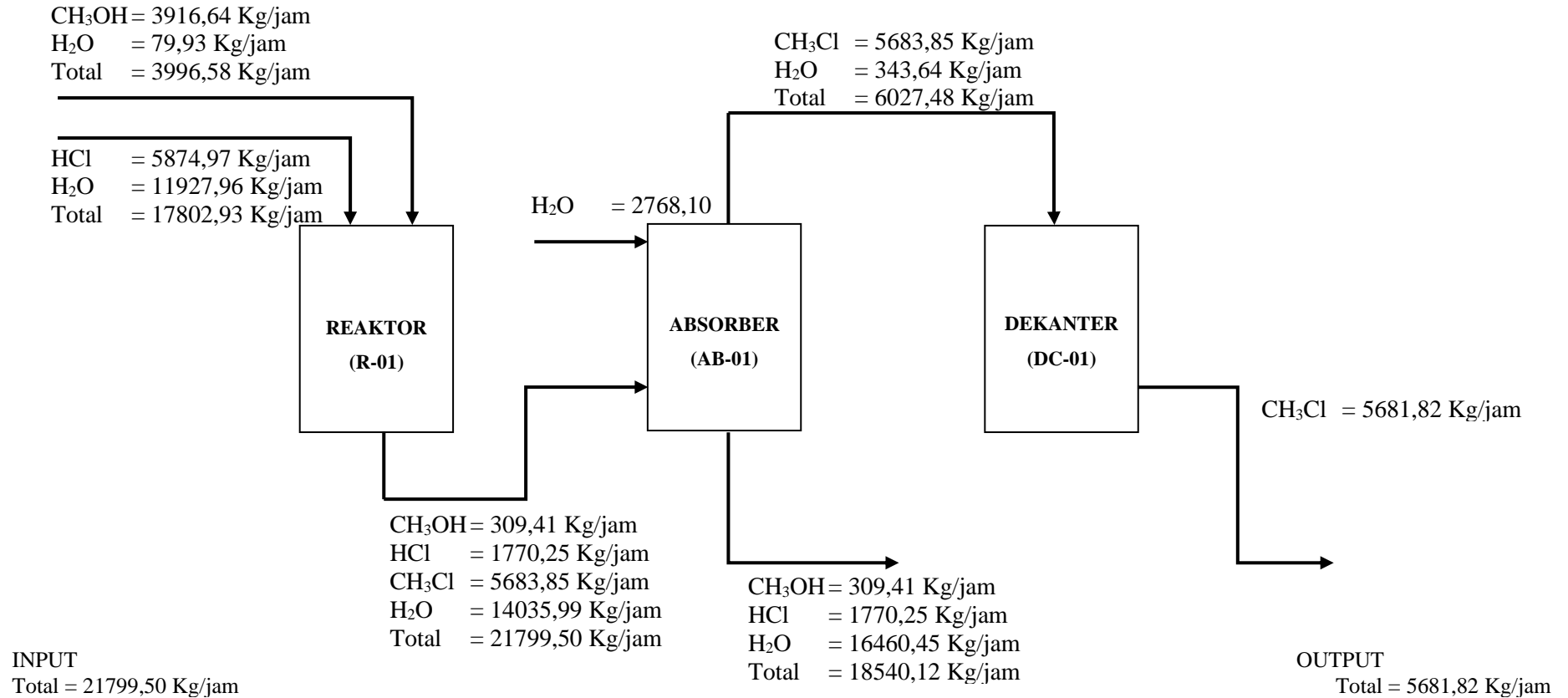
### 3. Pemurnian hasil

Produk keluar reaktor terdiri dari *Methyl Chloride* ( $\text{CH}_3\text{Cl}$ ), dan air ( $\text{H}_2\text{O}$ ). Gas produk reaktor diteruskan ke Absorber (AB-01) untuk memisahkan produk dan sisa bahan baku yang tidak bereaksi. Dengan menggunakan air sebagai absorben, bahan baku berupa methanol dan asam klorida yang tidak bereaksi akan terjebak dalam air yang kemudian turun sebagai hasil bawah absorber. Hasil atas AB-01 yang berupa produk dan sedikit air kemudian akan diumpankan ke dalam decanter (DC-1) untuk memisahkan produk dengan pengotor nya yaitu air.

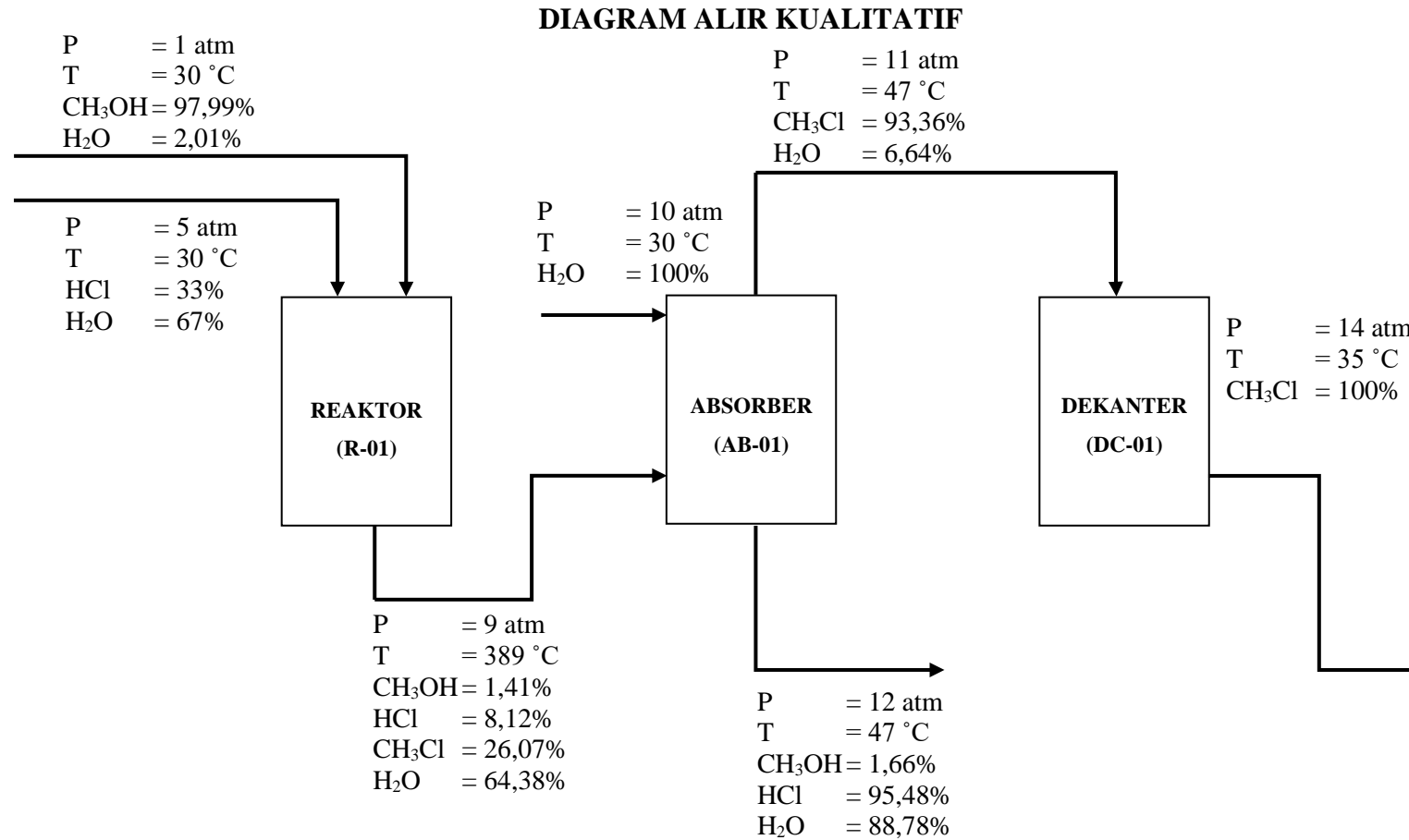


### II.3 Diagram Alir

#### DIAGRAM ALIR KUANTITATIF



Gambar 2.1 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 2.2 Diagram Alir Kualitatif





## **II.4 Tata Letak Pabrik**

### **1. Tata Letak Pabrik**

Tata letak pabrik adalah tempat atau kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat karyawan bekerja, tempat peralatan dan menyimpan bahan baku. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik :

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

Perluasan 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 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, misalnya ventilasi, insulasi, dan instalasi. Keteraturan dalam penempatan bangunan akan membantu kemudahan kerja dan perawatan.

#### **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.

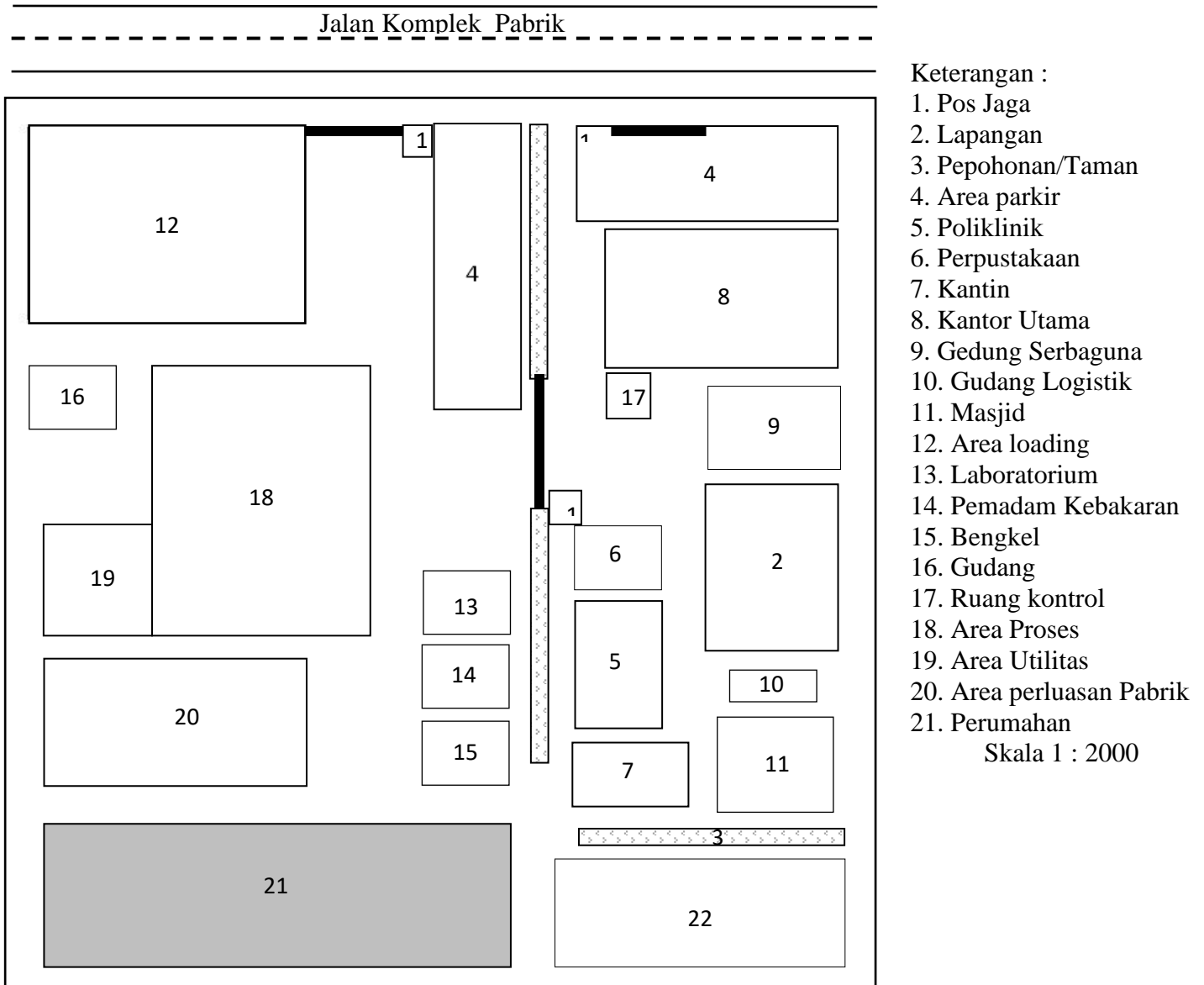
## **II.5 Tata Letak Alat**

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak alat antara lain, penyusunan alat proses harus saling berurutan berdasarkan urutan kerja dan fungsinya, kemudahan dalam pengecekan dan keselamatan kerja, serta kondisi operasi masing-masing alat. 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 di tempat yang cukup, sehingga mudah untuk pemeriksaan, perbaikan, dan pemindahan alat guna menjamin keselamatan kerja. Pengaturan alat kontrol dilakukan pada ruang kendali (*control room*). Untuk kantor produksi dan laboratorium ditempatkan berdekatan dengan area proses agar mudah dalam mengontrol dan mengawasi produksi.



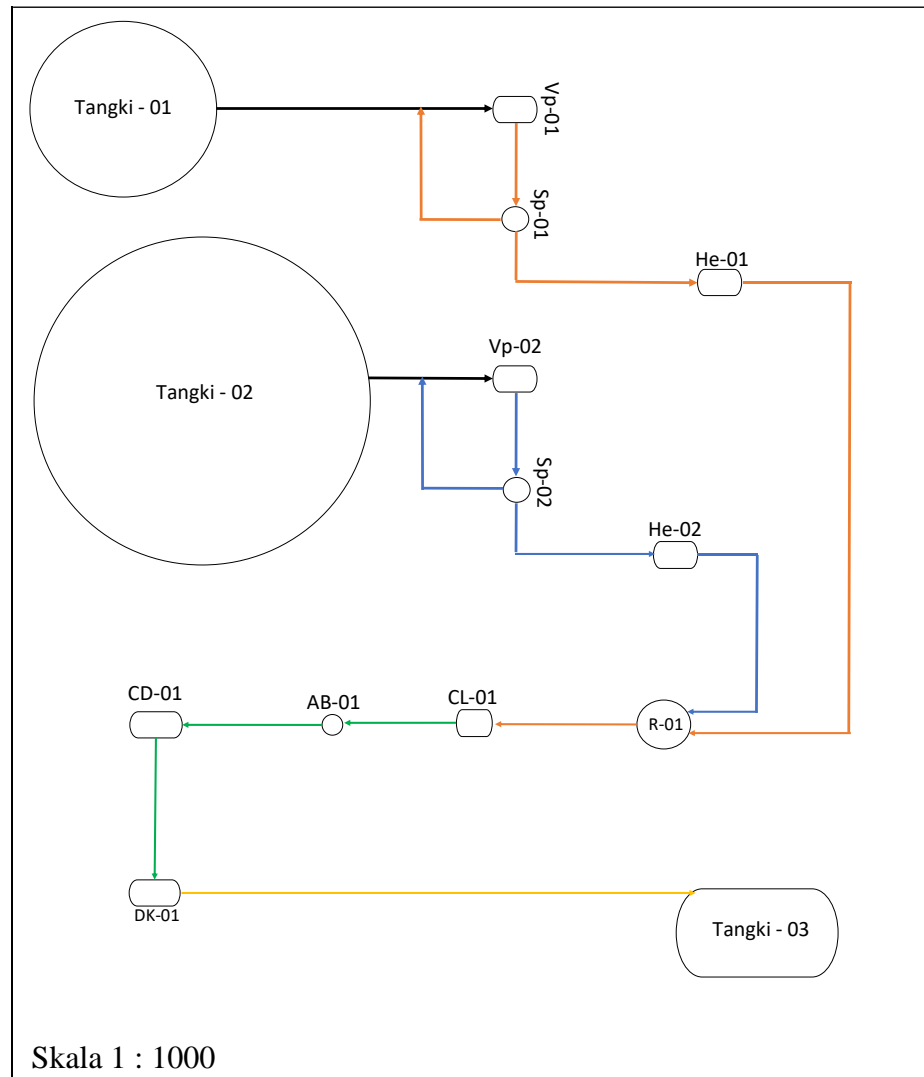
II.5.1 Tata Letak Pabrik



Gambar 2.3 Tata Letak Pabrik



## II.5.2 Tata Letak Alat



Gambar 2.4 Tata Letak Alat

## II.6 Spesifikasi Alat

### III.1. Spesifikasi Alat

#### 1. Reaktor (R-01)

Jenis reaktor	=	Fixed Bed Multitube
Katalis	=	Pd/Au/SiO <sub>2</sub>
Material shell reaktor	=	Carbon steel
Suhu gas masuk (T1)	=	573 K
Suhu gas keluar (T2)	=	662.15 K



---

Tekanan gas masuk (P)	=	10	atm	
Pressure drop di tube	=	0.009	atm	
Tekanan gas keluar	=	9.991	atm	
Tinggi tumpukan katalis (z)	=	12.9	m	
Diameter dalam tube (Do)	=	0.03556	m =	1.4 in
Diameter luar tube (Di)	=	0.0381	m =	1.5 in
Jumlah pipa (Nt)	=	2942		
Pitch (Pt)	=	0.04763	m =	1.875 in
Diameter ekuivalen (De)	=	0.0217	m =	0.854140127 in
Clearance (C)	=	4	m =	157.480315 in
Baffle (B) : IDs/5	=	0.5461	m =	21.5 in
Susunan tube	=	Triangular pitch		
Massa media pendingin (Mp)	=	50,000	Kg/jam	
Suhu pendingin masuk (Tp1)	=	504.414	K	
Suhu pendingin keluar (Tp2)	=	560.00	K	
Tekanan pendingin masuk	=	1	atm	
Pressure drop di shell	=	0.00144	atm	
Tekanan pendingin keluar	=	0.99856	atm	
Diameter dalam reaktor	=	2.7305	m =	107.5000 in
Diameter luar reaktor	=	2.7432	m =	108 in
Tinggi total reaktor	=	13.9609	m =	549.63983 in

## 2. Absorber (AB-01)

Alat	=	Absorber 1
Kode	=	AB-01
Tugas	=	Menyerab CH <sub>3</sub> OH hasil gas R-01

Material kolom	=	Carbon steel
Tinggi bahan isian	=	2.076 m
Diameter dalam kolom	=	0.883 m
Diameter luar kolom	=	0.914 m
Tinggi total kolom	=	9.045 m
Pressure drop	=	0.025 atm
Suhu gas masuk	=	373.000 K
		100.000 °C



Suhu cairan masuk	=	303.000	K
		30.000	°C
Suhu gas keluar	=	320.233	K
		47.233	°C
Suhu cairan keluar	=	320.233	K
		47.233	°C
Tekanan gas masuk	=	10	atm
Tekanan cairan masuk	=	10	atm
Tekanan gas keluar	=	9.975	atm
Tekanan cairan keluar	=	10	atm

Bahan isian :

Jenis	=	Intalox saddles
material	=	Ceramic
ukuran	=	13 mm

### 3. Decanter (DC-01)

Tugas : Memisahkan komponen CH<sub>3</sub>CL dan H<sub>2</sub>O dari AB-01 berdasarkan densitas

Jenis alat : Tangki Silinder Horizontal

Kondisi Operasi :

Suhu	=	308	K
Tekanan	=	13.88	atm

Dimensi Alat :

Diameter Dalam (ID)	=	0.8088	m
Diameter Luar (OD)	=	0.8183	m
Panjang Dekanter	=	2.8596	m
Volume Dekanter	=	1.2910	m <sup>3</sup>
Volume Cairan	=	1.0759	m <sup>3</sup>
Tebal <i>Shell</i> Dekanter	=	0.0048	m
Tebal <i>Head</i> Dekanter	=	0.0048	m
Panjang <i>Head</i> Dekanter	=	0.2024	m
Waktu Pemisahan	=	10	menit
Bahan Stainless Steel SA-167 Tipe 316			



#### 4. Separator 1 (SP-01)

Alat	=	Separator 1
Kode	=	SP-01
Tugas	=	Memisahkan fasa uap dan fasa cair keluaran VP-01
Jenis	=	Silinder vertical dengan 2 tutup torisperikal

Kondisi operasi :

Suhu	=	413.08358	K
Tekanan	=	10	atm

Diamter dalam	=	19.250	in	=	0.489	m
tebal shell	=	0.375	in	=	0.010	m
Diameter luar	=	20.000	in	=	0.508	m
Tinggi head	=	5.402	in	=	0.137	m
Tinggi shell	=	119.473	in	=	3.035	m
Tinggi total	=	130.243	in	=	3.308	m
Tinggi cairan	=	25.098	in	=	0.637	m

#### 5. Separator 2 (SP-02)

Alat	=	Separator 2
Kode	=	SP-02
Tugas	=	Memisahkan fasa uap dan fasa cair keluaran VP-02
Jenis	=	Silinder vertical dengan 2 tutup torisperikal

Kondisi operasi :

Suhu	=	444.4	K
Tekanan	=	10	atm

Diamter dalam	=	39.000	in	=	0.991	m
tebal shell	=	0.500	in	=	0.013	m
Diameter luar	=	40.000	in	=	1.016	m
Tinggi head	=	12.751	in	=	0.324	m
Tinggi shell	=	171.740	in	=	4.362	m
Tinggi total	=	197.190	in	=	5.009	m
Tinggi cairan	=	18.115	in	=	0.460	m



### III.2. Spesifikasi Alat Penyimpanan dan Pengangkut

#### 1. Tangki Methanol

Alat	=	Tangki penyimpanan CH <sub>3</sub> OH																		
Kode	=	T-01																		
Tugas	=	Menyimpan CH <sub>3</sub> OH untuk persediaan 7 hari																		
Jenis	=	Silinder vertikal dengan tutup cone																		
Suhu operasi	=	303 K																		
Tekanan operasi	=	1 atm																		
Tekanan desain	=	1.3917 atm																		
Kapasitas	=	6710 barrel																		
Dimensi	:																			
	Diameter shell	= 12.195122 m																		
	Tinggi Shell	= 9.1463415 m																		
	Tebal shell :																			
	<table border="1"><thead><tr><th>Courses</th><th>Tinggi, ft</th><th>ts, in</th></tr></thead><tbody><tr><td>1</td><td>0 - 6</td><td>0.19</td></tr><tr><td>2</td><td>6 - 12</td><td>0.19</td></tr><tr><td>3</td><td>12 - 18</td><td>0.19</td></tr><tr><td>4</td><td>18 - 24</td><td>0.19</td></tr><tr><td>5</td><td>24 - 30</td><td>0.19</td></tr></tbody></table>	Courses	Tinggi, ft	ts, in	1	0 - 6	0.19	2	6 - 12	0.19	3	12 - 18	0.19	4	18 - 24	0.19	5	24 - 30	0.19	
Courses	Tinggi, ft	ts, in																		
1	0 - 6	0.19																		
2	6 - 12	0.19																		
3	12 - 18	0.19																		
4	18 - 24	0.19																		
5	24 - 30	0.19																		
	Tinggi head	= 1.6959461 m																		
	Tinggi total	= 10.842288 m																		
	Tinggi cairan maksimal	= 10.337559 m																		
Bahan	:	Carbon Steel SA-285 Grade A																		

#### 2. Tangki Hydrogen Chlorida

Alat	=	Tangki penyimpanan HCl
Kode	=	T-01
Tugas	=	Menyimpan HCl untuk persediaan 7 hari
Jenis	=	Silinder vertikal dengan tutup cone
Suhu operasi	=	303 K
Tekanan operasi	=	1 atm
Tekanan desain	=	1.1761 atm
Kapasitas	=	26860 barrel
Dimensi	:	
	Diameter shell	= 24.390244 m
	Tinggi Shell	= 9.1463415 m
	Tebal shell :	





Courses	Tinggi, ft	ts, in
1	0 - 6	0.25
2	6 - 12	0.25
3	12 - 18	0.25
4	18-24	0.27
5	24-30	0.34

Tinggi head = 3.328472 m

Tinggi total = 12.474813 m

Tinggi cairan maksimal = 10.337559 m

Bahan : Carbon Steel SA-285 Grade A

### 3. Tangki Produk

Alat = Tangki penyimpanan CH<sub>3</sub>Cl

Kode = T-03

Tugas = Menyimpan untuk persediaan 7 hari

Jenis = Silinder Horizontal dengan tutup dan bottom setengah lingkaran

Suhu operasi = 303 K

Tekanan operasi = 13.879737 atm

Tekanan desain = 15.2677 atm

Kapasitas = 8060 barrel =

Dimensi :

Tinggi shell = 12.195122 m

Panjang Shell = 10.97561 m

Tebal shell :

Courses	panjang, ft	ts, in
1	0 - 6	0.1875
2	6 - 12	0.1875
3	12 - 18	0.1875
4	18 - 24	0.1875
5	24 - 30	0.19
6	30 - 36	0.21

Tinggi head = 1.6578888 m

Tinggi total = 14.399337 m

Bahan : Carbon Steel SA-285 Grade A



#### 4. Pompa (P-01)

Alat = Pompa 1  
Kode = P-01  
Tugas = Mengalirkan cairan dari tangki mobil ke T-01  
Jenis = Centrifugal pump, single stage

Kapasitas = 71.140555 m<sup>3</sup>/jam

Efisiensi = 80 %

Ukuran pipa :

IPS	=	10.00	in
OD	=	10.75	in
Schedule no	=	40.00	
ID	=	10.02	in

Fitting valve :

Fitting Valve	jumlah
Sharp reduction	1
90° standard radius elbow	3
Globe valve, bevel seat full open	1
Sudden expansion	1
Total fitting	6

NPSH available = 10.289846 m

NPSH require = 5.6738983 m

Tenaga motor = 10 HP

#### 5. Pompa (P-02)

Alat = Pompa 2  
Kode = P-02  
Tugas = Mengalirkan cairan dari tangki mobil ke T-02  
Jenis = Centrifugal pump, single stage

Kapasitas = 135.21235 m<sup>3</sup>/jam

Efisiensi = 80 %

Ukuran pipa :

IPS	=	14.00	in
OD	=	14.00	in



Schedule no = 30.00  
ID = 13.25 in

Fitting valve :

Fitting Valve	jumlah
Sharp reduction	1
90° standard radius elbow	3
Globe valve, bevel seat full open	1
Sudden expansion	1
Total fitting	6

NPSH available = 10.606773 m  
NPSH require = 8.7059124 m  
Tenaga motor = 15 HP

### 6. Pompa (P-03)

Alat = Pompa 3  
Kode = P-03  
Tugas = Mengalirkan dan menaikkan tekanan cairan dari T-01 ke R-01  
Jenis = Centrifugal pump, single stage

Kapasitas = 15.14636 m<sup>3</sup>/jam  
Efisiensi = 80 %

Ukuran pipa :

IPS = 4.00 in  
OD = 4.50 in  
Schedule no = 80.00  
ID = 3.83 in

Fitting valve :

Fitting Valve	jumlah
Sharp reduction	1
90° standard radius elbow	4
Globe valve, bevel seat full open	1
Sudden expansion	1
Total fitting	7



NPSH available	=	27.554776	m
NPSH require	=	2.0230606	m
Tenaga motor	=	350	HP

### 7. Pompa (P-04)

Alat	=	Pompa 4
Kode	=	P-04
Tugas	=	Mengalirkan dan menaikkan tekanan cairan dari T-02 ke R-01
Jenis	=	Centrifugal pump, single stage
Kapasitas	=	50.408689 m <sup>3</sup> /jam
Efisiensi	=	80 %
Ukuran pipa :		
IPS	=	8.00 in
OD	=	8.63 in
Schedule no	=	40.00
ID	=	7.98 in

Fitting valve :

Fitting Valve	jumlah
Sharp reduction	1
90° standard radius elbow	4
Globe valve, bevel seat full open	1
Sudden expansion	1
Total fitting	7

NPSH available	=	25.124438	m
NPSH require	=	4.5096238	m
Tenaga motor	=	300	HP

### 8. Pompa (P-05)

Alat	=	Pompa 5
Kode	=	P-05
Tugas	=	Mengalirkan dan menaikkan tekanan cairan dari CD-02 ke DC-01



Jenis	=	Centrifugal pump, single stage		
Kapasitas	=	14.324683	m <sup>3</sup> /jam	
Efisiensi	=	80	%	
Ukuran pipa :				
IPS	=	6.00	in	
OD	=	6.63	in	
Schedule no	=	40.00		
ID	=	6.07	in	

Fitting valve :

Fitting Valve	jumlah
Sharp reduction	1
90° standard radius elbow	4
Globe valve, bevel seat full open	1
Sudden expansion	1
Total fitting	7

NPSH available	=	242.85561	m
NPSH require	=	1.9492164	m
Tenaga motor	=	100	HP

### 9. Pompa (P-06)

Alat	=	Pompa 6		
Kode	=	P-06		
Tugas	=	Mengalirkan dan menurunkan tekanan cairan dari DC-02 ke T-03		
Jenis	=	Centrifugal pump, single stage		
Kapasitas	=	14.349462	m <sup>3</sup> /jam	63.180683 Gpm
Efisiensi	=	80	%	
Ukuran pipa :				
IPS	=	6.00	in	
OD	=	6.63	in	
Schedule no	=	40.00		
ID	=	6.07	in	



Fitting valve :

Fitting Valve	jumlah
Sharp reduction	1
90° standard radius elbow	4
Globe valve, bevel seat full open	1
Sudden expansion	1
Total fitting	7

NPSH available	=	22.743668	m
NPSH require	=	1.9514637	m
Tenaga motor	=	15	HP

### III.3. Spesifikasi Alat Penukar Panas

#### 1. Heater (HE-01)

Alat : Heat Exchanger 1  
Kode : HE-01  
Tugas : Memanaskan bahan baku untuk masuk ke reaktor

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

#### 1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt)	=	0.75	in
Diameter dalam (Idt)	=	0.65	in
Jumlah tube	=	194.00	buah
Passes	=	4.00	
Panjang tube	=	6.00	ft
	=	1.83	m
Pitch (Pt)	=	0.94	in
Clearence (C')	=	0.19	in
Diameter dalam shell (ids)	=	17.25	in
	=	0.44	m
Jarak baffle (B)	=	17.25	in
Jumlah baffle (N+1)	=	5.00	buah
Diameter ekuivalen (De)	=	0.53	in



Susunan tube	=	triangular pitch		
2. Fluida panas				
Suhu masuk	=	640.00	K	
Suhu keluar	=	627.19	K	
Massa fluida panas	=	50,000.00	Kg/jam	
Pressure drop	=	0.03	atm	
Tekanan masuk	=	1.00	atm	
Tekanan keluar	=	0.97	atm	
3. Fluida dingin				
Suhu masuk	=	413.08	K	
Suhu keluar	=	573.00	K	
Massa fluida dingin	=	3,996.58	Kg/jam	
Pressure drop	=	0.00	atm	
Tekanan masuk	=	10.00	atm	
Tekanan keluar	=	10.00	atm	
4. Koefisien perpindahan panas				
Uc	=	0.66	Kj/s.m <sup>2</sup> .K =	116.71 Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	=	0.17	Kj/s.m <sup>2</sup> .K =	29.82 Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Rd hitung	=	59.46	s.m <sup>2</sup> .K/Kj =	0.34 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu

## 2. Heater (HE-02)

Alat : Heat Exchanger 2  
Kode : HE-02  
Tugas : Memanaskan bahan baku untuk masuk ke reaktor

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

### 1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt)	=	0.75	in
Diameter dalam (Idt)	=	0.65	in



Jumlah tube	=	114.00	buah
Passes	=	2.00	
Panjang tube	=	6.00	ft
	=	1.83	m
Pitch (Pt)	=	0.94	in
Clearence (C')	=	0.19	in
Diameter dalam shell (ids)	=	13.25	in
	=	0.34	m
Jarak baffle (B)	=	13.25	in
Jumlah baffle (N+1)	=	5.00	buah
Diameter ekuivalen (De)	=	0.53	in
Susunan tube	=	triangular pitch	
2. Fluida			
panas			
Suhu masuk	=	640.00	K
Suhu keluar	=	532.51	K
Massa fluida panas	=	50,000.00	Kg/jam
Pressure drop	=	0.06	atm
Tekanan masuk	=	1.00	atm
Tekanan keluar	=	0.94	atm
3. Fluida			
dingin			
Suhu masuk	=	444.40	K
Suhu keluar	=	573.00	K
Massa fluida dingin	=	17,802.93	Kg/jam
Pressure drop	=	0.01	atm
Tekanan masuk	=	10.00	atm
Tekanan keluar	=	9.99	atm
4. Koefisien perpindahan panas			
Uc	=	1.48	Kj/s.m <sup>2</sup> .K = 260.98 Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	=	3.75	Kj/s.m <sup>2</sup> .K = 659.76 Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Rd hitung	=	3.40	s.m <sup>2</sup> .K/Kj = 0.02 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu





### 3. Vaporizer (VP-01)

Alat : Vaporizer 1  
Kode : VP-01  
Tugas : Menguapkan CH<sub>3</sub>OH dari T-01  
Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

#### 1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt)	=	0.75	in
Diameter dalam (Idt)	=	0.652	in
Jumlah tube	=	178	buah
Passes	=	8	
Panjang tube	=	6	ft
	=	1.8287108	m
Pitch (Pt)	=	0.9375	in
Clearence (C')	=	0.1875	in
Diameter dalam shell (ids)	=	25	in
	=	0.635	m
Jarak baffle (B)	=	1	in
Jumlah baffle (N+1)	=	45	buah
Diameter ekuivalen (De)	=	0.5338376	in
Susunan tube	=	triangular pitch	

#### 2. Fluida panas

Suhu masuk	=	560	K
Suhu keluar	=	522.3511	K
Massa fluida panas	=	50000	Kg/jam
Pressure drop tube	=	0.0876529	atm

#### 3. Fluida dingin

Suhu masuk	=	332.1081	K
Suhu keluar	=	413.08358	K
Massa fluida dingin	=	4,967.13	Kg/jam
Pressure drop shell	=	0.0723906	atm

#### 4. Koefisien perpindahan panas

Uc	=	0.4361707	Kj/s.m <sup>2</sup> .K
		76.817665	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .oF
Ud	=	0.4082658	Kj/s.m <sup>2</sup> .K
		71.903106	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .oF



$$\begin{aligned} \text{Rd hitung} &= 0.0008898 \text{ jam.ft}^2.\text{oF/Btu} \\ &0.1567041 \text{ s.m}^2.\text{K/Kj} \end{aligned}$$

#### 4. Vaporizer 2 (VP-02)

Alat : Vaporizer 2  
Kode : VP-02  
Tugas : Menguapkan HCL dari T-02  
Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

##### 1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt)	=	0.75	in
Diameter dalam (Idt)	=	0.652	in
Jumlah tube	=	314	buah
Passes	=	4	
Panjang tube	=	12	ft
	=	3.6574215	m
Pitch (Pt)	=	0.9375	in
Clearence (C')	=	0.1875	in
Diameter dalam shell (ids)	=	21.25	in
	=	0.53975	m
Jarak baffle (B)	=	1	in
Jumlah baffle (N+1)	=	45	buah
Diameter ekuivalen (De)	=	0.5338376	in
Susunan tube	=	triangular pitch	

##### 2. Fluida panas

Suhu masuk	=	522.35	K
Suhu keluar	=	522.2485	K
Massa fluida panas	=	50000	Kg/jam
Pressure drop tube	=	0.0121876	atm

##### 3. Fluida dingin

Suhu masuk	=	338.03387	K
Suhu keluar	=	444.4	K
Massa fluida dingin	=	21,533.04	Kg/jam
Pressure drop shell	=	0.0162812	atm

##### 4. Koefisien perpindahan panas

Uc	=	0.7446687	Kj/s.m <sup>2</sup> .K
		131.14983	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .oF
Ud	=	0.4172771	Kj/s.m <sup>2</sup> .K



$$\begin{aligned} \text{Rd hitung} &= \frac{73.49015 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{oF}}{0.0059824 \text{ jam.ft}^2.\text{oF/Btu}} \\ &= 1.0536102 \text{ s.m}^2.\text{K/Kj} \end{aligned}$$

### 5. Cooler (CL-01)

Alat : Condenser 1  
Kode : CD-01  
Tugas : Mendinginkan hasil keluaran Reaktor (R - 01)  
)

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

#### 1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt)	=	0.75	in
Diameter dalam (Idt)	=	0.652	in
Jumlah tube	=	224	buah
Passes	=	2	
Panjang tube	=	6	ft
	=	1.8287108	m
Pitch (Pt)	=	0.9375	in
Clearence (C')	=	0.1875	in
Diameter dalam shell (ids)	=	17.25	in
	=	0.43815	m
Jarak baffle (B)	=	3.45	in
Jumlah baffle (N+1)	=	30	buah
Diameter ekuivalen (De)	=	0.5338376	in
Susunan tube	=	triangular pitch	

#### 2. Fluida panas

Suhu masuk	=	662.15393	K
Suhu keluar	=	373	K
Massa fluida panas	=	21800	Kg/jam
Pressure drop tube	=	0.0104493	atm
Tekanan masuk	=	10	atm
Tekanan keluar	=	9.9895507	atm

#### 3. Fluida dingin

Suhu masuk	=	303	K
Suhu keluar	=	323	K
Massa fluida dingin	=	702,125.9	Kg/jam
Pressure drop shell	=	0.0061007	atm



Tekanan masuk	=	1	atm
Tekanan keluar	=	0.994	atm

4. Koefisien perpindahan panas

Uc	=	191.3260	Kj/s.m <sup>2</sup> .K	33696.02	Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°
		4	=	7	F
Ud	=	0.820841	Kj/s.m <sup>2</sup> .K		Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°
		8	=	144.5653	F
Rd hitung	=	1.213034	s.m <sup>2</sup> .K/Kj	0.006887	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
		9	=	6	u

**6. Kondenser (CD-01)**

Alat : Condenser 1  
Kode : CD-01  
Tugas : Mengembunkan hasil atas AB-01

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt)	=	0.7500	in
Diameter dalam (Idt)	=	0.6520	in
Jumlah tube	=	160.0000	buah
Passes	=	2.0000	
Panjang tube	=	12.0000	ft
	=	3.6574	m
Pitch (Pt)	=	0.9375	in
Clearence (C')	=	0.1875	in
Diameter dalam shell (ids)	=	15.2500	in
	=	0.3874	m
Jarak baffle (B)	=	15.2500	in
Jumlah baffle (N+1)	=	8.0000	buah
Diameter ekuivalen (De)	=	0.5338	in
Susunan tube	=	triangular pitch	

2. Fluida

panas			
Suhu masuk	=	373.0000	K
Suhu keluar	=	308.0000	K
Massa fluida panas	=	6,027.48	Kg/jam



Pressure drop tube = 0.0002 atm

3. Fluida  
dingin

Suhu masuk = 303.0000 K

Suhu keluar = 323.0000 K

Massa fluida dingin = 24,766.29 Kg/jam

Pressure drop shell = 0.0176 atm

4. Koefisien perpindahan  
panas

Uc = 0.2829  $\frac{\text{Kj}}{\text{s.m}^2}$  K = 49.8159  $\frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2.^\circ\text{F}}$

Ud = 0.8402  $\frac{\text{Kj}}{\text{s.m}^2}$  K = 147.9732  $\frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2.^\circ\text{F}}$

Rd hitung = 5.3200  $\frac{\text{s.m}^2.\text{K}}{\text{K}}$  j = 0.0302  $\frac{\text{hr.ft}^2.^\circ\text{F}}{\text{Btu}}$



### BAB III NERACA MASSA

#### III.4. Neraca Massa

##### 1. Reaktor

Komponen	BM	Masuk		keluar	
		kmol/jam	Kg/jam	kmol/jam	kg/jam
CH <sub>3</sub> OH	32.042	122.235	3916.64	9.656541	309.415
HCl	36.461	161.13	5875	48.55199	1770.25
CH <sub>3</sub> Cl	50.488	0	0	112.5782	5683.85
H <sub>2</sub> O	18.015	666.55	12007.9	779.1278	14036
Total		949.915	21799.5	949.9145	21799.5

Tabel 3.1 Neraca Massa Reaktor

##### 2. Absorber

Komponen	BM	Masuk, Kg/jam		Keluar, Kg/jam	
		gas	absorben	gas	cair
HCl	36.461	1770.25	0	0	1770.25
CH <sub>3</sub> Cl	50.488	5683.85	0	5683.846	0
CH <sub>3</sub> OH	32.042	309.415	0	0	309.415
H <sub>2</sub> O	18.015	14036	2768.1	343.6371	16460.5
Total		21799.5	2768.1	6027.483	18540.1
Total keseluruhan		24567.60		24567.60	

Tabel 3.2 Neraca Massa Absorber

##### 3. Dekanter

Komponen	BM	Masuk		Keluar atas		Keluar bawah	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
CH <sub>3</sub> Cl	50.488	112.578	5683.85	112.538	5681.82	0.00783	2.02746
H <sub>2</sub> O	18.015	19.0751	343.637	0	0	3.71782	343.637
Total		131.653	6027.48	112.538	5681.82	3.72565	345.665
Total keseluruhan		6027.482722		6027.482722			

Tabel 3.3 Neraca Massa Dekanter



## BAB IV

### UTILITAS

Utilitas merupakan unit pendukung keberlangsungan proses produksi pada pabrik. Unit ini memegang peranan penting dalam produksi karena tanpa adanya unit ini maka proses produksi tidak dapat bekerja. Unit utilitas pabrik *Methyl chloride* dari *Methanol* dan *Hydrogen chlorida* dengan kapasitas 45.000 ton/tahun ini unit penyediaan air, bahan bakar, unit penyediaan udara tekan dan listrik.

#### IV.1 Kebutuhan Air

Air merupakan kebutuhan pokok dalam memenuhi kebutuhan proses produksi. Kebutuhan air digunakan sebagai air pendingin, air proses, air yang hilang saat *blowdown cooling tower*, air rumah tangga dan kantor. Pabrik *Methyl Chloride* akan didirikan di daerah Cilegon, Banten. Kebutuhan air diperoleh dari PT. Krakatau Tirta Industri. Air yang diambil tersebut diolah terlebih dahulu sebelum digunakan sesuai keperluannya sehingga memenuhi persyaratan. Jumlah kebutuhan total air pabrik *Methyl Chloride* ini adalah 977.068,889 kg/jam. Sedangkan jumlah kebutuhan total air make up pabrik *Methyl Chloride* ini adalah 46.260,632 kg/jam dengan rincian sebagai berikut :

Setelah kebutuhan air pabrik konstan, ada sejumlah air yang hilang sehingga diperlukan tambahan *supply* air *makeup* . Untuk kebutuhan air *make up* dapat dilihat rinciannya sebagai berikut:



Tabel 4.1 Kebutuhan Air Total

<b>Kebutuhan Air Total</b>	<b>Kg/Jam</b>
Air Pendingin	976.343,959
Air Sanitasi Karyawan	707,173
Air Servis	17,756
Air Make Up	46.260,632
<b>TOTAL</b>	<b>1.023.329,521</b>

Tabel 4.2 Kebutuhan Air Make Up

<b>Air Make Up</b>	<b>Kg/Jam</b>
Cooling Tower	37.203,775
Blowdown Cooling Tower	9.056,858
<b>TOTAL</b>	<b>46.260,632</b>

#### IV.2 Kebutuhan Dowtherm

Selain penggunaan air sebagai media pendingin, maka digunakan juga dowtherm A. dimana dowtherm ini digunakan sebagai media pendingin dan pemanas dengan siklus dari R-01, VP-01, VP-02, HE-01, HE-02, dan CLU. Kebutuhan dowtherm sebanyak 5000 kg/jam, disediakan oleh unit dowtherm

#### IV.3 Kebutuhan Listrik

Listrik digunakan untuk menggerakkan motor penggerak alat-alat proses misalnya pompa, dan alat-alat lainnya, selain itu listrik digunakan juga untuk penerangan. Kebutuhan listrik yang digunakan sebesar 806 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN. Tetapi apabila terjadi pemadaman oleh PLN atau hal lain digunakan generator sebesar 806 kW sebagai cadangan.





#### **IV.4 Kebutuhan Bahan Bakar**

Bahan bakar yang digunakan diperoleh dari PT PERTAMINA terdekat. Bahan bakar berupa *diesel oil* digunakan pada furnace dan generator.

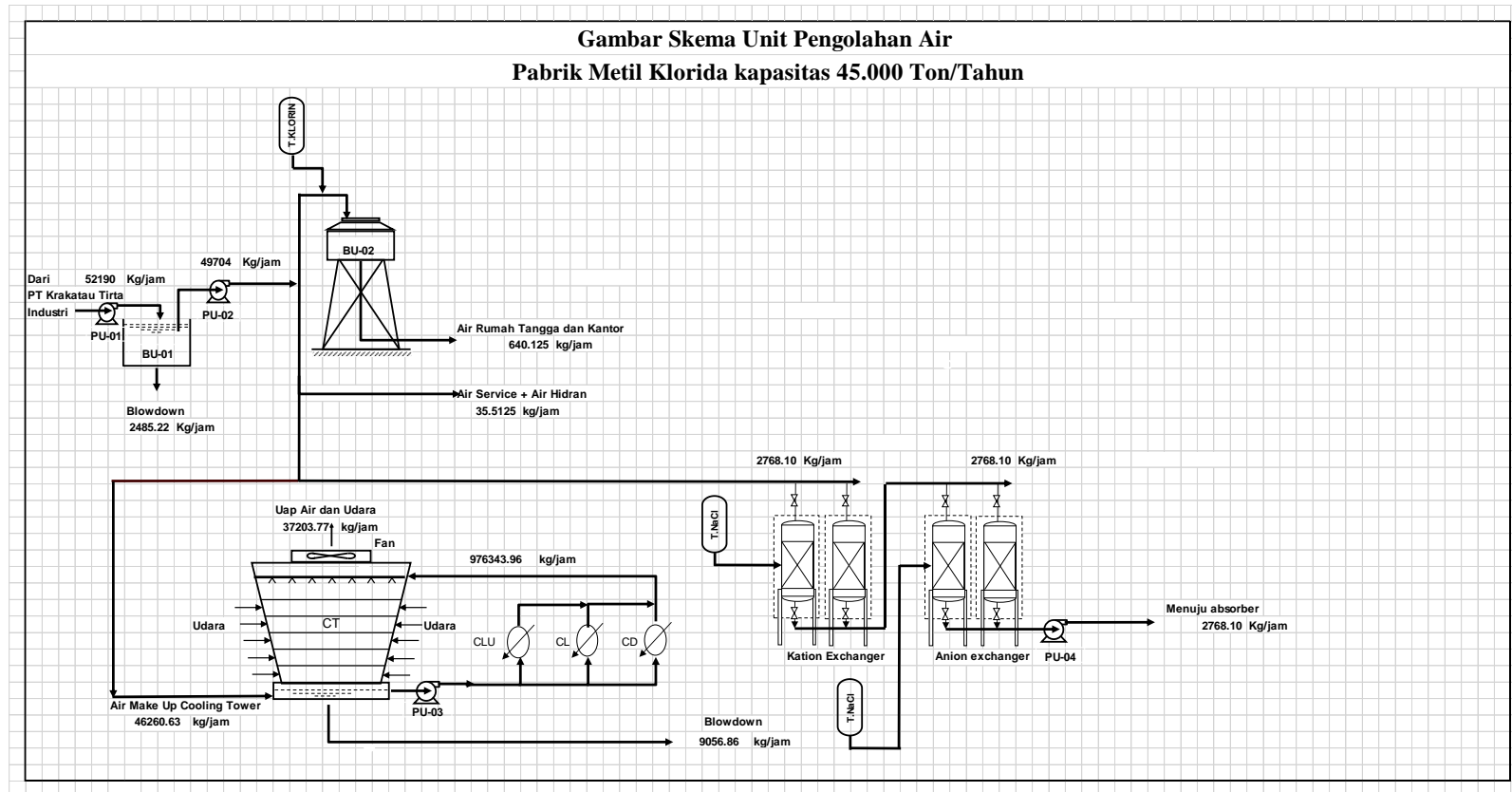
#### **IV.5 Udara Tekan**

Udara tekan digunakan untuk menggerakkan alat-alat kontrol. Udara didistribusikan dalam keadaan bersih dan kering. Untuk menaikkan tekanan udara digunakan kompresor. Kebutuhan udara tekan diperkirakan sebanyak 30 m<sup>3</sup>/jam.

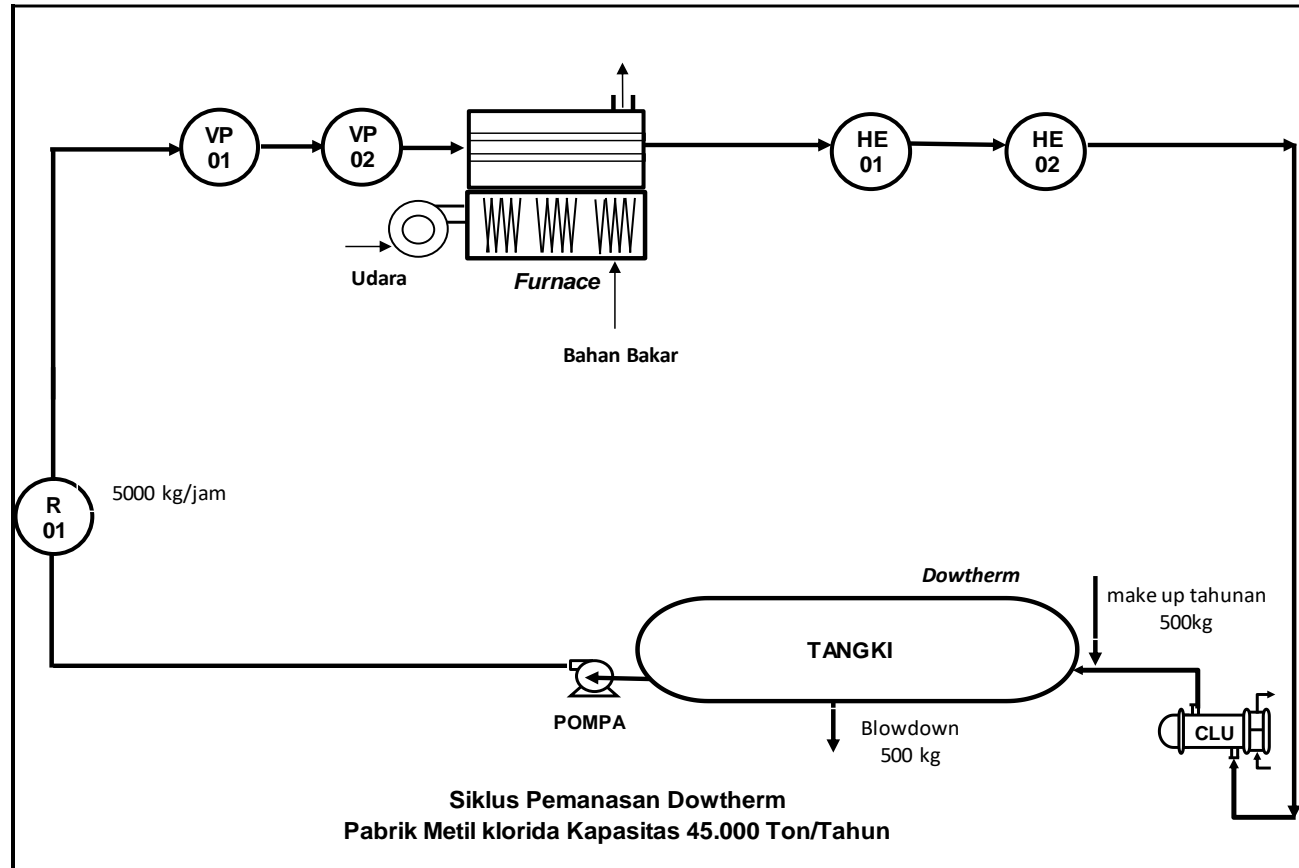


## UTILITAS

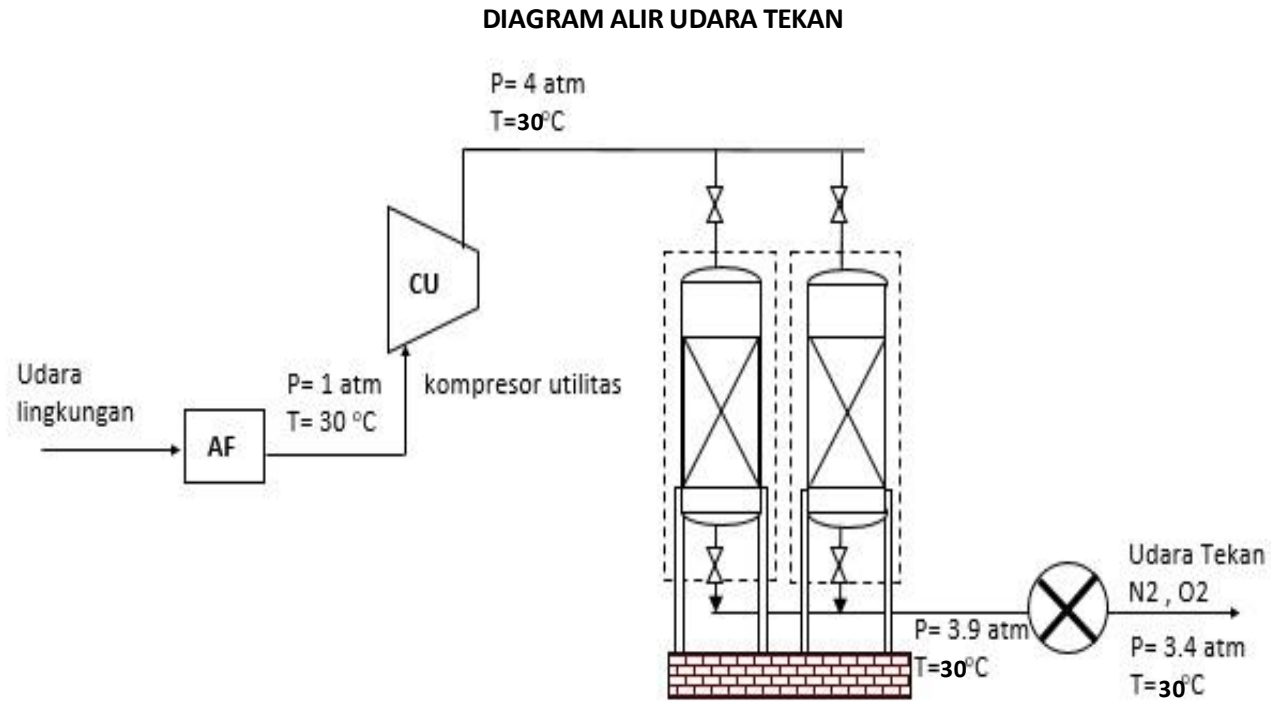
### UNIT PENGOLAHAN AIR PABRIK METHYL CHLORIDE



Gambar 4.1 Diagram Alir Air Utilitas



Gambar 3.2 Diagram Alir Dowtherm A



Gambar 3.3 Diagram Alir Udara Tekan



#### IV.6 Spesifikasi Alat Utilitas

##### a. Bak Pengendap Awal

Nama	=	Bak Air Bersih
Fungsi	=	Menampung air bersih dari PT. Krakatau Tirta Industri
Jenis	=	Bak persegi panjang
Bahan	=	Beton bertulang

##### Dimensi

Panjang	=	17.3760	m
Lebar	=	5.7920	m
Tinggi Bak	=	5	m
Volume Bak	=	503.211	m <sup>3</sup>

##### Kondisi Penyimpanan

Suhu (T)	=	30	°C
Tekanan (P)	=	1	Atm

##### b. Bak Air Kebutuhan Kantor dan Rumah Tangga

Nama	=	Bak Air Kebutuhan kantor dan Rumah Tangga
Fungsi	=	Menampung air untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga
Jenis	=	Bak persegi panjang
Bahan	=	Beton bertulang

##### Dimensi

Panjang	=	0.9316	m
Lebar	=	0.3105	m
Tinggi Bak	=	4	m
Volume Bak	=	1.1573	m <sup>3</sup>

##### Kondisi Penyimpanan

Suhu (T)	=	30	°C
Tekanan (P)	=	1	Atm



c. Tangki Klorin

Tugas : Tempat klorinasi air untuk membunuh bakteri sehingga air dapat digunakan sebagai air sanitasi dan servis

Jenis : Tangki silinder tegak

Bahan : Carbon Steel

Dimensi

Diameter : 1,56 m

Tinggi : 4.29 m

Kondisi Penyimpanan

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

d. Cooling Tower

Tugas : Mendinginkan kembali air pendingin yang dipergunakan di alat proses untuk disirkulasi kembali dengan mengontakkan air dan udara

Jenis : *Induced draft fan*

Bahan : *Stainless Steel*

Jumlah Air Make up

*Evaporated loss* : 37009 kg/jam

*Drift loss* : 195,26 kg/jam

Blowdown : 9056,86 kg/jam

Dimensi

Panjang : 15,21 m

Lebar : 15,21 m

Tinggi : 7,6 m

Kondisi Penyimpanan

Suhu masuk : 50 °C

Suhu keluar : 30 °C

Tekanan : 1 atm

---



e. Cooler Utilitas

Tugas : Mendinginkan Dowtherm A dengan air

Jenis : Shell and tube

Spesifikasi

Diameter luar (Odt) : 0.75 in

Diameter dalam (Idt) : 0.652 in

Jumlah tube : 602 buah

Passes : 2

Panjang tube : 16 ft

Pitch (Pt) : 0.9375 in

Clearance (C') : 0,1875 in

Diameter dalam shell (Ids) : 27 in

Jarak baffle (B) : 13.5 in

Jumlah baffle (N+1) : 12 buah

Diameter ekuivalen (De) : 0.533 in

Susunan tube : Triangular pitch

Fluida dingin

Suhu masuk : 30 °C

Suhu keluar : 50 °C

Massa fluida panas : 249.451,8 kg/jam

Pressure drop tube : 0.019 atm

Tekanan masuk : 1 atm

Tekanan keluar : 0.980 atm

Fluida panas

Suhu masuk : 249 °C

Suhu keluar : 50 °C

Massa fluida dingin : 50000 kg/jam

Pressure drop shell : 0.0190 atm

Tekanan masuk : 1 atm

Tekanan keluar : 0.980 atm

Koefisien perpindahan panas

---



Uc	:	0.592 kJ/ s.m <sup>2</sup> .K
Ud	:	0,424 kJ/ s.m <sup>2</sup> .K
Rd terhitung	:	0.66 s.m <sup>2</sup> .K/ kJ

f. Tangki Klorinasi (TCL-01)

Tugas	:	Tempat klorinasi air untuk membunuh bakteri sehingga air dapat digunakan sebagai air sanitasi dan servis
Jenis	:	Tangki silinder tegak
Bahan	:	Carbon Steel
Dimensi		
Diamter	:	1,56 m
Tinggi	:	4.29 m
Kondisi Penyimpanan		
Suhu	:	30 °C
Tekanan	:	1 atm

g. Tangki NaOH

Tugas	:	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion
Jenis	:	Tangki silinder tegak
Bahan	:	Carbon Steel
Dimensi		
Diamter	:	0.775 m
Tinggi	:	1.55 m
Kondisi Penyimpanan		
Suhu	:	30 °C
Tekanan	:	1 atm

h. Kompresor Utilitas (CU-01)

Tugas	:	Menekan udara sebanyak 30 m <sup>3</sup> /jam udara
-------	---	---

---





tekan dari tekanan 1,013 bar sampai 4 bar

Jenis : Kompresor Sentrifugal

Bahan : *Stainless Steel*

Kondisi

Stage : 1

Head Compressor: 14219,4 ft/stage

Horse Power : 3 Hp

Suhu (T1) : 30 °C

Suhu (T2) : 177,47 °C

Tekanan (P1) : 1,013 bar

Tekanan (P2) : 4 bar

i. Tangki silika

Tugas : Menghilangkan uap air yang masih terkandung dalam udara

Jenis : Tangki silinder tegak

Bahan : *Carbon Steel*

Dimensi

Diameter : 1,96 m

Tinggi : 1,96 m

Kondisi Penyimpanan

Suhu (T) : 30 °C

Tekanan (P) : 1 atm

j. Furnace Utilitas (FU-01)

Tugas : Memanaskan dowtherm A

Jenis : Furnace

Bahan : *Carbon Steel*

Dimensi

OD : 0,019 m

Ids : 0,016 m



Panjang : 7,3 m  
Kondisi  
Luas Per. Kalor : 3541,28 m<sup>2</sup>  
Suhu (T1) : 35 °C  
Suhu (T2) : 305 °C

k. Tangki Dowtherm (TDOW-01)

Tugas : Menyimpan sementara dowtherm A  
Jenis : Tangki silinder horizontal  
Bahan : *Carbon Steel*  
Dimensi  
Diameter : 2.8936 m  
Tinggi : 8.680 m  
Kondisi Penyimpanan  
Suhu (T) : 30 °C  
Tekanan (P) : 1 atm

l. Pompa Utilitas 1 (PU-01)

Tugas : Mengalirkan air dari sumber air menuju bak  
Truk tangki  
Jenis : Pompa sentrifugal  
Data fluida  
Suhu : 303 K = 30 °C  
P1 : 1 atm  
P2 : 1 atm  
Pemilihan pipa  
Bahan : *Commercial Steel*  
IPS : 6 in  
OD : 6.63 in  
Sch no : 40  
ID : 6.065 in

---



Spesifikasi pompa

Kapasitas	:	0.0142 m <sup>3</sup> /s
Head pompa	:	4.8189 m
Kec. Putar	:	1500 rpm
Motor standar	:	0,5 Hp
NPSH		
Tersedia	:	9,6194 m
Diperlukan	:	1,0729 m

m. Pompa Utilitas 2 (PU-02)

Tugas : Mengalirkan air dari bak air bersih menuju  
Bak air minum dan cooling tower

Jenis : Pompa sentrifugal

Data fluida

Suhu : 303 K = 30 °C

P1 : 1 atm

P2 : 1 atm

Pemilihan pipa

Bahan : *Commercial Steel*

IPS : 6 in

OD : 6.625 in

Sch no : 40

ID : 6,065 in

Spesifikasi pompa

Kapasitas	:	0,0135 m <sup>3</sup> /s
Head pompa	:	57,1895 m
Kec. Putar	:	1500 rpm
Motor standar	:	5 Hp
NPSH		
Tersedia	:	10,2267 m
Diperlukan	:	1,0386 m



n. Pompa utilitas 3 (PU-03)

Tugas : Mengalirkan air dari bak basin cooling tower  
Melewati media pendingin dan Kembali ke  
Bagian atas Cooling tower

Jenis : Pompa sentrifugal

Data fluida

Suhu : 303 K = 30 °C

P1 : 1 atm

P2 : 1 atm

Pemilihan pipa

Bahan : *Commercial Steel*

IPS : 12 in

OD : 12.8 in

Sch no : 30

ID : 12 in

Spesifikasi pompa

Kapasitas : 0,0677 m<sup>3</sup>/s

Head pompa : 31,02 m

Kec. Putar : 1500 rpm

Motor standar : 15 Hp

NPSH

Tersedia : 10.64 m

Diperlukan : 3,04 m

o. Pompa Utilitas 4 (PU-04)

Tugas : Mengalirkan air dari Anion Exchanger  
Menuju absorber

Jenis : Pompa sentrifugal

Data fluida

Suhu : 303 K = 30 °C



P1 : 1 atm

P2 : 1 atm

Pemilihan pipa

Bahan : *Commercial Steel*

IPS : 2 in

OD : 2,380 in

Sch no : 40

ID : 2,067 in

Spesifikasi pompa

Kapasitas : 0,0008 m<sup>3</sup>/s

Head pompa : 53,6036 m

Kec. Putar : 1500 rpm

Motor standar : 0,5 Hp

NPSH

Tersedia : 10,3751 m

Diperlukan : 0.1515 m



## **BAB V**

### **MANAJEMEN PERUSAHAAN**

#### **IV.1 Bentuk Badan Usaha**

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

Perusahaan dijalankan oleh dewan direksi yang dipimpin oleh direktur utama, yang dipilih dan diangkat oleh rapat umum pemegang saham. Pemegang saham menyerahkan tugas kepada dewan komisaris untuk mengawasi segala tindakan dewan direksi.

Dasar–dasar pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan perseroan terbatas adalah sebagai berikut :

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



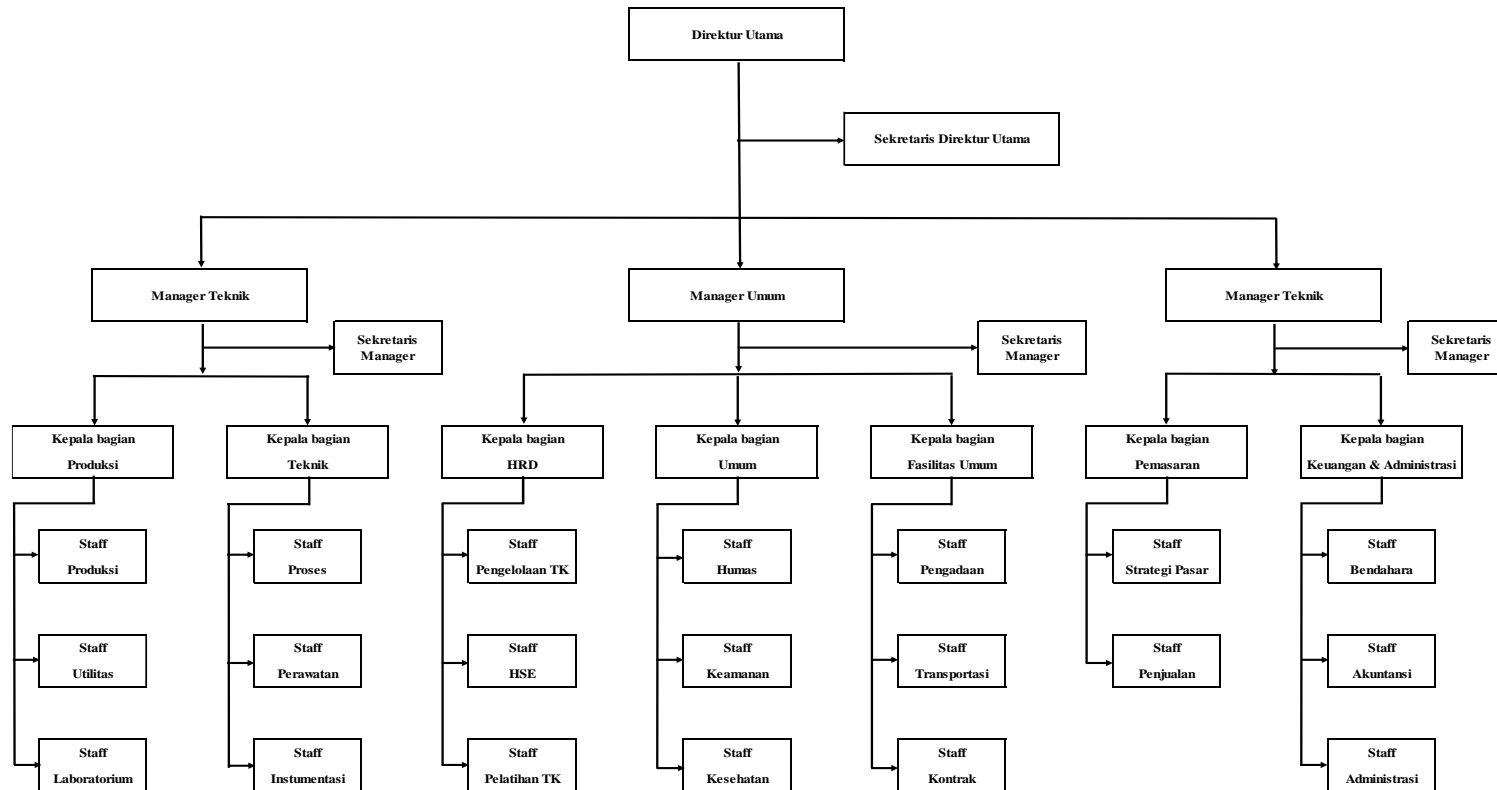
## **IV.2 Struktur Organisasi**

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

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



### STRUKTUR ORGANISASI



Gambar 5.1 Struktur Organisasi





### IV.3 Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik *Methyl chloride* direncanakan memiliki pekerja sebanyak 142 orang dan pabrik beroperasi selama 24 jam secara kontinyu setiap hari selama 330 hari dalam satu tahun, sisa hari yang lain digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Dalam kerjanya, karyawan dibagi menjadi dua, yaitu:

#### IV.3.1 Karyawan Shift

Karyawan *shift* merupakan tenaga yang secara langsung menangani produksi. Kelompok kerja *shift* ini dibagi menjadi 3 *shift* sehari, masing – masing bekerja selama 8 jam, sehingga harus dibentuk 4 kelompok dimana setiap hari 3 kelompok bertugas dan 1 kelompok beristirahat, dengan pola dari hari ke-1 hingga seterusnya dan berulang seperti tertera pada tabel berikut ini.

Tabel 5.1 Jadwal Karyawan Shift

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

Keterangan :

A,B,C,D : Kelompok Kerja Shift

■ : Libur

I : Pukul 07.00 – 15.00

II : Pukul 15.00 – 23.00

III : Pukul 23.00 – 07.00

#### IV.3.2 Karyawan Non Shift

Karyawan non shift bekerja selama 5 hari kerja dalam satu minggu dan libur pada hari sabtu dan minggu serta hari – hari besar agama ataupun hari nasional. Sehingga total kerjanya maksimum 40 jam dalam 2 minggu dan selebihnya dihitung sebagai lembur. Dimana lembur untuk hari-hari



biasa adalah 2,5 kali jam kerja sedangkan pada hari-hari besar (hari libur) adalah 2 kali jam kerja. Dengan pengaturan sebagai berikut :

Senin – Kamis : Pukul 07.00 – 16.00  
Pukul 12.00 – 13.00 (istirahat)  
Jumat : Pukul 07.00 – 16.00  
Pukul 11.30 – 13.00 (istirahat)

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

#### IV.4 Jumlah Karyawan

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif.

##### IV.4.1 Karyawan Shift

Diambil dari Tabel 6.21 Peter, M.S., K.D., Timmerhaus, and R.E. West., “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Ed. 4<sup>th</sup>, 2003, jumlah tenaga kerja yang direncanakan untuk pabrik Dodecylbenzene dengan total 4 shift kerja per hari sebagai berikut :

Tabel 5.2 Perhitungan Jumlah Karyawan Shift

No.	Bagian	Karyawan
<b>A.</b>	<b>Kepala Tim Produksi</b>	
1	Kepala Produksi	4
<b>B</b>	<b>Karyawan Bag. Proses Produksi</b>	
1	Seksi Operator Lapangan	20
2	Seksi Control Room	12
<b>C</b>	<b>Karyawan Bag. Utilitas</b>	
1	Seksi Operator Lapangan	16
2	Seksi Control Room	16
<b>D</b>	<b>Karyawan Bag. Laboratorium</b>	
1	Analisis Bahan Baku	4
2	Analisis Produk	4
3	Analisis Limbah	4



<b>E</b>	<b>Karyawan Bag. Keamanan</b>	
1	Pintu Masuk Perusahaan	8
2	Pintu Keluar Perusahaan	8
<b>F</b>	<b>Karyawan Bag. HSE dan Damkar</b>	
1	Staff Bagian HSE	8
2	Staff Bagian Damkar	8
<b>Jumlah Karyawan Non Shift</b>		<b>112</b>

#### IV.4.2 Karyawan Non Shift

Tabel 5.3 Perhitungan Jumlah Karyawan Non-shift

No.	Jabatan	Karyawan
<b>A.</b>	<b>Direktur Utama</b>	
1	Direktur Utama	1
2	Sekretaris Direktur Utama	1
<b>B</b>	<b>Manager</b>	
1	General Manager	3
2	Sekretaris Manager	3
<b>C</b>	<b>Kepala Bagian</b>	
1	Kepala Bagian non shift	6
<b>D</b>	<b>Staff Bagian</b>	
1	Staff Bagian Perawatan	1
2	Staff Bagian Instrumentasi	1
3	Staff Bagian Pengelolaan TK (Tenaga Kerja)	1
4	Staff Bagian Pelatihan TK (Tenaga Kerja)	1
5	Staff Bagian Humas	1
6	Staff Bagian Kesehatan : Dokter	1
7	Staff Bagian Kesehatan : Perawat	1
8	Staff Bagian Pengadaan	1
9	Staff Bagian Transportasi	1
10	Staff Bagian Kontrak	1



11	Staff Bagian Strategi Pasar	1
12	Staff Bagian Penjualan	1
13	Staff Bagian Bendahara	1
14	Staff Bagian Akuntansi	1
15	Staff Bagian Administrasi	1
16	Staff Bagian Proses	1
<b>Jumlah Karyawan Non Shift</b>		<b>30</b>

Jumlah total karyawan shift dan non shift = 142 karyawan

#### **IV.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 dan masa kerja
- Lingkungan kerja berkaitan dengan resiko kerja

#### **IV.6 Fasilitas dan Jaminan Sosial**

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

- a. Tunjangan istri/suami dan anak, antara lain :
  - Tunjangan istri/suami sebesar 25% dari gaji pokok
  - Tunjangan anak sebesar 2% dari gaji pokok
- b. Fasilitas perumahan dinas diberikan kepada karyawan atau pimpinan perusahaan sesuai dengan kemajuan dan keuntungan perusahaan.
- c. Fasilitas kesehatan bagi karyawan, istri atau suami dan anak karyawan berupa sebuah poliklinik. Jika penyakit memerlukan penanganan khusus akan dirujuk ke rumah sakit rujukan.



- d. Pakaian kerja 2 pasang lengkap dengan alat – alat untuk perlindungan terhadap keselamatan kerja sebanyak 2 kali dalam setahun.
- e. Fasilitas transportasi berupa bus pegawai bagi karyawan yang rumahnya jauh dari lokasi pabrik.
- f. fasilitas pendidikan berupa kursus dan pelatihan yang diselenggarakan oleh perusahaan.
- g. Fasilitas peribadatan berupa masjid di lingkungan perusahaan.
- h. Uang bonus setiap tahun yang besarnya disesuaikan dengan keuntungan perusahaan dan uang tunjangan hari raya.
- i. Hak pensiun bagi karyawan yang telah memasuki masa pensiun.

#### **IV.7 Klasifikasi Pegawai**

Klasifikasi kepegawaian terutama berdasarkan latar belakang pendidikan formal. Beberapa jabatan penting masih ditambah dengan persyaratan lain di antaranya adalah pengalaman kerja, kepribadian, pendidikan khusus serta beberapa persyaratan lainnya.



## BAB VI

### EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi digunakan sebagai dasar pengambilan keputusan apakah pabrik tersebut layak atau tidak untuk didirikan. Tingkat profitabilitas dan kelayakan pabrik dapat diketahui melalui perhitungan *Return on Investment* (ROI), *Pay out Time* (POT), *Break Event Point* (BEP) dan *Shut Down Point* (SDP), Serta *Interest* (i) pada perhitungan *Discount Cash Flow Rate* (DCFR).

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

*Fixed Capital Investment* adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya.

Tabel 6.1 Fixed Capital Investment (FCI)

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Physical plant cost</i>	19,996,215.83	296,643,861,881.0
<i>Direct plant cost</i>	20,467,563.36	303,636,302,444.5
<i>Contractor fee</i>	818,702.53	12,145,452,097.8
<i>Contingency</i>	3,070,134.50	45,545,445,366.7
<b><i>Fixed Capital</i></b>	<b>44,352,616.23</b>	<b>657,971,061,789.93</b>

#### IV.2 Working Capital (WC)

*Working Capital* adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha (modal) dari suatu pabrik.

Tabel 6.2 Working Capital (WC)

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Fixed Capital</i>	44,352,616.23	657,971,061,789.93
<i>Working Capital</i>	4,928,068.47	73,107,895,754.44
<b><i>Capital Investment</i></b>	<b>49,280,684.70</b>	<b>731,078,957,544.37</b>



### IV.3 Biaya Produksi

#### IV.3.1 Manufacturing Cost (Biaya Produksi)

*Manufacturing cost* adalah biaya yang berhubungan secara langsung dengan proses produksi.

Tabel 6.3 Manufacturing Cost (Biaya Produksi)

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Direct manufacturing cost</i>	50,725,057.00	752,506,220,526.61
<i>Indirect manufacturing cost</i>	3,192,890.17	47,366,525,607.86
<i>Depreciation</i>	3,942,454.78	58,486,316,603.55
<i>Property taxes</i>	492,806.85	7,310,789,575.44
<i>Insurance</i>	492,806.85	7,310,789,575.44
<b><i>Manufacturing Cost</i></b>	<b>58,846,015.63</b>	<b>872,980,641,888.91</b>

#### IV.3.2 General Expenses

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

Tabel 6.4 General Expenses

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Administration</i>	1,765,380.47	26,189,419,256.67
<i>Sales</i>	2,942,300.78	43,649,032,094.45
<i>Research</i>	2,059,610.55	30,554,322,466.11
<i>Finance</i>	985,613.69	14,621,579,150.89
<b><i>General Expense</i></b>	<b>7,752,905.49</b>	<b>115,014,352,968.11</b>

### IV.4 Harga Jual Produk

Harga jual produk diperoleh dari perhitungan harga dasar produk ditambah dengan profit yang ingin diperoleh, tentunya dengan memperhatikan harga produk di pasaran,

Harga Dasar = Rp 21.955,44/ kg

Profit = 14%

Maka, diperoleh harga jual:

Harga Jual = Rp 25.104,44/ kg



## IV.5 Analisa Keuntungan

### IV.5.1. Keuntungan

Keuntungan yang diperoleh sebelum pajak pertambahan nilai (PPN) 3% adalah sebesar \$9,552,057.65 /tahun atau sebesar per Rp 141,704,775,254.24 tahun. Sementara, keuntungan setelah pajak pertambahan nilai (PPN) adalah \$ 9,265,495.92/tahun atau sebesar Rp 137,453,631,996.61 per tahun.

### IV.5.2. Return on Investment (ROI)

ROI adalah perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan kecepatan pengembalian modal yang diinvestasikan, ROI sebelum pajak = 19.38 %, dan ROI setelah pajak = 18.80 %

### IV.5.3. Pay Out Time (POT)

POT adalah waktu yang dibutuhkan (dalam tahun) untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun setelah ditambah dengan penyusutan, POT sebelum pajak = 3.4 tahun, dan POT setelah pajak = 3.47 tahun

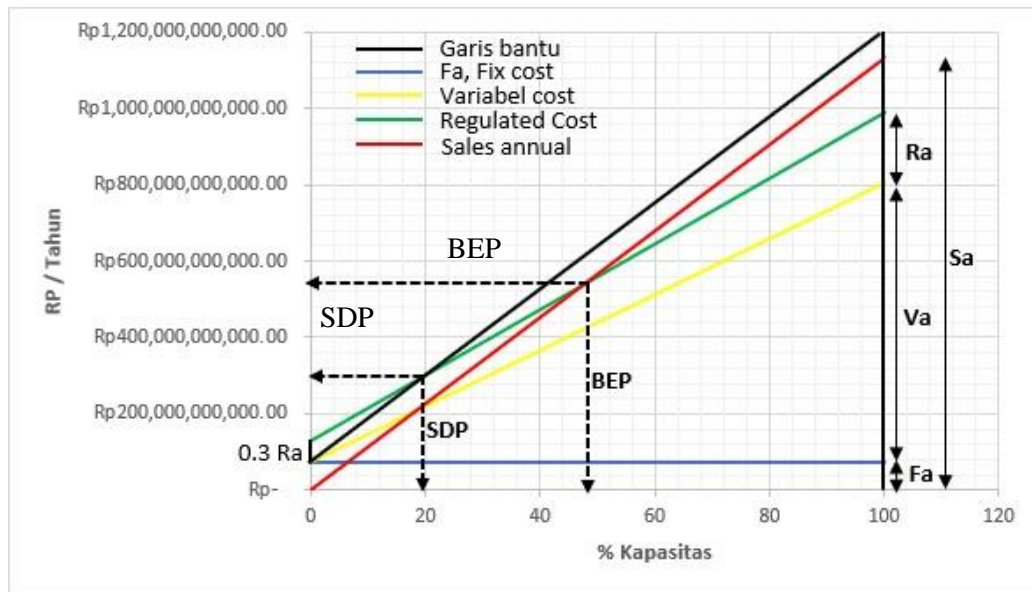
### IV.5.4. Break Event Point (BEP)

BEP adalah kondisi dimana perusahaan hanya mampu menjual produk yang setara nilainya dengan total biaya produksinya. Dengan kata lain, BEP adalah titik impas dimana perusahaan tidak mendapat untung maupun merugi saat penjualan berada pada titik tersebut, BEP = 47.29 %

### IV.5.5. Shut Down Point (SDP)

SDP adalah kondisi dimana penjualan produk pada persen kapasitas yang dimaksud hanya mampu untuk membayar *Fixed cost* dan tidak mampu membayar pengeluaran yang lain. Dengan kata lain, baik berproduksi maupun tidak berproduksi, pabrik tetap harus membayar biaya sebesar *fixed cost*, sehingga pada titik ini pabrik lebih baik untuk ditutup, SDP = 20.40%





Gambar 6.1 Grafik BEP dan SDP

#### IV.5.6. Analisis *Discounted Cash Flow* (DCF)

DCF merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh pada setiap tahun, didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada tiap tahun selama umur ekonomi pabrik. Trial and error nilai DCF dengan  $n$  (umur investasi) = 10 tahun, diperoleh DCF = 26,9 %.

Tabel 6.5 Analisis Kelayakan Ekonomi

No.	Parameter	Hasil	Standar Low Risk
1.	ROI	19.38 %	>11 %
2.	POT	3.4 Tahun	<5 Tahun
3.	BEP	47,29 %	40 – 60 %
4.	DCF	26.90 %	10 %



## **BAB V**

### **KESIMPULAN**

1. Ditinjau dari segi teknik yang meliputi pengadaan alat-alat produksi, penerapan teknologi, bahan baku maupun tenaga kerja, maka pabrik *Methyl chloride* dari *methanol* dan *hydrogen chloride* dengan kapasitas 45.000 ton/tahun menarik untuk dipertimbangkan dan dikaji lebih lanjut.
2. Ditinjau dari segi ekonomi yaitu evaluasi ekonomi yang dilakukan, maka pabrik ini menarik untuk dipertimbangkan dan dikaji lebih lanjut dengan melihat beberapa indikator sebagai berikut :
  - a. Nilai Return On Investment (ROI):
    - Nilai ROI sebelum pajak = 19.38 %
    - Nilai ROI setelah pajak = 18.80 %
  - b. Nilai Pay Out Time (POT)
    - Nilai POT sebelum pajak = 3.4 tahun
    - Nilai POT sesudah pajak = 3.47 tahun
  - c. Untuk nilai Break Event Point (BEP) = 47.29 %
  - d. Nilai Shut Down Point (SDP) = 20.40 %,
  - e. Nilai Discounted Cash Flow (DCF) = 26.90 %.

## DAFTAR PUSTAKA

- [1] Ariès, Robert S., and Robert D. Newton, 1955, "*Chemical Engineering Cost Estimation*", McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.
- [2] Brown, George Granger., 1950, "*Unit Operation*", John Wiley & Sons, Inc., New York.
- [3] Brownell, L. E., and Young, E. H., 1959, "*Process Equipment Design*", John Wiley & Sons, Inc., New York.
- [4] Geankoplis, Christie J., 1993, "*Transport Processes and Unit Operation*" 3<sup>rd</sup> ed., Prentice-Hall International, Inc., New Jersey.
- [5] Kern, Donald Q., 1983, "*Process Heat Transfer*", International Student Edition, McGraw-Hill Book Company Japan Ltd., Tokyo.
- [6] Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1998, "*Encyclopedia of Chemical Technology*", 4<sup>th</sup> ed., John Wiley and Sons, Inc., New York.
- [7] Ludwig, Ernest E., 1999, "*Applied Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol.1,2,3*", 3<sup>rd</sup> ed., Gulf Publishing Co., Texas.
- [8] Mandl C., I. Obernberger, F. Biederman, 2010, "*Modelling an Updraft Fixed Bed Gasifier Operated with Softwood Pellet*", Science Direct, Vol 4, Hal 1-4
- [9] McCabe, W. L., Smith, J. C., and Harriott, P., 1993, "*Unit Operations of Chemical Engineering*", 5<sup>th</sup> ed., McGraw-Hill Book Co., Singapore.

- [10] Perry, R. H., and Chilton, C.H., 2008, “*Perry’s Chemical Engineers Handbook*”, 8<sup>th</sup> ed., McGraw-Hill Companies, Inc., New York.
- [11] Peter, M. S., and Timmerhaus, K. D., 1991, “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, 4<sup>th</sup> ed., McGraw-Hill Book Co., Singapore.
- [12] Powell, Sheppard T., 1954, “*Water Conditioning for Industry*”, 1<sup>st</sup> ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.
- [13] PUSDATIN ESDM, 2013, “*Handbook of Energy and Economic Statistic of Indonesia*”, Kementrian Energi dan Sumber Daya Mineral Republik Indonesia.
- [14] Rase, F. H., 1977, “*Chemical Reactor Design for Process Plant vol. 2*”, John Wiley & Sons, New York.
- [15] Smith, J.M., and Van Ness, H.C., 2001, “*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*”, 6<sup>th</sup> ed., McGraw-Hill Book Co., Inc., New York.
- [16] Towler, Gavin., and Ray Sinnott., 2008, “*Chemical Engineering Design – Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*”, Elsevier, Inc., London.
- [17] Treyball, R. E., 1981, “*Mass Transfer Operation*”, 3<sup>rd</sup> ed., McGraw-Hill Book Company, Singapore.
- [18] Walas, Stanley M., 1990, “*Chemical Process Equipment*”, Butterworth-Heinemann, Newton.

[19] White, Frank M., 2011, "*Fluid Mechanics*", 7<sup>th</sup> ed., Mc Graw-Hill Inc., New York.

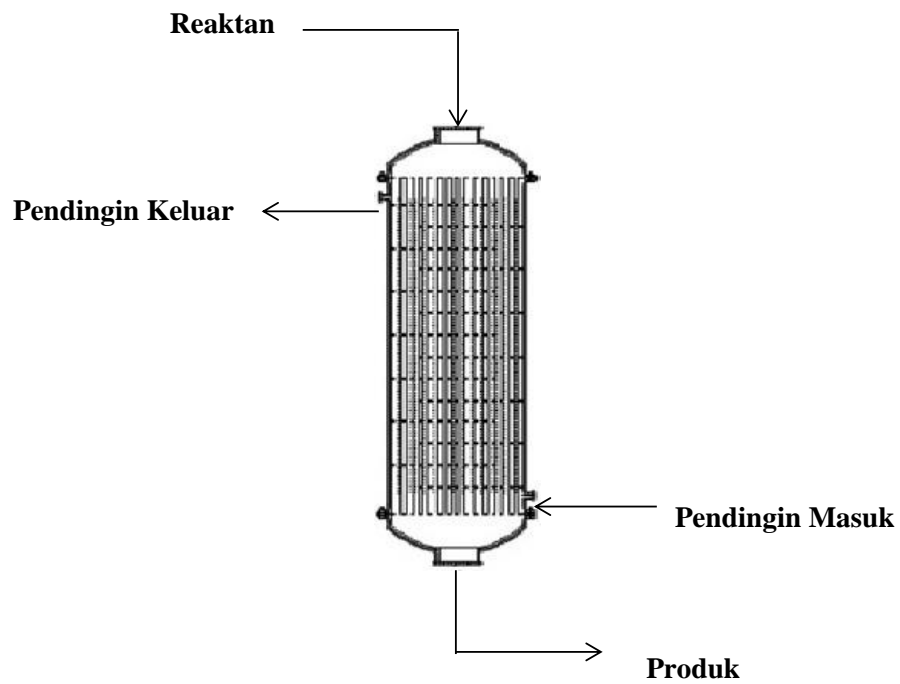
[20] [www.alibaba.com](http://www.alibaba.com) diakses pada 15 Agustus 2020 Pukul 14.22

[21] Yaws, Carls., 1999 "*Chemical Properties Handbook*", McGraw-Hill  
Companies, Inc., New York.

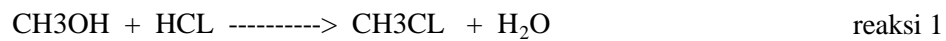
## REAKTOR (R-01)

Tugas : Mereaksikan  $\text{CH}_3\text{OH}$  dengan  $\text{HCL}$  menjadi  $\text{CH}_3\text{CL}$  menggunakan katalis alumina gel

Tipe : Fixed Bed Multitubular



Reaksi yang terjadi :



Kondisi Operasi :

Non adiabatik non isothermal

Tekanan di reaktor : 10 atm

Suhu di reaktor : 300-390 °C

Spesifikasi katalis alumina gel

Bentuk : Padat, Spherical

Porositas : 0,4

Diameter : 5 mm

Tabel stoikiometri

Komponen	Masuk	Terbentuk	Keluar
CH <sub>3</sub> OH	$F_{A0}$	$-F_{A0} \cdot X_A$	$F_{A0} - F_{A0} \cdot X_A$
HCL	$F_{B0}$	$-F_{A0} \cdot X_A$	$F_{B0} - F_{A0} \cdot X_A$
CH <sub>3</sub> CL	$F_{C0}$	$F_{A0} \cdot X_A$	$F_{A0} \cdot X_A$
H <sub>2</sub> O	$F_{D0}$	$F_{A0} \cdot X_A$	$F_{A0} \cdot X_A$

### Langkah Simulasi Reaktor

1. Mnyusunan model matematis
2. Menyusun persamaan pendukung
3. Menyelesaikan model matematis
4. Menghitung Perhitungan pelengkap

## 1. Menyusun model matematis

asumsi :

Kondisi steady state

Aliran plug flow, tidak ada gradien suhu dan konsentrasi kearah radial

Gas dianggap mengikuti hukum gas ideal

Suhu dalam katalis seragam

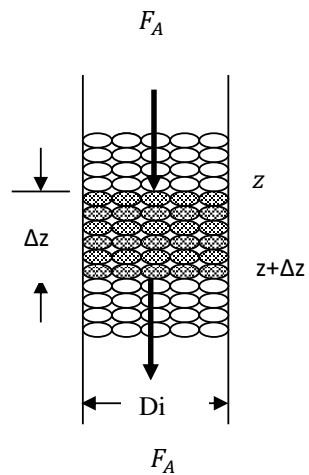
### Tinjauan elemen volume reaktor

#### a. Neraca Massa

Penyusunan model ditinjau satu tube

Elemen volume ( $\Delta V$ ) =  $A \times \Delta z$

$$= \frac{\pi}{4} \times Di^2 \times \Delta z$$



Neraca mol CH<sub>3</sub>OH pada elemen volume :

Input - Output + Regenerasi = Akumulasi

$$F_A|_z - [F_A|_{z+\Delta z} + (-r_A)\Delta V] = 0$$



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

$$-\left[F_A|_{z+\Delta z} - F_A|_z\right] = (-r_A)\Delta V$$

maka :

$$\Delta V = \frac{\pi \cdot Di^2}{4} \cdot \Delta z$$

Kedua ruas dibagi  $\Delta z$  dan di limitkan

$$-\left[F_A|_{z+\Delta z} - F_A|_z\right] = (-r_A) \frac{\pi \cdot Di^2 \cdot \Delta z}{4}$$

$$\text{sehingga : } \lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{-\Delta F_A}{\Delta z} = (-r_A) \frac{\pi \cdot Di^2}{4}$$

$$-\frac{dF_A}{dz} = (-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot Di^2}{4}$$

Dengan :

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

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

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

maka :

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

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

Untuk sejumlah  $N_t$  tube, persamaan diatas menjadi :

$$\frac{dX_A}{dz} = (-r_A) \frac{\pi \cdot D_i^2}{4 \cdot F_{A_0}} \times \rho \times N_t$$

Dengan persamaan kecepatan reaksi :

$$-r_1 = k_1 \cdot CA^2$$

$$k_1 = A_1 \cdot \exp\left(-\frac{E_1}{R \cdot T}\right)$$

Parameter Kinetik Pembentukan Metil Clorida

Reaksi	A	E (kJ/kmol)
Reaksi 1	$2,62 \cdot 10^3$	18,860

Keterangan :

$(-r_A)$  : Kecepatan reaksi CH<sub>3</sub>OH (kmol/gr-cat.s)

$X_A$  : Konversi CH<sub>3</sub>OH

$D_i$  : Diameter dalam tube (m)

$N_t$  : Jumlah tube

$z$  : Tebal tumpukan katalis (m)

$F_{A_0}$  : Kecepatan molar CH<sub>3</sub>OH (kmol/s)

$R$  : Konstanta gas ideal, 8,314 (Kj/Kmol.K)

$T$  : Suhu operasi (kelvin)

$k_1$  : Konstanta kecepatan reaksi

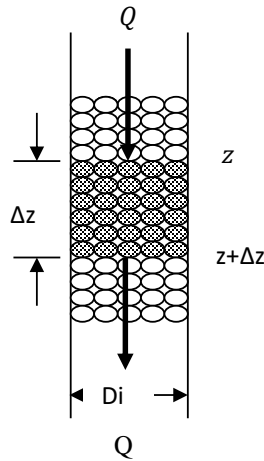
$CA$  : Konsentrasi CH<sub>3</sub>OH (atm)

$\rho$  : densitas silika-alumina, g/m<sup>3</sup>

## b. Neraca Panas didalam Tube

Neraca panas pada elemen volume, ditinjau satu tube.

Reaktor jenis fixed bed multitube mirip dengan alat penukar panas jenis shell and tube, dimana gas reaktan mengalir di dalam tube yang berisi tumpukan katalisator dan pendingin mengalir di bagian shell.



Input - Output + Regenerasi = Akumulasi

$$Q|_z - Q|_{z+\Delta z} + [Q_r - Q_p] = 0$$

Dimana  $Q_r$  pada elemen volume :

$$Q_R = (\sum r_A \cdot \Delta H_r) \cdot \Delta V$$

$$Q_R = (r_1 \cdot \Delta H_{r1}) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \cdot \Delta z$$

Dimana  $Q_p$  pada elemen volume :

$$Q_p = U d \cdot A \cdot (T - T_p)$$

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

$$Q_p = U d \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z \cdot (T - T_p)$$

Neraca panas pada elemen volume :

$$(\sum F_i \cdot C_{pi}) \cdot (T|_z - T_{ref}) - (\sum F_i \cdot C_{pi}) \cdot (T|_{z+\Delta z} - T_{ref}) + Q_r - Q_p =$$

$$T|_z - T|_{z+\Delta z} = \frac{Q_p - Q_r}{\sum F_i \cdot C_{pi}}$$

$$T|_z - T|_{z+\Delta z} = \frac{Ud \cdot \pi \cdot Do \cdot \Delta z \cdot (T - T_p) - [(r_1 \cdot \Delta H_{R1} \cdot \rho) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot Di^2 \cdot \Delta z]}{\sum F_i \cdot C_{pi}}$$

Kedua ruas dibagi  $\Delta z$  dan di limitkan

$$-\frac{dT}{dz} = \frac{Ud \cdot \pi \cdot Do \cdot (T - T_p) - [(r_1 \cdot \Delta H_{R1} \cdot \rho) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot Di^2]}{\sum F_i \cdot C_{pi}}$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{[(r_1 \cdot \Delta H_{R1} \cdot \rho) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot Di^2] - Ud \cdot \pi \cdot Do \cdot (T - T_p)}{\sum F_i \cdot C_{pi}}$$

Untuk sejumlah  $N_t$  tube, persamaan diatas menjadi :

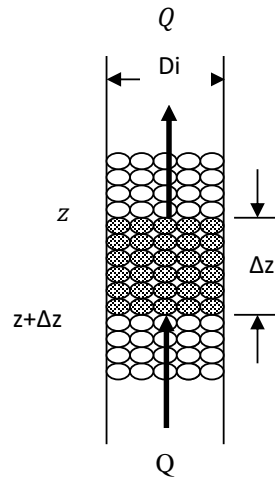
$$\frac{dT}{dz} = \frac{[(r_1 \cdot \Delta H_{R1} \cdot \rho) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot Di^2 \cdot N_t] - Ud \cdot \pi \cdot Do \cdot (T - T_p) \cdot N_t}{\sum F_i \cdot C_{pi}}$$

Keterangan :

- T : Suhu operasi (K)
- z : Tebal tumpukan katalis (m)
- $r_1$  : Kecepatan reaksi 1 (kmol/g-cat.s)
- $\Delta H_{R1}$  : Panas reaksi (Kj/Kmol)
- Di : Diameter luar tube (m)
- $N_t$  : Jumlah tube
- Ud : Koefisien perpindahan panas overall (Kj/s.m<sup>2</sup>.K)
- $T_p$  : Suhu pendingin (K)
- $F_i$  : Kecepatan molar komponen i (kmol/jam)
- $C_{pi}$  : Kapasitas panas komponen i (Kj/Kmol.K)

### c. Neraca Panas Media Pendingin

Aliran pendingin di shell counter current dengan aliran gas masuk tube.



Input - Output = Akumulasi

$$Fp \cdot Cpp \cdot (T|_{z+\Delta z} - Tref) + U \cdot \pi \cdot Do \cdot \Delta z \cdot (T - Tp) - Fp \cdot Cpp \cdot (T|_z - Tref) = 0$$

$$T|_{z+\Delta z} - T|_z = \frac{-U \cdot \pi \cdot Do \cdot \Delta z \cdot (T - Tp)}{Fp \cdot Cpp}$$

Kedua ruas dibagi  $\Delta z$  dan di limitkan

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{-Ud \cdot \pi \cdot Do \cdot (T - T_p)}{Fp \cdot Cpp}$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{Ud \cdot \pi \cdot Do \cdot (T_p - T)}{Fp \cdot Cpp}$$

Untuk sejumlah  $Nt$  tube, persamaan diatas menjadi :

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{Ud \cdot \pi \cdot Do \cdot (T_p - T) \cdot Nt}{Fp \cdot Cpp}$$

Keterangan:

- Do : Diameter luar tube (m)
- U : Koefisien perpindahan panas overall (Kj/jam.m<sup>2</sup>.K)
- Fp : Kecepatan molar pendingin (Kg/jam)
- C<sub>pp</sub> : Kapasitas panas pendingin (kj/Kmol.K)
- T : Suhu operasi (K)
- T<sub>p</sub> : Suhu pendingin (K)
- N<sub>t</sub> : Jumlah tube

#### d. Pressure Drop

Penurunan tekanan gas yang mengalir di dalam pipa yang berisi katalisator dapat dihitung dengan persamaan Tallmagade (Bird, R.b., "transport phenomena", ed 2, halaman 191)

$$\frac{dP}{dz} = \left[ 150 \left( \frac{1 - \varepsilon}{Rep} \right) + 4,2 \left( \frac{1 - \varepsilon}{Rep} \right)^{1/6} \right] \cdot \left( \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \cdot \frac{Gt^2}{\rho \cdot Dp}$$

Keterangan :

- P : Tekanan di tube (N/m<sup>2</sup>)
- Rep : Bilangan reynold di tube
- Dp : Diameter katalis (m)
- ε : Porositas (m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>)
- Gt : Flux massa di tube (Kg/m<sup>2</sup>.s)
- ρ gas : Densitas (Kg/m<sup>3</sup>)

#### e. Model matematis direaktor

1. Perubahan konversi CH<sub>3</sub>OH terhadap tinggi tumpukan katalis

$$\frac{dX_A}{dz} = (-r_A) \frac{\pi \cdot D_i^2}{4 \cdot F_{A_0}} \times N_t \times \rho$$

2. Perubahan suhu didalam tube terhadap tinggi tumpukan katalis

$$\frac{dT}{dz} = \frac{[(r_1 \cdot \Delta H_{r_1} \cdot \rho) \cdot \pi / 4 \cdot D_i^2 \cdot N_t] - U_d \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_p) \cdot N_t}{\sum F_i \cdot C_{pi}}$$

3. Perubahan suhu pendingin terhadap tinggi tumpukan katalis

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

4. Perubahan tekanan didalam tube terhadap tinggi tumpukan katalis

$$\frac{dP}{dz} = \left[ 150 \left( \frac{1 - \varepsilon}{Re_p} \right) + 4,2 \left( \frac{1 - \varepsilon}{Re_p} \right)^{1/6} \right] \cdot \left( \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \cdot \frac{Gt^2}{\rho \cdot D_p}$$

Selanjutnya persamaan diferensial simultan tersebut diselesaikan dengan program microsoft excel dengan metode euler.

## 2. Menyusun Persamaan Pendukung

a. Variabel perancangan

Pada perhitungan perancangan reaktor fixedbed multitubular ini besaran yang digunakan sebagai variabel perancangan adalah :

- Suhu reaktan masuk reaktor	:	573	K
- Tekanan reaktor	:	10	atm
- Suhu media pendingin keluar reaktor	:	560	K
- Bilangan reynold di tube	:	10,000	
- Massa media pendingin masuk reaktor	:	50,000	kg/jam
- Koefisien perpindahan panas kotor, Ud	:	4	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .oF

b. Ukuran tube

Menurut Sinnott hal 805, Tube diameter antara 0,625 - 2 in.

Dipilih Odt = 1.5 in, BWG = 18.

Sehingga Idt = 1.4 in. (Tabel 10 Kern).

c. Jumlah pipa

Jumlah pipa tube dihitung dari persamaan Kern."Process Heat Transfer" :

$$Gt = \frac{w}{at} \dots\dots\dots(1)$$

$$at = \frac{Nt \times at'}{n} \dots\dots\dots(2)$$

$$at' = \frac{\pi}{4} Di^2 \dots\dots\dots(3)$$

$$Ret = \frac{Gt \times Di}{\mu_{mix}} \text{ menjadi } Gt = \frac{Ret \times \mu_{mix}}{Di} \dots\dots\dots(4)$$

Persamaan (3) disubstitusi ke persamaan (2) menjadi :

$$at = \frac{Nt \times \frac{\pi}{4} \times Di^2}{n} \dots\dots\dots(5)$$

Persamaan (4) dan (5) disubstitusi ke persamaan (1) menjadi :

$$\frac{Ret \times \mu_{mix}}{Di} = \frac{w}{\frac{Nt \times \frac{\pi}{4} \times Di^2}{n}}$$

$$Nt = \frac{4 \times n \times w}{Ret \times \mu_{mix} \times \pi \times Di} \dots\dots\dots(6)$$

dimana  $\mu$  merupakan viskositas gas campuran :

$$\mu_{mix} = \frac{\sum y_i \cdot \mu_i \cdot \sqrt{BM_i}}{\sum y_i \cdot \sqrt{BM_i}} \dots\dots\dots(7)$$

Keterangan :

- Nt : Jumlah pipa
- w : Kecepatan massa total masuk reaktor (kg/s)
- Gt : Flux massa di tube (kg/s.m<sup>2</sup>)
- at : Luas penampang aliran tube (m<sup>2</sup>)
- at' : Luas penampang per tube (m<sup>2</sup>)
- n : Passes
- Ret : Bilangan reynold di tube
- $\mu_{mix}$  : Viskositas campuran gas (kg/m.s)
- Di : Diameter dalam tube (m)
- $y_i$  : Fraksi mol tiap kompinen
- $\mu_i$  : Viskositas tiap komponen (kg/m.s)



Bmi : Berat molekul tiap komponen (Kg/kmol)

Kondisi awal masuk reaktor, T = 573 K

w : 68,508.000 kg/jam = 19.03 kg/s

Di : 1.4 in = 0.03556 m

Ret : 10000

$\mu_{mix}$  didapat dari persamaan viskositas campuran gas pada 413 K :

Viskositas gas reaktan (Yaws, 1999)

$$\eta_{gas} = A + B T + C T^2$$

$\eta_{gas}$  = viscosity of gas, micropoise

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C
CH3OH	-3.9850	0.3873	-1.12.E-04
HCL	-28.6600	0.2351	2.21.E-04
CH3CL	44.2440	0.5620	-1.13.E-04
H2O	-7.4620	0.3047	-5.75.E-05

Komponen	yi	$\mu_i$ (Kg/m.s)	Bmi	$y_i \cdot \mu_i \cdot Bmi^{1/2}$	$y_i \cdot Bmi^{1/2}$
CH3OH	0.5000	1.811.E-05	28.054	4.795.E-05	2.6483
HCL	0.1667	1.786.E-05	60.053	2.307.E-05	1.2918
CH3CL	0.0600	3.292.E-05	31.999	1.117.E-05	0.3394
H2O	0.0000	1.482.E-05	86.090	0.000.E+00	0.0000
Total	0.7267			8.219.E-05	4.2795

Maka,  $\mu_{mix}$  :

$$\mu_{mix} = \frac{\sum y_i \cdot \mu_i \cdot \sqrt{Bmi}}{\sum y_i \cdot \sqrt{Bmi}} = 2.31710.E-05 \text{ kg/m.s}$$

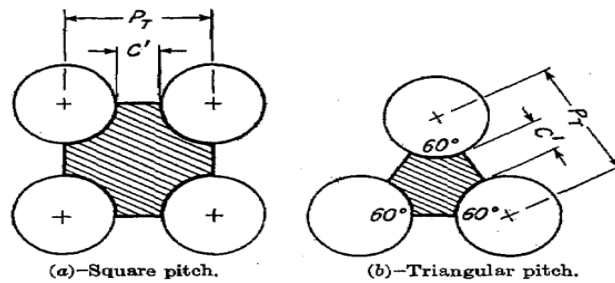
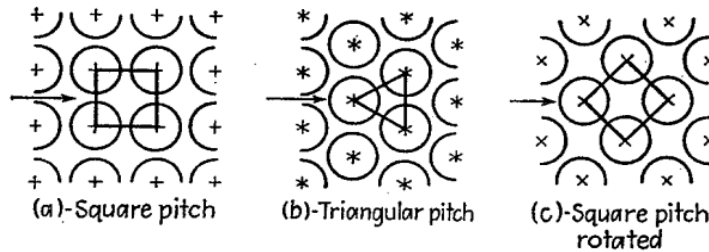
Sehingga, jumlah tube (Nt) :

$$Nt = \frac{4 \times n \times w.}{Ret \times \mu_{mix} \times \pi \times Di} = \frac{4 \times 1 \times 19,03 \text{ kg/s}}{10000 \times 2,31710 \cdot 10^{-5} \text{ kg/m.s} \times 3,14 \times 0,03556 \text{ m}}$$

$$Nt = 2942$$

d. Susuna tube

Pipa tube didalam reaktor dapat disusun secara triangular, bujur sangkar atau bujur sangkar yang dibalik (Kern."Process Heat Transfer". Hal 128).



Dipilih pipa tube dengan susuna triangular karena :

- Diameter reaktor susunan triangular lebih kecil daripada susunan bujur sangkar
- Perpindahan panas lebih baik karena jarak antar tube yang lebih dekat

e. Diameter ekuivalen

Untuk susunan triangular, diameter ekuivalen dihitung dengan persamaan :

$$De = \frac{4 \times (0,5 \cdot Pt \times 0,86 \cdot Pt - \frac{1}{2} \times \frac{\pi}{4} \times Do^2)}{\frac{1}{2} \times \pi \times Do} \dots\dots\dots(8)$$

(Kern.D.Q, hal 138)

Keterangan :

- De : Diameter ekuivalen (m)  
Pt = 1,25.Do : Jarak antar pusat sumbu tube (m)  
Do : Diameter luar tube (m)  
C = Pt - Do : Jarak antar diameter luar tube (m)

$$\text{Dimana : } Pt = 1,25.Do = 1,25 \times 1,5 \text{ in} = 1,875 \text{ in} = 0,047625 \text{ m}$$
$$C = Pt - Do = 1,875 \text{ in} - 1,5 \text{ in} = 0,375 \text{ in} = 0,00953 \text{ m}$$

sehingga :

$$De = \frac{4 \times (0,5 \cdot Pt \times 0,86 \cdot Pt - \frac{1}{2} \times \frac{\pi}{4} \times Do^2)}{\frac{1}{2} \times \pi \times Do}$$
$$De = \frac{4 \times (0,5 \times 1,875 \text{ in} \times 0,86 \times 1,875 \text{ in} - \frac{1}{2} \times \frac{3,14}{4} \times 1,5^2 \text{ in}^2)}{\frac{1}{2} \times 3,14 \times 1,5 \text{ in}}$$

$$De = 0,8541401 \text{ in} = 0,0216952 \text{ m}$$

f. Media pendingin

Sebagai media pendingin digunakan Dowterm A. Sifat fisis diperoleh dari CHAMCAD.

Kapasitas Panas cair, (J/kmol.K)

$$Cps = 1,4344 \cdot 10^5 + 3,7289 \cdot 10^2 \cdot T + 0,1115 \cdot T^2$$

Viskositas cair, (Pa.s)

$$\mu_s = \exp\left(-18,3854 + \frac{2177,41}{T} + 0,9572 \cdot \ln(T)\right)$$

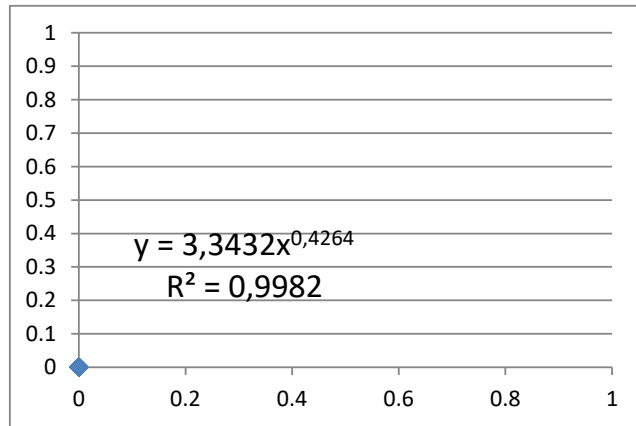
Konduktifitas termal cair, (j/s.m.K)

$$ks = 0,18557 - 1,599 \cdot 10^{-4} \cdot T$$

g. Diameter dalam shell

Diameter dalam shell diambil dari persamaan tabel. 9 Kern.D.Q., "Process Heat Transfer" hal 841. Untuk pipa tube dengan OD = 1,5 in dan Pt = 1,875 in dengan susunan triangular.

No	Nt	Ids (in)
1	18	12
2	27	13.25
3	36	15.25
4	48	17.25
5	61	19.25
6	76	21.25
7	95	23.25
8	115	25
9	136	27
10	160	29
11	184	31
12	215	33
13	246	35
14	275	37
15	307	39



Dari grafik diatas didapat hubungan Nt dan Ids :

$$Ids = 3,3432 \cdot Nt^{0,4264}$$

Keterangan :

Nt : Jumlah tube

Ids : Diameter dalam Shell (in)

maka :

$$Ids = 3,3432 \times 2942^{0,4264} = 100.7396 \text{ in} = 2.5588 \text{ m}$$

Bentuk shell : Silinder

Dihitung dengan persamaan 13.41 Sinnott.2008."Chemical Engineering Design Principle Practice and Economics of Plant and Process Design". Mc.Graw Hill hal.986.

$$ts = \frac{P_{gauge} \cdot Ids}{2 \cdot f \cdot \epsilon - 1,2 \cdot P_{gauge}} + C''$$

Keterangan :

- ts : Tebal dinding selongsong (m)  
 C'' : Faktor korosi (m)  
 Ids : Diameter dalam shell (m)  
 f : Tegangan yang diizinkan, fall (Pa)  
 ε : Efisiensi sambungan  
 P<sub>gauge</sub> : Tekanan terhitung alat (Pa)

Tekanan operasi di shell berfungsi menjaga fasa fluida yang mengalir di shell agar tidak menguap. Fluida yang mengalir di shell berupa dowterm A.

Menghitung tekanan uap dowterm A pada suhu trial :

Suhu dowterm trial = 560.0 K

Tekanan uap dowterm A, Pascal (CHAMACAD)

$$P^o = \exp\left(A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T) + D \cdot T^E\right)$$

Komponen	A	B	C	D	E
Dowterm A	29.1661	-7294.29	-0.5306	-2.086E-06	2

P<sup>o</sup> = 185111.7925 Pa = 1.8269113 atm

Tekanan prancangan normalnya 5-10% di atas tekanan operasi. Dipilih 10%. (Sinnott."Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 980).

P design = 2.0096 atm

$$= 203,622.97 \text{ Pa}$$

$$P_{\text{gauge}} = P_{\text{design}} - P_{\text{atmospheric}}$$

$$= 102,297.97 \text{ Pa}$$

Menurut Dennis Moss."Pressure Vessel Design Manual".Appendix H:material selection guide. Hal 464. Material pressure vessel dipilih berdasarkan suhu operasi. Dowterm A beroperasi pada suhu dibawah 412,78 K (775 °F).

Bahan konstruksi : Baja Karbon grade A 285

Allowable stress, fall = 12.900 psi

(Sinnott."Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 982)

Design Temperature, °F		Material	Plate	Pipe	Forgings	Fittings	Bolting
Cryogenic	-425 to -321	Stainless steel	SA-240-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-312-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-182-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-403-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-320-B8 with SA-194-8
	-320 to -151	9 nickel	SA-353	SA-333-8	SA-522-1	SA-420-WPL8	
Low temperature	-150 to -76	Carbon steel	SA-203-D	SA-333-3	SA-350-LF68	SA-420-WPL3	SA-320-L7 with SA-194-4
	-75 to -51		SA-203-A				
	-50 to -21		SA-516-55, 60 to SA-20	SA-333-6	SA-350-LF2	SA-420-WPL6	
	-20 to 4		SA-516-All	SA-333-1 or 6			
	5 to 32		SA-285-C				
Intermediate	33 to 60 61 to 775	SA-516-All SA-515-All SA-455-II	SA-53-B SA-106-B	SA-105 SA-181-60,70	SA-234-WPB	SA-193-B7 with SA-194-2H	
Elevated Temperature	776 to 875	C-½Mo	SA-204-B	SA-335-P1	SA-182-F1		SA-234-WP1
	876 to 1000	1Cr-½Mo	SA-387-12-1	SA-335-P12	SA-182-F12	SA-234-WP12	
		1Cr-½Mo	SA-387-11-2	SA-335-P11	SA-182-F11	SA-234-WP11	
	1001 to 1100	2¼Cr-1Mo	SA-387-22-1	SA-335-P22	SA-182-F22	SA-234-WP22	with SA-193-B5 SA-194-3
	1101 to 1500	Stainless steel	SA-240-347H	SA-312-347H	SA-182-347H	SA-403-347H	SA-193-BB with SA-194-B
		Incoloy	SB-424	SB-423	SB-425	SB-366	
Above 1500	Inconel	SB-443	SB-444	SB-446	SB-366		

**Table 13.2.** Typical Maximum Allowable Stresses for Plates Under ASME BPV Code Sec. VIII D.1 (The Appropriate Material Standards Should be Consulted for Particular Grades and Plate Thicknesses)

Material	Grade	Min Tensile Strength (ksi)	Min Yield Strength (ksi)	Maximum Temperature (°F)	Maximum Allowable Stress at Temperature °F (ksi = 1000 psi)				
					100	300	500	700	900
Carbon steel	A285	45	24	900	12.9	12.9	12.9	11.5	5.9

Killed carbon steel	Gr A A515 Gr 60	60	32	1000	17.1	17.1	17.1	14.3	5.9
Low alloy steel 1/4 Cr, 1/2 Mo, Si	A387 Gr 22	60	30	1200	17.1	16.6	16.6	16.6	13.6
Stainless steel 13 Cr	410	65	30	1200	18.6	17.8	17.2	16.2	12.3
Stainless steel 18 Cr, 8 Ni	304	75	30	1500	20.0	15.0	12.9	11.7	10.8
Stainless steel 18 Cr, 10 Ni, Cb	347	75	30	1500	20.0	17.1	15.0	13.8	13.4
Stainless steel 18 Cr, 10 Ni, Ti	321	75	30	1500	20.0	16.5	14.3	13.0	12.3
Stainless steel 16 Cr, 12 Ni, 2 Mo	316	75	30	1500	20.0	15.6	13.3	12.1	11.5

$$f_{all, f} = 12.900 \text{ psi} \times \frac{1 \text{ atm}}{14,7 \text{ psi}} \times \frac{101.325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}} = 88917857.14 \text{ Pa}$$

Untukantisipasi kondisi korosi yang parah, faktor korosi dipilih 4 mm.  
(Sinnott."Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 985)

$$C'' = 4 \text{ mm} = 0.004 \text{ m}$$

Efisiensi sambungan = 0,7 untuk sambungan las ganda.

$$\epsilon = 70 \% \quad (\text{Table 13.3 Sinnott})$$

Jadi tebal dinding shell :

$$ts = \frac{P_{gauge} \cdot Ids}{2 \cdot f \cdot E - 1,2 \cdot P_{gauge}} + C'' = 0.006102731 \text{ m} = 0.240265019 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih } ts \text{ standar} = 0.25 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 Brown and young. Dipilih OD shell standar = 108 in

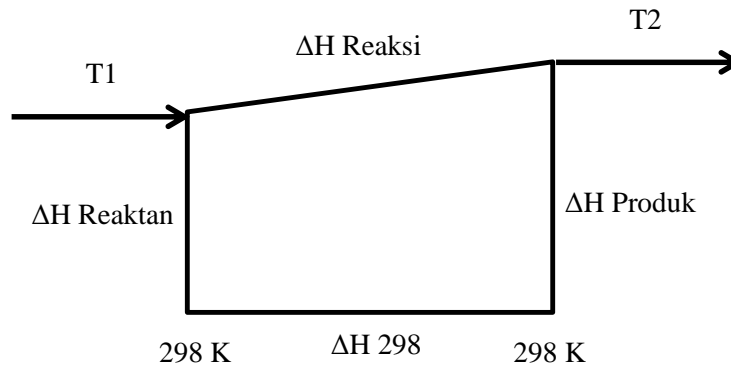
$$\text{OD shell} = Ids + 2 \times ts$$

sehingga :

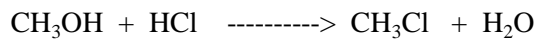
$$ids = OD - 2 \times ts = 108 \text{ in} - 2 \times 0.25 = 107.5 \text{ in} \\ 2.7305 \text{ m}$$

### 1. Panas reaksi

Panas reaksi dihitung berdasarkan hukum Hess :



Reaksi 1 :



$$\Delta H_{R1} = \Delta H_{Reaktan} + \Delta H_{R298} + \Delta H_{produk}$$

Dimana :

$$\Delta H_{reaktan} = \int_{T1}^{298} \sum C_p \text{ reaktan} . dT$$

$$\Delta H_{298} = \sum \Delta H_{298} \text{ produk} - \sum \Delta H_{298} \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_{produk} = \int_{298}^{T2} \sum C_p \text{ produk} . dT$$

Keterangan :

$\Delta H_{R1}, \Delta H_{R2}$  : Panas reaksi 1 dan 2 (Kj/kmol)

$\Delta H_{R298}$  : Entalpi pada 298 K (Kj/kmol)

T1, T2 : Suhu reaksi (K)

$C_{p\text{produk}}$  : Kapasitas panas komponen produk (Kj/kmol.K)

$C_{p\text{reaktan}}$  : Kapasitas panas komponen reaktan (Kj/kmol.K)

$\Delta H_{produk}$  : Entalpi pada produk (Kj/kmol)

$\Delta H_{reaktan}$  : Entalpi pada reaktan (Kj/kmol)



m. Sifat fisis komponen

Entalpi komponen pada 298 K

komponen	$\Delta H_f$ , Kj/mol
CH <sub>3</sub> OH	-201.17
HCL	-92.3
CH <sub>3</sub> CL	-86.32
H <sub>2</sub> O	-241.8

Kapasitas panas gas

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

$C_p$  = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
CH <sub>3</sub> OH	4.0046.E+01	-3.8287.E-02	2.4529.E-04	-2.1679.E-07	5.9909.E-11
HCL	2.9244.E+01	-1.2615.E-03	1.1210.E-06	4.9676.E-09	-2.4963.E-12
CH <sub>3</sub> CL	2.7385.E+01	2.6036.E-02	1.0320.E-04	-1.0887.E-07	3.1642.E-11
H <sub>2</sub> O	3.3933.E+01	-8.4186.E-03	2.9906.E-05	-1.7825.E-08	3.6934.E-12

### 3. Penyelesaian model matematis

Persamaan model matematis diselesaikan dengan program microsoft excel dengan metode euler.

$$Z_{n+1} = Z_n + \Delta z$$

$$X_{An+1} = X_{An} + \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \cdot \Delta Z$$

$$T_{n+1} = T_n + \frac{\Delta T}{\Delta Z} \cdot \Delta Z$$

$$T_{pn+1} = Tpn + \frac{\Delta Tp}{\Delta z} \cdot \Delta z$$

$$P_{n+1} = Pn + \frac{\Delta P}{\Delta z} \cdot \Delta z$$

a. Kondisi direaktor

Suhu gas masuk (T1)	:	573	K
Tekanan gas masuk (P)	:	10	atm
Suhu pendingin masuk (Tp1)	:	504.414	K
Massa media pendingin (Mp)	:	50,000	Kg/jam
Suhu gas keluar (T2)	:	662.15	K
Pressure drop ( $\Delta P$ )	:	0.003	atm
Suhu pendingin keluar (Tp2)	:	560.00	K
Konversi	:	0.92164	
Tinggi tumpukan katalis (z)	:	12.9	m

b. Tube triangular pitch

Diameter dalam tube (Do)	:	0.03556	m =	1.4	in
Diameter luar tube (Di)	:	0.0381	m =	1.5	in
Jumlah pipa (Nt)	:	2942			
Pitch (Pt)	:	0.04763	m =	1.875	in
Diameter ekuivalen (De)	:	0.0217	m =	0.854140127	in
Clearance (C)	:	4	m =	157.480315	in
Diameter dalam shell (IDs)	:	2.7305	m =	107.5000	in
Baffle (B) : IDs/5	:	0.5461	m =	21.5	in

#### 4. Menghitung perhitungan pelengkap

Perhitungan pelengkap terdiri dari :

a. Tebal tutup reaktor

Bentuk tutup reaktor Torispherical karena alat beroperasi 15-200 psig.

(Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New Yoerk. Hal 88).

Tebal penutup dihitung dengan persamaan :

$$t = \frac{0,885.P_{gauge}.I_{ds}}{f.\epsilon - 0,1.P_{gauge}} + C''$$

Keterangan :

- t : Tebal tutup reaktor (m)
- C'' : Faktor korosi (m)
- I<sub>ds</sub> : Diameter dalam shell (m)
- f : Tegangan yang diizinkan, fall (Pa)
- P<sub>gauge</sub> : Tekanan terhitung alat (Pa)
- ε : Efisiensi sambungan

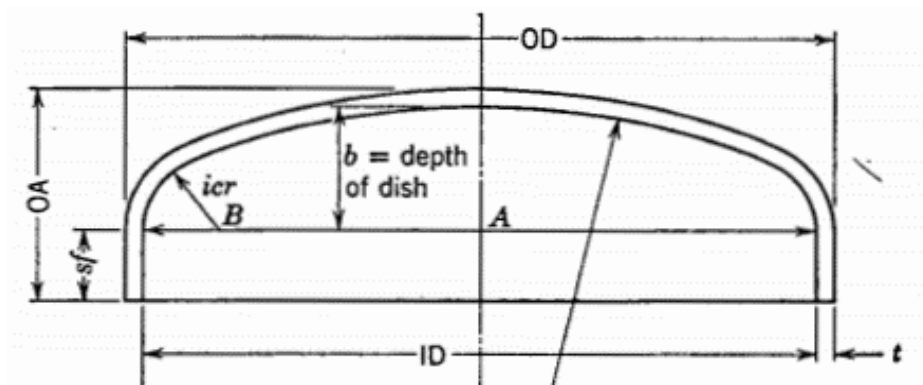
- Tekanan operasi : 10 atm
- Tekanan perancangan : 110% x 10 atm = 11 atm
- Tekanan gauge : P<sub>op</sub> - P atm = 10 atm
- : P<sub>gauge</sub> atm x 101.325 Pa/atm
- : 1013250 Pa

$$t = \frac{0,885.P_{gauge}.I_{ds}}{f.\epsilon - 0,1.P_{gauge}} + C'' = 0.0434024 \text{ m} = 1.70876 \text{ in}$$

Dipilih tebal tutup reaktor standar = 1.625 in

Table 5.7 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New Yoerk.

b. Tinggi penutup reaktor







**Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads**  
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.) <i>t</i>	Standard Straight Flange (in.) <i>sf</i>	Inside-corner Radius (in.) <i>icr</i>
3/16	1 1/2-2	9/16
1/4	1 1/2-2 1/2	3/4
5/16	1 1/2-3	15/16
3/8	1 1/2-3	1 1/8
7/16	1 1/2-3 1/2	1 5/16
1/2	1 1/2-3 1/2	1 1/2
5/8	1 1/2-3 1/2	1 7/8
3/4	1 1/2-3 1/2	2 1/4
7/8	1 1/2-4	2 5/8
1	1 1/2-4	3
1 1/8	1 1/2-4 1/2	3 3/8
1 1/4	1 1/2-4 1/2	3 3/4
1 3/8	1 1/2-4 1/2	4 1/8
1 1/2	1 1/2-4 1/2	4 1/2
1 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

Dari table 5.6 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New Yoerk. Pada  $t = 0.375$  in,  $sf = 1.5 - 3$  in.

Dipilih  $sf = 1.5$  in

$$OA = t + b + sf \quad \dots(1) \quad b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \quad \dots(2)$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr \quad \dots(3) \quad BC = r - icr \quad \dots(4)$$

Penyelesaian :

$$BC = r - icr = 102 \text{ in} - 6.5 \text{ in} = 95.5 \text{ in} = 2 \text{ m}$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr = \frac{107.5 \text{ in}}{2} - 6.5 \text{ in} = 47 \text{ in} = 1.2 \text{ m}$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 102 \text{ in} - \sqrt{95.5^2 - 47^2} \text{ in} = 19 \text{ in}$$

$$= 0.4828$$

$$OA = t + b + sf = 20.8829 \text{ in} = 0.53043 \text{ m}$$

c. Tinggi total reaktor

Tinggi reaktor = Tinggi tumpukan katalis + 2 x Tinggi tutup reaktor

$$\text{Tinggi reaktor} = 12.9 \text{ m} + 2 \times 0,53043 \text{ m} = 13.9609 \text{ m}$$

### 5. Neraca Massa Overall

komponen	BM	Masuk	Keluar
		Kg/jam	Kg/jam
CH <sub>3</sub> COH	32.042	3,915.479	309.32
HCL	36.461	4,455.474	351.98
CH <sub>3</sub> CL	50.488	0.000	5682.16
H <sub>2</sub> O	18.015	0.000	2027.49
Total		8,370.953	8370.953

### 6. Neraca Panas Overall

a. Panas gas masuk reaktor

Suhu reference = 298 K

Panas gas masuk, pada suhu (T1) = 573 K

Kapasitas panas fasa gas :

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

$C_p$  = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	Konstanta Cpi gas				
	A	B	C	D	E
CH <sub>3</sub> OH	4.00.E+01	-3.83.E-02	2.45.E-04	-2.17.E-07	5.99.E-11
HCL	2.92.E+01	-1.26.E-03	1.12.E-06	4.97.E-09	-2.50.E-12
CH <sub>3</sub> CL	2.74.E+01	2.60.E-02	1.03.E-04	-1.09.E-07	3.16.E-11
H <sub>2</sub> O	3.39.E+01	-8.42.E-03	2.99.E-05	-1.78.E-08	3.69.E-12

Komponen gas masuk reaktor

Komponen	BM	Kg/jam	fi, Kmol/jam
CH <sub>3</sub> OH	32.042	3,915.479	122.1983467
HCL	36.461	4,455.474	122.1983467
CH <sub>3</sub> CL	50.488	0.000	0
H <sub>2</sub> O	18.015	0.000	0
Total		8,370.953	244.3966934

Panas gas masuk reaktor :

$$\int_{298}^{T1} dQ = \int_{298}^{T1} \sum fi.Cpi.dT \quad \text{sehingga :} \quad \Delta Q = \sum fi.Cpi |(T1 - 298)$$

Komponen	fi.Cpi (Kj/jam.K)				
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>	D.T <sup>3</sup>	E.T <sup>4</sup>
CH <sub>3</sub> OH	4.89.E+03	-4.68.E+00	3.00.E-02	-2.65.E-05	7.32.E-09
HCL	3.57.E+03	-1.54.E-01	1.37.E-04	6.07.E-07	-3.05.E-10
CH <sub>3</sub> CL	0.00.E+00	0.00.E+00	0.00.E+00	0.00.E+00	0.00.E+00
H <sub>2</sub> O	0.00.E+00	0.00.E+00	0.00.E+00	0.00.E+00	0.00.E+00
Total	8.47.E+03	-4.83.E+00	3.01.E-02	-2.59.E-05	7.02.E-09

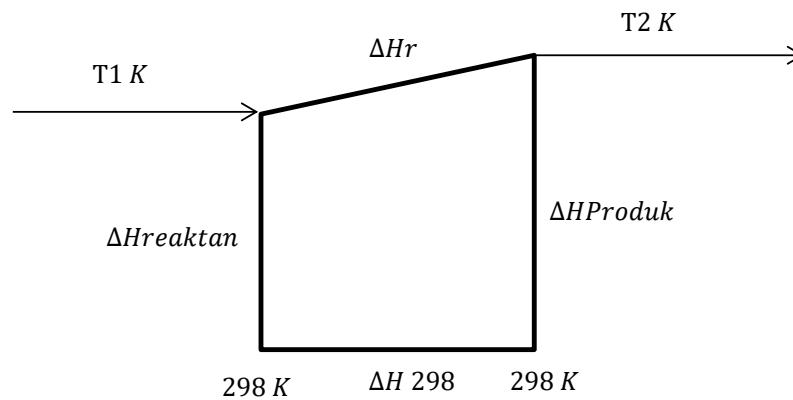
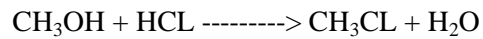
	integral fi.Cpi (Kj/jam.K)				
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>	D.T <sup>4</sup>	E.T <sup>5</sup>
Total	8.47.E+03	-2.42.E+00	1.00.E-02	-6.47.E-06	1.40.E-09

$$\Delta Q = \sum fi.Cpi |(T1 - 298) = 2,809,170.54 \quad \text{Kj/jam}$$

b. Panas reaksi

Suhu gas masuk (T1) : 573 K

Suhu gas keluar (T2) : 662.2 K



$$\Delta H^{\circ}_{298} = \sum \Delta H^{\circ} \text{Produk}_{298} - \sum \Delta H^{\circ} \text{Reaktan}_{298}$$

$$\Delta H_{reaktan} = \int_{T_1}^{298} C_p \text{ reaktan} \cdot dT$$

$$\Delta H_{produk} = \int_{298}^{T_2} C_p \text{ produk} \cdot dT$$

$$\Delta H_r = \Delta H_{reaktan} + \Delta H_{o_{298}} + \Delta H_{produk}$$

**Panas reaksi 1 :**  $\text{CH}_3\text{OH} + \text{HCL} \text{ -----} > \text{CH}_3\text{CL} + \text{H}_2\text{O}$

$$\Delta H^{\circ}_{298} = [(-86.32) + (-241,8)] \text{ kJ/mol} - [(-201.17) + (-92.30)] \text{ kJ/mol}$$

$$= -34.65 \text{ kJ/mol} =$$

$$= -34,650.00 \text{ KJ/kmol}$$



Panas Reaktan

	Konstanta Cpi reaktan				
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>	D.T <sup>3</sup>	E.T <sup>4</sup>
∑Cp reaktan	6.93.E+01	-3.95.E-02	2.46.E-04	-2.12.E-07	5.74.E-11

	integral Cpi reaktan				
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>	D.T <sup>4</sup>	E.T <sup>5</sup>
∫∑Cp reaktan	6.93.E+01	-1.98.E-02	8.21.E-05	-5.30.E-08	1.15.E-11

$$\Delta H_{reaktan} = \int_{T_1}^{298} C_p \text{ reaktan} \cdot dT$$

$$\Delta H_{reaktan} = C_p \text{ reaktan} \times (298 - T_1)$$

$$\Delta H_{reaktan} = -22,988.613 \quad \text{Kj/Kmol}$$

Panas Produk

	Konstanta Cpi produk				
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>	D.T <sup>3</sup>	E.T <sup>4</sup>
∑Cp produk	6.13.E+01	1.76.E-02	1.33.E-04	-1.27.E-07	3.53.E-11

	integral Cpi produk				
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>	D.T <sup>4</sup>	E.T <sup>5</sup>
∫∑Cp produk	6.13.E+01	8.81.E-03	4.44.E-05	-3.17.E-08	7.07.E-12

$$\Delta H_{produk} = \int_{298}^{T_2} C_p \text{ produk} \cdot dT$$

$$\Delta H_{produk} = C_p \text{ produk} \times (T_2 - 298)$$

$$\Delta H_{produk} = 32,159.955 \quad \text{Kj/Kmol}$$

$$\Delta H_r = \Delta H_{reaktan} + \Delta H_{o_{298}} + \Delta H_{produk} = -25,478.66 \quad \text{Kj/Kmol}$$

c. Panas gas keluar reaktor

Suhu reference = 298.000 K

Panas gas keluar, pada suhu (T2)= 662.15 K

Komponen gas keluar reaktor

Komponen	BM	Kg/jam	fi, Kmol/jam
CH <sub>3</sub> OH	32.042	309.323	9.653673304
HCL	36.461	351.982	9.653657332
CH <sub>3</sub> CL	50.488	5682.16	112.5447631
H <sub>2</sub> O	18.015	2027.49	112.5445462
Total		8370.955	244.39664

$$\text{Panas gas masuk reaktor : } \int_{298}^{T2} dQ = \int_{298}^{T2} \sum f_i \cdot C_{pi} \cdot dT$$

Komponen	fi.Cpi (Kj/jam.K)				
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>	D.T <sup>3</sup>	E.T <sup>4</sup>
CH <sub>3</sub> OH	3.87.E+02	-3.70.E-01	2.37.E-03	-2.09.E-06	5.78.E-10
HCL	2.82.E+02	-1.22.E-02	1.08.E-05	4.80.E-08	-2.41.E-11
CH <sub>3</sub> CL	3.08.E+03	2.93.E+00	1.16.E-02	-1.23.E-05	3.56.E-09
H <sub>2</sub> O	3.82.E+03	-9.47.E-01	3.37.E-03	-2.01.E-06	4.16.E-10
Total	7.57.E+03	1.60.E+00	1.74.E-02	-1.63.E-05	4.53.E-09

	integral fi.Cpi (Kj/jam.K)				
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>	D.T <sup>4</sup>	E.T <sup>5</sup>
Total	7.57.E+03	8.00.E-01	5.79.E-03	-4.08.E-06	9.06.E-10

$$\int_{298}^{T2} dQ = \int_{298}^{T2} \sum f_i \cdot C_{pi} \cdot dT$$

$$\Delta Q = \sum f_i \cdot C_{pi} | (T2 - 298) = 3,574,126.19 \text{ Kj/jam}$$

d. Panas yang diserap pendingin

Komponen	BM	kg/jam	fi, kmol/jam
Dowterm A	166	50,000	301.2048193

Cp pendingin dowterm, J/kmol.K

$$C_{pp} = 1,4344 \cdot 10^5 + 3,7289 \cdot 10^2 \cdot T + 0,1115 \cdot T^2$$

komponen	A	B	C
Dowterm A	1.4344E+05	3.7289E+02	1.1150E-01

Suhu reference = 298 K

Panas pendingin masuk, pada suhu (Tp1) = 504.414 K

$$\int_{298}^{Tp1} dQ = \int_{298}^{Tp1} \sum f_i \cdot C_{pi} \cdot dT$$

Komponen	fi.Cpp, (j/K)		
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>
Dowterm A	4.3205E+07	1.1232E+05	3.3584E+01

Komponen	integral fi.Cpp, (j/K)		
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>
Dowterm A	4.3205E+07	5.6158E+04	1.1195E+01

$$\int_{298}^{Tp1} dQ = \int_{298}^{Tp1} \sum f_i \cdot C_{pi} \cdot dT$$

$$\Delta Q = \sum f_i \cdot C_{pi} | (Tp1 - 298) = 19,359,949,613.86 \text{ J/jam}$$

$$= 19,359,949.61 \text{ Kj/jam}$$

Suhu reference = 298 K

Panas pendingin keluar, pada suhu (Tp2) = 560.0 K

$$\int_{298}^{Tp1} dQ = \int_{298}^{Tp1} \sum f_i \cdot C_{pi} \cdot dT$$

Komponen	fi.Cpp, (j/K)		
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>
Dowterm A	4.3205E+07	1.1232E+05	3.3584E+01

Komponen	integral fi.Cpp, (j/K)		
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>
Dowterm A	4.3205E+07	5.6158E+04	1.1195E+01

$$\int_{298}^{Tp1} dQ = \int_{298}^{Tp1} \sum fi.Cpi.dT$$

$$\Delta Q = \sum fi.Cpi |(Tp1 - 298) = 25,613,514,473.1 \text{ J/jam}$$

$$= 25,613,514.47 \text{ Kj/jam}$$

$$\text{Panas yang diserap} = \text{Panas pendingin keluar} - \text{Panas masuk pendingin}$$

$$= 6,253,564.86 \text{ Kj/jam}$$

Sehingga, neraca panas overall pada reaktor :

Panas Masuk, Kj/jam		Panas Keluar, Kj/jam	
Panas Gas Masuk	2,809,170.54	Panas Gas Keluar	3,574,126.19
Panas Reaksi	7,018,520.50	Beban Pendingin	6,253,564.86
Total	9,827,691.05	Panas Keluar	9,827,691.05

## 7. Pressure drop di shell (Media pendingin)

**Pressure drop pada shell dihitung dari persamaan 7.44 Kern :**

Fluida di shell berupa dowtherm A.

$$\Delta P_s = \frac{f.Gs^2.Ds.(N+1)}{5,22.10^{10}.De.s}$$

Diketahui :

De : 0.0216952 m  
 Massa pendingin (Mp) : 50,000 Kg/jam = 13.8888889 Kg/s  
 BM Dowterm A : 166 Kg/kmol  
 Ids : 2.7305 m  
 C' : 0.009525 m  
 Pt : 0.047625 m

Menurut Kern pada "Process Heat Transfer" jarak antar baffle dapat dipasang berdekatan atau berjauhan. Jarak antar baffle biasanya tidak lebih besar dari diameter dalam shell atau satu per lima dari diameter dalam shell. Maka :

$$B = \frac{Ids}{5} = \frac{2,7305m}{5} = 0.5461 \text{ m}$$

Dari persamaan 7.1 Kern. "Process Heat Transfer", luas penampang di Shell :

$$as = \frac{Ids \times C' \times B}{Pt} = \frac{2,7305m \times 0,0095m \times 0,5461 m}{0,047625 m} = 0.29822521 \text{ m}^2$$

Dari persamaan 7.2 Kern. "Process Heat Transfer", kec.massa per luas di Shell :

$$Gs = \frac{Mp}{as} = \frac{50.000 \text{ kg/j}}{0,298225 \text{ m}^2} = \begin{matrix} 167658.53 \text{ Kg/jam.m}^2 \\ 34284.723 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{matrix}$$

#### Viskositas cair dowtherm A

Diperoleh dari CHAMCAD

$$\mu_s = \exp\left(A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T)\right)$$

$\mu_s = \text{Pa.s}$

Komponen	A	B	C
Dowterm A	-1.8385E+01	2.1774E+03	9.5726E-01

suhu fluida di shell masuk : 504.414 K

$$\mu_s = 0.000300138 \text{ Pa.s}$$

$$0.000300138 \text{ kg/m.s}$$

maka :

$$Re_s = \frac{De \cdot G_s}{\mu_s} = \frac{0,0216952 \times 167.658,53 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}}{0,000300138 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}} = 3366.39731$$

menghitung faktor friksi dengan persamaan 3.47b Kern hal 53 :

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re_s^{0,42}} = 0.012213537$$

menghitung (N+1) = L/B :

$$(N + 1) = \frac{12.9 \text{ m}}{0,5461 \text{ m}} = 23.622047$$

menghitung s pada suhu : 504.414 K.  $s = \frac{\rho \text{ dowtherm } A}{\rho \text{ air}} = \frac{\rho \text{ dowtherm } A}{1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$

Densitas cair dowtherm :

$$Y = \frac{0,538831}{0,265125 \left( 1 + \left( 1 - \frac{T}{770,15} \right)^{0,306928} \right)} = \begin{array}{l} 5.29553981 \text{ kmol/m}^3 \\ 879.0596084 \text{ kg/m}^3 \end{array}$$

maka :

$$s = \frac{\rho \text{ dowtherm } A}{1000} = 0.8790596$$

$$\Delta Q = \sum f_i \cdot C_{pi} | (T1 - 298) =$$

sehingga pressure drop di shell :

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s} = \frac{0,0122135 \times 34284.723^2 \frac{\text{lb}^2}{\text{ft}^4 \cdot \text{jam}^2} \times 107.5 \text{ in} \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}} \times 23}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0217 \text{ ft} \times 0.879}$$

$$\Delta P_s = 3.0516577 \text{ psf}$$
$$0.0014434 \text{ atm}$$

### **8. Luas perpindahan panas**

$$A = \pi \cdot Odt \cdot L \cdot Nt$$

$$\pi = 3.14$$

$$Odt = 1.5 \text{ in}$$

$$L = 507.874 \text{ in}$$

$$Nt = 2942 \text{ buah}$$

$$A = 7037841.8 \text{ in}^2$$

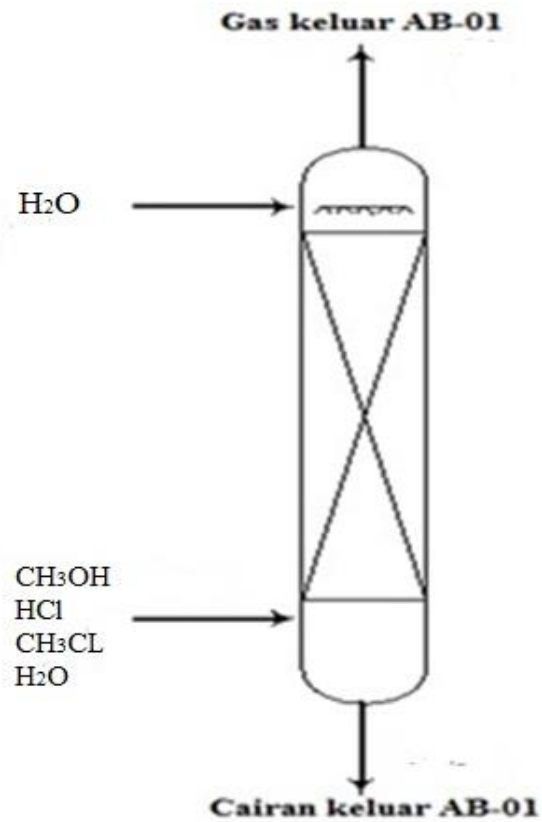
$$48873.902 \text{ ft}^2$$

## RINGKASAN REAKTOR (R-01)

Jenis reaktor	=	Fixed Bed Multitube		
katalis	=	Pd/Au/SiO <sub>2</sub>		
Material shell reaktor	=	Carbon steel		
Suhu gas masuk (T1)	=	573	K	
Suhu gas keluar (T2)	=	662.15	K	
Tekanan gas masuk (P)	=	10	atm	
Pressure drop di tube	=	0.009	atm	
Tekanan gas keluar	=	9.991	atm	
Tinggi tumpukan katalis (z)	=	12.9	m	
Diameter dalam tube (Do)	=	0.03556	m =	1.4 in
Diameter luar tube (Di)	=	0.0381	m =	1.5 in
Jumlah pipa (Nt)	=	2942		
Pitch (Pt)	=	0.04763	m =	1.875 in
Diameter ekuivalen (De)	=	0.0217	m =	0.854140127 in
Clearance (C)	=	4	m =	157.480315 in
Baffle (B) : IDs/5	=	0.5461	m =	21.5 in
Susunan tube	=	Triangular pitch		
Massa media pendingin (Mp)	=	50,000	Kg/jam	
Suhu pendingin masuk (Tp1)	=	504.414	K	
Suhu pendingin keluar (Tp2)	=	560.00	K	
Tekanan pendingin masuk	=	1	atm	
Pressure drop di shell	=	0.00144	atm	
Tekanan pendingin keluar	=	0.99856	atm	
Diameter dalam reaktor	=	2.7305	m =	107.5000 in
Diameter luar reaktor	=	2.7432	m =	108 in
Tinggi total reaktor	=	13.9609	m =	549.63983 in



### ABSORBER 1 (AB-01)



Tekanan uap murni

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

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

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
HCL	4.355E+01	-1.628E+03	-1.521E+01	1.378E-02	-1.498E-11
CH <sub>3</sub> CL	2.573E+01	-1.750E+03	-6.715E+00	-1.296E-09	4.434E-06
CH <sub>3</sub> OH	4.562E+01	-3.245E+03	-1.399E+01	6.637E-03	-1.051E-13
H <sub>2</sub> O	2.986E+01	-3.152E+03	-7.304E+00	2.425E-09	1.809E-06

### Panas Laten

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

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

$\Delta H_{\text{vap}}$  = enthalpy of vaporization, kJoule/mol

A,  $T_c$ , and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

komponen	A	Tc (Kelvin)	n
HCL	30.540	324.65	0.647
CH <sub>3</sub> CL	32.009	416.25	0.452
CH <sub>3</sub> OH	52.723	512.58	0.377
H <sub>2</sub> O	52.053	647.13	0.321

### Kapasitas Panas Fasa Gas

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

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

$C_p$  = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
HCL	2.924.E+01	-1.262.E-03	1.121.E-06	4.968.E-09	-2.496.E-12
CH <sub>3</sub> CL	2.739.E+01	2.604.E-02	1.032.E-04	-1.089.E-07	3.164.E-11
CH <sub>3</sub> OH	4.005.E+01	-3.829.E-02	2.453.E-04	-2.168.E-07	5.991.E-11
H <sub>2</sub> O	3.393.E+01	-8.419.E-03	2.991.E-05	-1.783.E-08	3.693.E-12

### Kapasitas panas fase cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3$$

$C_p$  = heat capacity of liquid, joule/(mol K)

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

komponen	A	B	C	D
HCL	7.399.E-01	-1.295.E-01	-7.898.E-05	2.605.E-06
CH <sub>3</sub> CL	1.138.E-01	6.233.E-01	-2.435.E-03	3.833.E-06
CH <sub>3</sub> OH	4.015.E-01	3.105.E-01	-1.029.E-03	1.460.E-06
H <sub>2</sub> O	9.21.E+01	-4.00.E-02	-2.11.E-04	5.35.E-07

## 1. Gas Masuk

Umpan masuk ( $G_{Np+1}$ ):

$$T = 373.00 \text{ K}$$

$$P = 10.000 \text{ atm}$$

Komponen	BM	Gas masuk	
		kmol/jam	Kg/jam
HCL	36.461	48.551987	1770.254
CH <sub>3</sub> CL	50.488	112.57815	5683.8456
CH <sub>3</sub> OH	32.042	9.6565406	309.41487
H <sub>2</sub> O	18.015	779.12784	14035.988
Total		949.91452	21799.503

## 2. Absorben masuk

Kelarutan :

$$\begin{aligned} \text{HCL dalam H}_2\text{O} &= 0.72 \text{ kg HCL/kg H}_2\text{O} \\ \text{CH}_3\text{OH dalam H}_2\text{O} &= 1 \text{ kg CH}_3\text{OH/kg H}_2\text{O} \\ \text{CH}_3\text{CL dalam H}_2\text{O} &= 0.0059 \text{ kg CH}_3\text{CL/kg H}_2\text{O} \end{aligned}$$

kebutuhan pelarut :

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O melarutkan HCL} &= 2458.6861 \text{ kg H}_2\text{O} \\ \text{H}_2\text{O melarutkan CH}_3\text{OH} &= 309.41487 \text{ kg H}_2\text{O} \end{aligned}$$

$$\text{Dirancang H}_2\text{O masuk absorbe} = 2768.101 \text{ kg H}_2\text{O}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O sisa yang dapat melarutkan} &= \text{H}_2\text{O masuk absorber-H}_2\text{O melarutkan} \\ \text{CH}_3\text{CL} &= \text{HCL - H}_2\text{O melarutkan CH}_3\text{OH} \\ &= 5.684\text{E-}13 \text{ kg H}_2\text{O} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{CL dalam H}_2\text{O (Hasil cair)} &= 0 \text{ Kg/jam} \\ &= 0 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T &= 303 \text{ K} \\ P &= 10 \text{ atm} \end{aligned}$$

Komponen	xo	xo.Lo, kmol/jam	Kg/jam
H <sub>2</sub> O	1	153.66	2768.10
Total	1	153.6553423	2768.10

### 3. Menghitung jumlah stage

Jumlah stage operasi dapat dihitung dengan persamaan Kremser :

$$\frac{Y'_{Np+1} - Y'_1}{Y'_{Np+1}} = \frac{A^{Np+1} - A}{A^{Np+1} - 1} \quad \dots\dots\dots(1)$$

dengan :

$$A = \left(\frac{L}{G}\right)_{avg} / k_i \quad \dots\dots\dots(2)$$

dimana :

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{avg} = \frac{\left(\frac{L}{G}\right)_{top} + \left(\frac{L}{G}\right)_{bottom}}{2} \quad \dots\dots\dots(3)$$

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{top} = \frac{L_o}{G_{Np+1} - \text{gas terserab}} \quad \dots\dots\dots(4)$$

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{bottom} = \frac{L_o + \text{gas terserab}}{G_{Np+1}} \quad \dots\dots\dots(5)$$

keterangan :

- $Y'_{Np+1}$  : kecepatan mol gas masuk, kmol/jam
- $Y'_i$  : kecepatan mol gas keluar, kmol/jam
- A : faktor absorpsi
- $N_p$  : Jumlah stage operasi
- L : kecepatan mol cairan, kmol/jam
- G : kecepatan mol gas, kmol/jam

Jumlah stage ditinjau pada komponen dengan harga  $k_i$  terkecil, karena  $k_i$  kecil komponen mudah larut.

$k_i$  ditinjau pada suhu rerata dari 30oC - 100oC :

T1 (Suhu absorben masuk)	=	303	
T2 (Suhu gas masuk)	=	373.00	
T rata-rata	=	338	K
$k_i$ HCL pada T rerata	=	10.77	
$k_i$ CH <sub>3</sub> CL pada T rerata	=	1.56	
$k_i$ CH <sub>3</sub> OH pada T rerata	=	0.10	

Diinginkan semua HCL, CH<sub>3</sub>OH dan sebagian CH<sub>3</sub>CL larut dalam absorben  
 asumsi : gas terserab = HCL terabsorbsi + CH<sub>3</sub>OH terabsorbsi +

$$\begin{array}{l} \text{CH}_3\text{CL terabsorbsi} \\ \text{gas terserab} = \quad 58.209 \quad \text{kmol/jam} \end{array}$$

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{top} = \frac{L_o}{G_{Np+1} - \text{gas terserab}} = 0.1524$$

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{bottom} = \frac{L_o + \text{gas terserab}}{G_{Np+1}} = 0.2230$$

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{avg} = \frac{\left(\frac{L}{G}\right)_{top} + \left(\frac{L}{G}\right)_{bottom}}{2} = 0.1877$$

menghitung faktor absorpsi (A), dengan ki terkecil, karna ki terkecil gampang larut

**Untuk CH<sub>3</sub>OH (ki terkecil)**

$$\begin{array}{l} x_o = 0 \\ \text{ki pada T rerata} = 0.101 \end{array}$$

$$A = \frac{(\frac{L}{G})_{rata - rata}}{ki} = 1.95$$

Semua CH<sub>3</sub>OH terserab, maka :

$$\frac{Y'_{Np+1} - Y'_1}{Y'_{Np+1}} = \frac{9,65 - 0}{9,65} = 1$$

Dari persamaan (1) didapat :

$$\frac{A^{Np+1} - A}{A^{Np+1} - 1} = 1$$

Np+1 di trial hingga nilai sisi kiri = nilai sisi kanan.

$$\text{Trial } Np+1 = 9.237 \quad \text{terbilang} = 9$$

maka :

$$\frac{A^{Np+1} - A}{A^{Np+1} - 1} = 0.9980291$$

Didapat  $Np+1 = 9.237$ , sehingga jumlah stage ( $Np$ ) = 9

#### 4. Menghitung air keluar gas AB-01

$$\begin{aligned} x_o &= 1 \\ \text{ki pada T rerata} &= 0.025 \end{aligned}$$

$$A = \frac{ki}{(L/G)_{rata-rata}} = 0.13$$

$$\left(1 - \frac{Lo \cdot Xo}{A \cdot G_{Np+1} \cdot Y'_{Np+1}}\right) = 0.9755175$$

$$\frac{Y'_{Np+1} - Y'_i}{Y'_{Np+1}} = \frac{A^{Np+1} - A}{A^{Np+1} - 1} \times \left(1 - \frac{Lo \cdot Xo}{A \cdot G_{Np+1} \cdot Y'_{Np+1}}\right)$$

$$\frac{Y'_{Np+1} - Y'_i}{Y'_{Np+1}} = 0.9755174$$

$$\begin{aligned} Y'_i &= 19.0751 \text{ kmol/jam} \\ &= 343.6371 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

#### 5. Neraca Massa

##### - Masuk

Komponen	BM	Gas masuk		Absorben	
		kmol/jam	Kg/jam	kmol/jam	Kg/jam
HCL	36.461	48.552	1770.254		
CH <sub>3</sub> CL	50.488	112.578	5683.846		
CH <sub>3</sub> OH	32.042	9.657	309.415		
H <sub>2</sub> O	18.015	779.128	14035.988	153.655	2768.101
Total		949.915	21799.503	153.655	2768.101
		24567.604			

**- Keluar**

Komponen	BM	Gas keluar		Cair keluar	
		kmol/jam	Kg/jam	kmol/jam	Kg/jam
HCL	36.461			48.552	1770.254
CH <sub>3</sub> CL	50.488	112.578	5683.846	0.000	0.000
CH <sub>3</sub> OH	32.042			9.657	309.415
H <sub>2</sub> O	18.015	19.075	343.637	913.708	16460.452
Total		131.653	6027.483	971.917	18540.121
		24567.604			

**6. Neraca Panas**

Suhu gas keluar AB-01 lebih tinggi dari suhu cair keluar AB-01. Suhu di trial hingga suhu cair keluar AB-01 mendekati suhu gas AB-01.

**- Panas gas masuk pada : 373.00 K**

komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
HCL	36.461	48.551987	1770.254
CH <sub>3</sub> CL	50.488	112.57815	5683.846
CH <sub>3</sub> OH	32.042	9.6565406	309.415
H <sub>2</sub> O	18.015	779.12784	14035.988
Total		949.91	21799.503

komponen	kmol/jam	kg/jam	Cp pd T	Q=f.cp.T
HCL	48.55	1770.25	29.139	527,702.268
CH <sub>3</sub> CL	112.58	5683.85	46.417	1,949,135.225
CH <sub>3</sub> OH	9.66	309.41	49.801	179,378.463
H <sub>2</sub> O	779.13	14035.99	34.100	9,909,994.527
Total	949.91	21799.50		12,566,210.484

Panas gas masuk AB-01 = 12,566,210.48 Kj/jam

**- Panas cairan masuk pada 303 K :**

komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
H <sub>2</sub> O	18.015	153.655	2768.101
Total		153.655	2768.101

komponen	kmol/jam	kg/jam	Cp pd T	Q=f.cp.T
H <sub>2</sub> O	153.655	2768.101	75.4469	3512622.465
Total	153.655	2768.101		3512622.465

Panas cair masuk AB-01 = 3,512,622.47 Kj/jam

**- Suhu keluar menara**

Suhu gas keluar AB-01 lebih tinggi dari suhu cair keluar AB-01 atau sama. Suhu di trial hingga suhu cair keluar AB-01 mendekati suhu gas AB-01.

**Trial, Gas keluar pada suhu : 320.23256 K**

komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
HCL	36.461		
CH3CL	50.488	112.578	5683.846
CH3OH	32.042		
H2O	18.015	19.075	343.637
Total		131.65	6027.48

Komponen	Kmol/jam	kg/jam	Cp pd T	Q=f.cp.T
HCL				
CH3CL	112.578	5683.846	2.74.E+01	841646.071
CH3OH				
H2O	19.075	343.637	3.39.E+01	176705.741
Total	131.653	6027.483		1018351.812

Panas gas keluar AB-01 = 1,018,351.812 Kj/jam

**Trial, cairan keluar pada suhu : 320.23256 K**

komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
HCL	36.461	48.552	1770.254
CH3CL	50.488	0.000	0.000
CH3OH	32.042	9.657	309.415
H2O	18.015	913.708	16460.452
Total		971.917	18540.121

Komponen	Kmol/jam	kg/jam	Cp pd T	Q=f.cp.T
HCL	48.552	1770.254	36.727	571027.332
CH3CL	0.000	0.000	75.855	0.000
CH3OH	9.657	309.415	42.227	130580.030
H2O	913.708	16460.452	75.177	21996665.008
Total	971.917	18540.121		22127245.038



Panas cair keluar AB-01 = 22,127,245.04 Kj/jam

### - Panas Laten

Panas laten = Panas pelarutan - Panas penguapan

**Panas pelarutan ditinjau pada 298 K**

H<sub>2</sub>O yang larut = gas H<sub>2</sub>O masuk - gas H<sub>2</sub>O keluar

Komponen	Kmol/jam	kg/jam	λ, Kj/kmol	f.lamda, Kj/jam
HCL	48.552	1770.254	6.0591173	294.182
CH <sub>3</sub> CL	0.000	0.000	18.123001	0.000
CH <sub>3</sub> OH	9.657	309.415	37.968996	366.649
Total	9.657	309.415		366.649

Panas pelarutan = 366.649 Kj/jam

Suhu keluar di trial hingga panas masuk = panas keluar.

Panas masuk absorber = panas cair masuk + panas gas masuk + panas pelarutan  
= 16,079,199.60 Kj/jam

Panas keluar absorber = panas cair keluar + panas gas keluar  
= 23,145,596.85

Panas masuk absorber = Panas keluar absorber

Sehingga, suhu gas & cair keluar AB-01 = 320.23256 K  
47.232561 oC

### 3. Menghitung diameter absorber

Laju alir gas, Vw = 21799.50 kg/jam  
6.06 kg/s

Laju alir cairan, Lw = 2768.10 kg/jam  
0.77 kg/s

Dari tabel 11.2 Coulson & Richardson's "Chemical Engineering Design".  
hal.591. Dipilih :

Table 11.2. Design data for various packings

	Size		Bulk density (kg/m <sup>3</sup> )	Surface area <i>a</i> (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	Packing factor <i>F<sub>p</sub></i> m <sup>-1</sup>
	in.	mm			
Raschig rings	0.50	13	881	368	2100
ceramic	1.0	25	673	190	525
	1.5	38	689	128	310
	2.0	51	651	95	210
	3.0	76	561	69	120
Metal	0.5	13	1201	417	980
(density for carbon steel)	1.0	25	625	207	375
	1.5	38	785	141	270
	2.0	51	593	102	190
	3.0	76	400	72	105
Pall rings	0.625	16	593	341	230
metal	1.0	25	481	210	160
(density for carbon steel)	1.25	32	385	128	92
	2.0	51	353	102	66
	3.5	76	273	66	52
Plastics	0.625	16	112	341	320
(density for polypropylene)	1.0	25	88	207	170
	1.5	38	76	128	130
	2.0	51	68	102	82
	3.5	89	64	85	52
Intalox saddles	0.5	13	737	480	660
ceramic	1.0	25	673	253	300
	1.5	38	625	194	170
	2.0	51	609	108	130
	3.0	76	577		72

Dipilih packed/bahan isian :

Bahan isian = Intalox saddles ceramic  
 ukuran = 13 mm = 0.511811 in  
 desitas = 737 kg/m<sup>3</sup>  
 surface area, *a* = 480 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>  
 Packing factor, *F<sub>p</sub>* = 660 m<sup>-1</sup>

- Menghitung flow factor (*F<sub>LV</sub>*) dari per 11.82 Coulson & Richardson's :

menghitung densitas gas pada 373 K:

$$\rho_{gas} = \frac{P \cdot BM_{mix}}{R \cdot T}$$

komponen	yi	Bmi	yi.Bmi
HCL	0.051112	36.461	1.8636
CH3CL	0.118514	50.488	5.9835
CH3OH	0.0101657	32.042	0.3257
H2O	0.8202084	18.015	14.7761
Total	1		22.9489

$$\rho v = \frac{P \cdot BM_{mix}}{R \cdot T} = \frac{10 \text{ atm} \times \frac{101,325 \text{ kPa}}{1 \text{ atm}} \times 35,74 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}{8,314 \frac{\text{kPa} \cdot \text{m}^3}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \times 318 \text{ K}} =$$

$$\rho v = 9.3853914 \text{ kg/m}^3$$

menghitung densitas cairan ( $\rho_L$ ) pada 373 K :

Densitas Cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Kmponen	A	B	Tc, K	n
H <sub>2</sub> O	0.3471	0.274	647.13	0.28571

Kmponen	fraksi berat	$\rho$ , Kg/m <sup>3</sup>	xi. $\rho$ , Kg/m <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> O	1	1266.7883	1266.7883

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho v}{\rho L}} = \frac{0,8}{7,16} \sqrt{\frac{13,68}{1.021,79}} = 0.0109297$$

- % Flooding

Desain pressure drop untuk absorber 15 - 50 mm H<sub>2</sub>O/m packing.

Coulson & Richardson's. "Chemical Engineering Design". hal.602.

Dipilih pressure drop = 42 mm H<sub>2</sub>O/m packing

(Menyesuaikan pada fig 11.44).

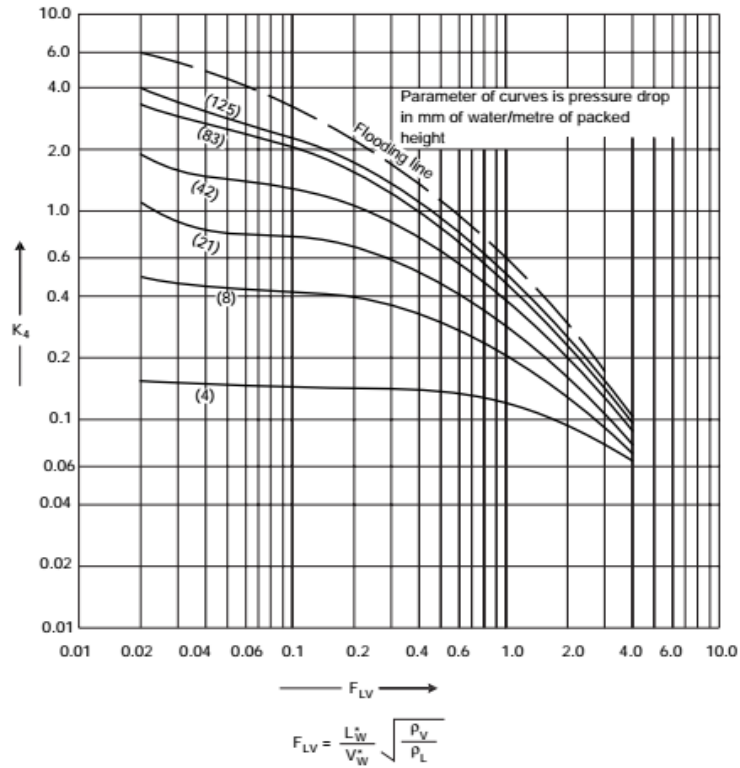


Figure 11.44. Generalised pressure drop correlation, adapted from a figure by the Norton Co. with permission

Dari figure 11.44 Coulson & Richardson's hal.603, untuk  $F_{LV} = 0.0109297$

didapat :

K4 pada pressure drop 42 mm H<sub>2</sub>O/m packed = 2

K4 pada flooding line = 6

Dari persamaan 11.112 Coulson & Richardson's didapat % flooding :

$$\% \text{ flooding} = \left[ \frac{K4 \text{ pada desain pressure drop}}{K4 \text{ pada flooding}} \right]^{0.5} \times 100\%$$

$$\% \text{ flooding} = 57.74 \%$$

**- Menghitung luas permukaan kolom**

Viskositas Cair pada 303 K

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} \mu_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\mu_{liq}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Kmponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-1.02.E+01	1.79.E+03	1.77.E-02	-1.26.E-05

Kmponen	fraksi berat	$\mu$ , N.s/m <sup>2</sup>	$\xi \cdot \mu$ , N.s/m <sup>2</sup>
H <sub>2</sub> O	1	8.18.E-04	8.18.E-04

Menghitung  $V_w^*$  dari persamaan 11.118 Coulson & Richardson's hal.604 :

$$V_w^* = \left[ \frac{K4 \text{ at } \Delta P \times \rho v \times (\rho L - \rho v)}{13,1 \times Fp \times \left(\frac{\mu L}{\rho L}\right)^{0,1}} \right]^{0,5} = 3.3695849 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

area kolom diperlukan, A :  $\frac{V_w}{V_w^*} = 1.7970811 \text{ m}^2$

Diameter kolom, Dc :  $\sqrt{\frac{4}{\pi} \times A} = 1.5130351 \text{ m}$

Bentuk dinding absorber : Silinder

Dihitung dengan persamaan 13.41 Sinnott.2008."Chemical Engineering Design Principle Practice and Economics of Plant and Process Design". Mc.Graw Hill hal.986.

$$ts = \frac{Pgauge \cdot Ids}{2 \cdot f \cdot \epsilon - 1,2 \cdot Pgauge} + C''$$

Keterangan :

- ts = Tebal dinding selongsong (m)
- C'' = Faktor korosi (m)
- Ids = Diameter dalam shell (m)
- f = Tegangan yang diizinkan, fall (Pa)
- $\epsilon$  = Efisiensi sambungan
- Pg = Tekanan terhitung alat (Pa)

Tekanan operasi = 10 atm

Tekanan perancangan normalnya 5-10% di atas tekanan operasi. Dipilih 10%.  
(Sinnott."Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 980). Dipilih 10%.

Tekana design = 11 atm  
1114575 Pa

Tekanan gauge = Tekana design - tekana atmosferis  
= 1013250 Pa

Menurut Dennis Moss."Pressure Vessel Design Manual".Appendix H :  
material selection guide. Hal 464. Material pressure vessel dipilih  
berdasarkan suhu operasi. Kolom beroperasi antara -50 - 775 °F. Maka  
dipilih :

Bahan konstruksi : Baja Karbon grade A 285

Allowable stress, fall = 12900 psi

(Sinnott."Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 982)

	Design Temperature, °F	Material	Plate	Pipe	Forgings	Fittings	Bolting
Cryogenic	-425 to -321	Stainless steel	SA-240-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-312-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-182-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-403-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-320-B8 with SA-194-8
	-320 to -151	9 nickel	SA-353	SA-333-8	SA-522-1	SA-420-WPL8	
Low temperature	-150 to -76	3½ nickel	SA-203-D	SA-333-3	SA-350-LF63	SA-420-WPL3	SA-320-L7 with SA-194-4
	-75 to -51	2½ nickel	SA-203-A				
	-50 to -21	Carbon steel	SA-516-55, 60 to SA-20	SA-333-6	SA-350-LF2	SA-420-WPL6	
			SA-516-All	SA-333-1 or 6			
			SA-285-C				
-20 to 4							
5 to 32							
Intermediate	33 to 60 61 to 775		SA-516-All SA-515-All SA-455-II	SA-53-B SA-106-B	SA-105 SA-181-60,70	SA-234-WPB	SA-193-B7 with SA-194-2H
	Elevated Temperature	776 to 875	C-½Mo	SA-204-B	SA-335-P1	SA-182-F1	
876 to 1000		1Cr-½Mo	SA-387-12-1	SA-335-P12	SA-182-F12	SA-234-WP12	
		1Cr-½Mo	SA-387-11-2	SA-335-P11	SA-182-F11	SA-234-WP11	
1001 to 1100		2¼Cr-1Mo	SA-387-22-1	SA-335-P22	SA-182-F22	SA-234-WP22	with SA-193-B5 SA-194-3
1101 to 1500		Stainless steel	SA-240-347H	SA-312-347H	SA-182-347H	SA-403-347H	SA-193-BB with SA-194-B
	Incoloy	SB-424	SB-423	SB-425	SB-366		
Above 1500	Inconel	SB-443	SB-444	SB-446	SB-366		

**Table 13.2.** Typical Maximum Allowable Stresses for Plates Under ASME BPV Code Sec. VIII D.1 (The Appropriate Material Standards Should be Consulted for Particular Grades and Plate Thicknesses)

Material	Grade	Min Tensile Strength (ksi)	Min Yield Strength (ksi)	Maximum Temperature (°F)	Maximum Allowable Stress at Temperature °F (ksi = 1000 psi)				
					100	300	500	700	900
Carbon steel	A285 Gr A	45	24	900	12.9	12.9	12.9	11.5	5.9
Killed carbon steel	A515 Gr 60	60	32	1000	17.1	17.1	17.1	14.3	5.9
Low alloy steel	A387 Gr 22	60	30	1200	17.1	16.6	16.6	16.6	13.6
1/4 Cr, 1/2 Mo, Si	410	65	30	1200	18.6	17.8	17.2	16.2	12.3
Stainless steel	13 Cr	75	30	1500	20.0	15.0	12.9	11.7	10.8
18 Cr, 8 Ni	304	75	30	1500	20.0	17.1	15.0	13.8	13.4
Stainless steel	347	75	30	1500	20.0	16.5	14.3	13.0	12.3
18 Cr, 10 Ni, Cb	321	75	30	1500	20.0	15.6	13.3	12.1	11.5
Stainless steel	316	75	30	1500	20.0	15.6	13.3	12.1	11.5
18 Cr, 10 Ni, Ti	316	75	30	1500	20.0	15.6	13.3	12.1	11.5
16 Cr, 12 Ni, 2 Mo	316	75	30	1500	20.0	15.6	13.3	12.1	11.5

$$f_{all, f} = 12.900 \text{ psi} \times \frac{1 \text{ atm}}{14.7 \text{ psi}} \times \frac{101.325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}}$$

$$f_{all, f} = 8.9.E+07 \text{ Pa}$$

Untukantisipasi kondisi korosi yang parah, faktor korosi dipilih 4 mm.  
(Sinnott."Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 985)

$$C'' = \begin{matrix} 4 & \text{mm} \\ 0.004 & \text{m} \end{matrix}$$

Efisiensi sambungan = 0,7 untuk sambungan las ganda.

$$\epsilon = 70 \% \quad (\text{Table 13.3 Sinnott})$$

Jadi tebal dinding kolom :

$$t_s = \frac{P_{gauge} \cdot I_{ds}}{2 \cdot f \cdot E - 1,2 \cdot P_{gauge}} + C'' = \begin{matrix} 0.0164 \text{ m} \\ 0.6471 \text{ in} \end{matrix}$$

Dipilih ts standar = 0.625 in

Ids kolom = 1.5130351 m  
59.568312 in

Dari Tabel 5.7 Brown and young. Dipilih OD kolom standar.

OD kolom standar = 36 in

sehingga :

$$\begin{aligned} Ids\ baru = OD - 2 \times ts &= 78\ in - 2 \times 0,75\ in = & 34.75\ in \\ & & 0.88265\ m \end{aligned}$$

Luas penampang menara = 0.6115708 m<sup>2</sup>

## 6. Menghitung Heigh of Transfer Unit ( $H_{OG}$ )

$H_{OG}$  dihitung dari per 11.105 Coulson & Richardson"s hal.594.

$$H_{OG} = HG + \left( \frac{m \times Gm}{Lm} \right) \times HL$$

Dengan  $H_G$  dan  $H_L$  diselesaikan dengan metode Cornells's.

$$H_G = \frac{0,0011 \times wh \times (Sc)v^{0,5} \times \left( \frac{Dc}{0,305} \right)^{1,11} \times \left( \frac{Z}{3,05} \right)^{0,33}}{(L^*_w \times f1 \times f2 \times f3)^{0,5}}$$

$$H_L = 0.305 \phi_h (Sc)_L^{0,5} K_3 \left( \frac{Z}{3.05} \right)^{0.15}$$

where  $H_G$  = height of a gas-phase transfer unit, m,

$H_L$  = height of a liquid-phase transfer unit, m,

$(Sc)_v$  = gas Schmidt number =  $(\mu_v / \rho_v D_v)$ ,

$(Sc)_L$  = liquid Schmidt number =  $(\mu_L / \rho_L D_L)$ ,

$D_c$  = column diameter, m,

$Z$  = column height, m,

$K_3$  = percentage flooding correction factor, from Figure 11.41,

$\psi_h$  =  $H_G$  factor from Figure 11.42,

$\phi_h$  =  $H_L$  factor from Figure 11.43,

$L_w^*$  = liquid mass flow-rate per unit area column cross-sectional area, kg/m<sup>2</sup>s,

$f_1$  = liquid viscosity correction factor =  $(\mu_L / \mu_w)^{0.16}$ ,

$f_2$  = liquid density correction factor =  $(\rho_w / \rho_L)^{1.25}$ ,

$f_3$  = surface tension correction factor =  $(\sigma_w / \sigma_L)^{0.8}$ ,



**a. Menghitung  $H_G$**

-  $D_v$  dari per 8.21 hal.331 :

$$D_v = \frac{1.013 \times 10^{-7} T^{1.75} \left( \frac{1}{M_a} + \frac{1}{M_b} \right)^{1/2}}{P \left[ \left( \sum_a v_i \right)^{1/3} + \left( \sum_b v_i \right)^{1/3} \right]^2}$$

where  $D_v$  = diffusivity,  $m^2/s$ ,

$T$  = temperature, K,

$M_a, M_b$  = molecular masses of components  $a$  and  $b$ ,

$P$  = total pressure, bar,

$\sum_a v_i, \sum_b v_i$  = the summation of the special diffusion volume coefficients for components  $a$  and  $b$ , given in Table 8.5.

- **Diffusion volume :**

Diffusion volume dari tabel 8.5 Coulson & Richardson"s hal.332.

Table 8.5. Special atomic diffusion volumes (Fuller *et al.*, 1966)

Atomic and structural diffusion volume increments			
C	16.5	Cl	19.5*
H	1.98	S	17.0*
O	5.48	Aromatic or hetrocyclic rings	-20.0
N	5.69*		

Untuk  $CH_3OH$  =

Elemen	jumlah, n	$v_i$	$n \times v_i$
C	1	16.5	16.5
H	4	1.98	7.92
O	1	5.48	5.48
total			29.9

Didapat,  $\sum_a v_i = 29.9$

Untuk  $H_2O$  =

Elemen	jumlah, n	$v_i$	$n \times v_i$
H	2	1.98	3.96
O	1	5.48	5.48
total			9.44

Didapat,  $\sum_b v_i = 9.44$

Tekanan, P = 10 atm  
10.131712 bar

BM CH<sub>3</sub>OH, Ma = 32.042

BM H<sub>2</sub>O, Mb = 18.015

$$Dv = \frac{1,013 \times 10^{-7} \times T^{1.75} \times \left(\frac{1}{Ma} + \frac{1}{Mb}\right)^{0.5}}{P \times [(\sum_a v_i)^{1/3} + (\sum_b v_i)^{1/3}]^2}$$

Dv = 3.42E-06 m<sup>2</sup>/s

**- Viskositas gas pada 318 K :**

Viskositas Gas

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\eta_{\text{gas}} = A + B T + C T^2$$

$\eta_{\text{gas}}$  = viscosity of gas, micropoise

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

komponen	A	B	C
HCL	-9.12.E+00	5.55.E-01	-1.11.E-05
CH <sub>3</sub> CL	-1.37.E+00	3.86.E-01	-4.87.E-05
CH <sub>3</sub> OH	-1.42.E+01	3.89.E-01	-6.28.E-05
H <sub>2</sub> O	-3.68.E+01	4.29.E-01	-1.62.E-05

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	yi
HCL	36.461	48.552	1770.254	0.051112
CH <sub>3</sub> CL	50.488	112.578	5683.846	0.118514
CH <sub>3</sub> OH	32.042	9.657	309.415	0.0101657
H <sub>2</sub> O	18.015	779.128	14035.988	0.8202084
Total		949.915	21799.503	1

komponen	$\mu_i$ , kg/m.s	$y_i \cdot \mu_i \cdot B M_i^{1/2}$	$y_i \cdot B M_i^{1/2}$
HCL	1.96.E-05	6.06.E-06	0.308629
CH <sub>3</sub> CL	1.36.E-05	1.145E-05	0.8421
CH <sub>3</sub> OH	1.22.E-05	7.035E-07	0.0575436
H <sub>2</sub> O	1.21.E-05	4.21E-05	3.481299
Total		6.03.E-05	4.6895716

$$\mu v = \frac{0,000136}{5,688} = 1.29.E-05 \text{ N.s/m}^2$$

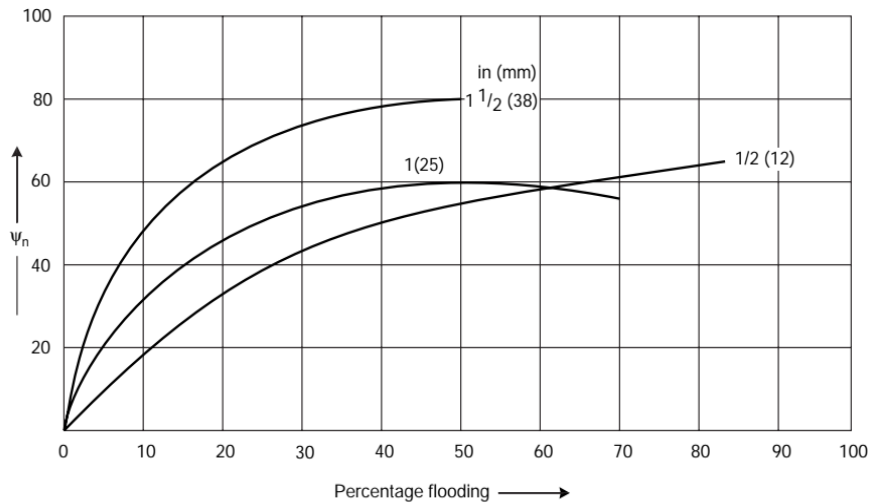
- menghitung  $(Sc)_v$  :

$$(Sc)_v = \frac{\mu v}{\rho v \times D v} = 0.4002$$

- menghitung  $L_w^*$  :

$$L_w^* = \frac{L_w}{A} = \frac{0,79 \frac{kg}{s}}{2,96 m^2} = 1.2572821 \text{ kg/s.m}^2$$

- mencari wh



Dari figure 11.42, pada % flooding = 57.735027 % dan ukuran bahan isian 12 mm, wh = 58

diketahui :

wh	=	58
(Sc) <sub>v</sub>	=	0.400
Dc	=	0.88265 m
z = Np	=	9
L <sub>w</sub> <sup>*</sup>	=	1.2572821 kg/s.m <sup>2</sup>
f1 = f2 = f3	=	1

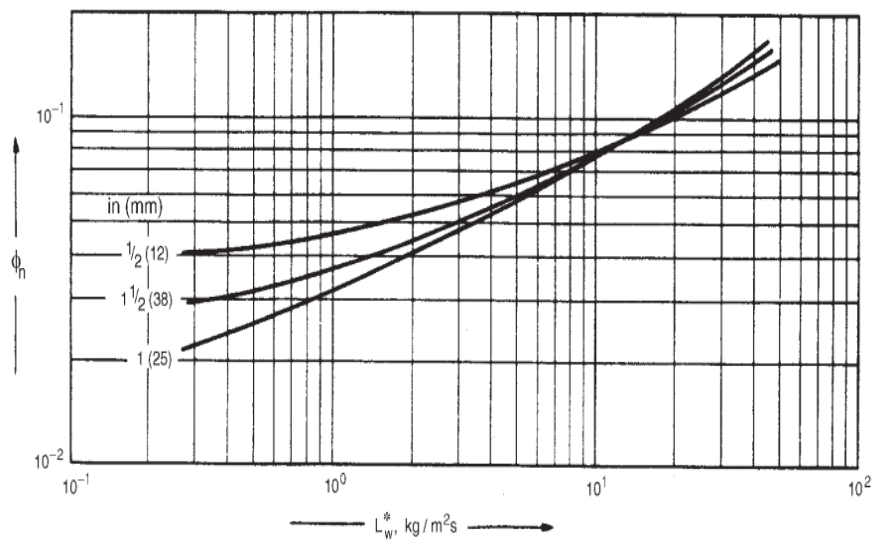
sehingga :

$$H_G = \frac{0,0011 \times wh \times (Sc)_v^{0,5} \times \left(\frac{Dc}{0,305}\right)^{1,11} \times \left(\frac{z}{3,05}\right)^{0,33}}{(L_w^* \times f1 \times f2 \times f3)^{0,5}}$$

$$H_G = 0.1673213 \text{ m}$$

## b. Menghitung H<sub>L</sub>

### - Mencari øh



Dari figure 11.43, pada L<sub>w</sub><sup>\*</sup> = 0,269 dan size bahan isian 12 mm, maka  
 øh = 0.050

- Mencari K3

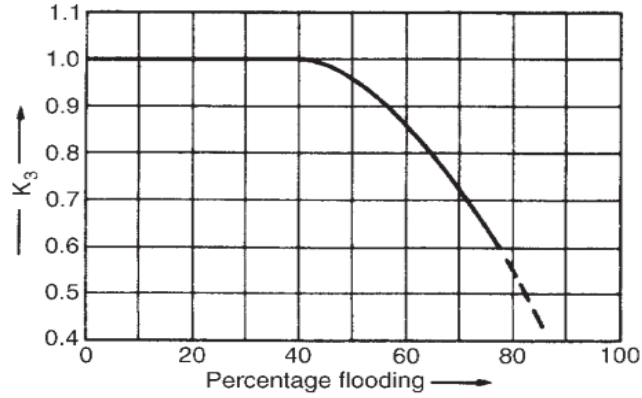


Figure 11.41. Percentage flooding correction factor

Dari figure 11.41, pada % flooding = 57.735027 %, K3 = 0.9

- Menghitung DL dari per 8.22 hal.333 :

$$D_L = \frac{1,173 \times 10^{-13} \times (\phi \times M)^{0,5} \times T}{\mu \times V_m^{0,6}}$$

where  $D_L$  = liquid diffusivity,  $m^2/s$ ,

$\phi$  = an association factor for the solvent,

= 2.6 for water (some workers recommend 2.26),

= 1.9 for methanol,

= 1.5 for ethanol,

= 1.0 for unassociated solvents,

$M$  = molecular mass of solvent,

$\mu$  = viscosity of solvent,  $mN s/m^2$ ,

$T$  = temperature, K,

$V_m$  = molar volume of the solute at its boiling point,  $m^3/kmol$ . This can be estimated from the group contributions given in Table 8.6.

Table 8.6. Structural contributions to molar volumes,  $m^3/kmol$  (Gambil, 1958)

Molecular volumes							
Air	0.0299	CO <sub>2</sub>	0.0340	H <sub>2</sub> S	0.0329	NO	0.0236
Br <sub>2</sub>	0.0532	COS	0.0515	I <sub>2</sub>	0.0715	N <sub>2</sub> O	0.0364
Cl <sub>2</sub>	0.0484	H <sub>2</sub>	0.0143	N <sub>2</sub>	0.0312	O <sub>2</sub>	0.0256
CO	0.0307	H <sub>2</sub> O	0.0189	NH <sub>3</sub>	0.0258	SO <sub>2</sub>	0.0448
Atomic volumes							
As	0.0305	F	0.0087	P	0.0270	Sn	0.0423
Bi	0.0480	Ge	0.0345	Pb	0.0480	Ti	0.0357
Br	0.0270	H	0.0037	S	0.0256	V	0.0320
C	0.0148	Hg	0.0190	Sb	0.0342	Zn	0.0204
Cr	0.0274	I	0.037	Si	0.0320		

Cl, terminal, as in RCl	0.0216	in higher esters, ethers	0.0110
medial, as in R—CHCl—R	0.0246	in acids	0.0120
Nitrogen, double-bonded	0.0156	in union with S, P, N	0.0083
triply bonded, as in nitriles	0.0162	three-membered ring	-0.0060
in primary amines, RNH <sub>2</sub>	0.0105	four-membered ring	-0.0085
in secondary amines, R <sub>2</sub> NH	0.012	five-membered ring	-0.0115
in tertiary amines, R <sub>3</sub> N	0.0108	six-membered ring as in benzene, cyclohexane, pyridine	-0.0150
Oxygen, except as noted below	0.0074		
in methyl esters	0.0091	Naphthalene ring	-0.0300
in methyl ethers	0.0099	Anthracene ring	-0.0475

Molar volume H<sub>2</sub>O, dari tabel 8.6 hal 334 =

Atom	jumlah, n	vol	n x vol
H	2	0.0037	0.0074
O	1	0.0074	0.0074
total			0.0148

maka, molar volume, V <sub>m</sub> =	=	0.0148 m <sup>3</sup> /kmol
BM CH <sub>3</sub> COOH, M	=	32.042 kg/kmol
Viskositas CH <sub>3</sub> COOH, μL	=	8.18.E-04 N.s/m <sup>2</sup>
	=	0.81770 mN.s/m <sup>2</sup>
Suhu, T	=	373.00 K
ϕ	=	2.26 (Untuk H <sub>2</sub> O)

sehingga :

$$D_L = \frac{1,173 \times 10^{-13} \times (\phi \times M)^{0,5} \times T}{\mu \times V_m^{0,6}}$$

$$D_L = 3.1.E-09 \text{ m}^2/\text{s}$$

- meghitung (Sc)<sub>L</sub> :

$$(Sc)_L = \frac{\mu L}{\rho v L x D_L} = 2.09.E+02$$

diketahui :

ϕh	=	0.050
(Sc) <sub>L</sub>	=	209.429
K3	=	0.9

sehingga :

$$H_L = 0,305 \times \phi h \times (Sc)_L^{0,5} \times K_3 \times \left(\frac{z}{3,05}\right)^{0,15}$$

$$H_L = 0.2336265 \text{ m}$$

diketahui :

$m = k_i$	=	0.10
$G_m = V \cdot w$	=	3.370.E+00 kg/s.m <sup>2</sup>
$L_m = L \cdot w$	=	1.2572821 kg/s.m <sup>2</sup>
$H_G$	=	0.1673213 m
$H_L$	=	0.2336265 m

sehingga :

$$H_{OG} = H_G + \left(\frac{m \times G_m}{L_m}\right) \times H_L$$

$$H_{OG} = 2.307.E-01 \text{ m}$$

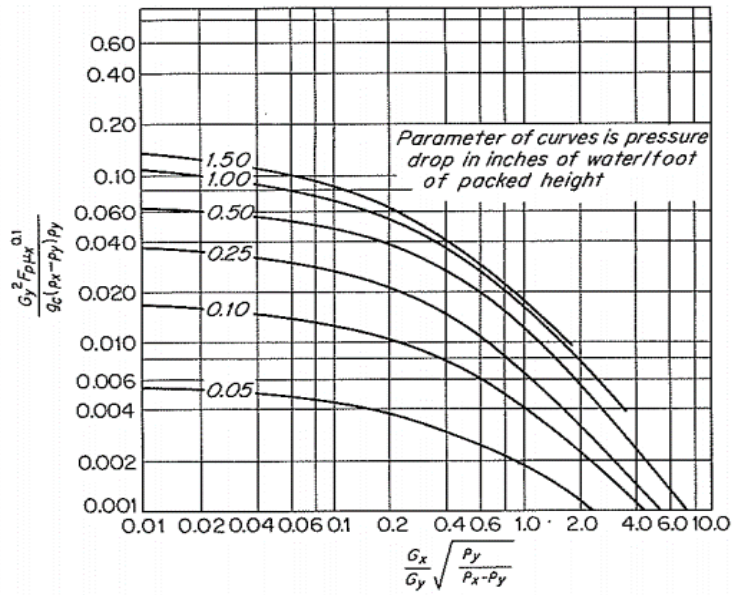
## 7. Menghitung tinggi bahan isian (Z)

Tinggi bahan isian dihitung dari persamaan 11.99a Coulson & Richardson's.

$$Z = HOG \times Np = 1.162 \text{ m} \times 5 = 2.0762 \text{ m}$$

## 8. Menghitung pressure drop total

Dihitung dari figure 22.6 McCabe & Smith (5th Ed) hal.694.



**FIGURE 22.6**  
Generalized correlation for flooding and pressure drop in packed columns. (After Eckert.<sup>3</sup>)

diketahui :

$$\begin{aligned}
 G_x &= L^* w &= & 1.2572821 \text{ kg/s.m}^2 \\
 G_y &= V^* w &= & 3.3695849 \text{ kg/s.m}^2 \\
 \rho_x &= \rho_L &= & 1266.7883 \text{ kg/m}^3 \\
 \rho_y &= \rho_g &= & 9.3853914 \text{ kg/m}^3 \\
 f_p & &= & 737 \text{ m}^{-1} \\
 \mu_x &= \mu_L &= & 8.18 \cdot 10^{-4} \text{ kg/m.s} \\
 g & &= & 9.8 \text{ m/s}^2
 \end{aligned}$$

maka:

$$\begin{aligned}
 \frac{G_x}{G_y} \sqrt{\frac{\rho_y}{\rho_x - \rho_y}} &= 0.0322363 \\
 \frac{G_y^2 \cdot f_p \cdot \mu_x^{0.1}}{g \cdot \rho_y \cdot (\rho_x - \rho_y)} &= 0.3310925
 \end{aligned}$$



dari fig 22.6 McCabe & Smith (5th Ed), didapat  $\Delta P$  : 1.5 in.H<sub>2</sub>O/ft

$$\Delta P = \begin{array}{l} 4.92 \text{ in.H}_2\text{O/m packed} \\ 124.968 \text{ mm.H}_2\text{O/m packed} \\ 0.0120766 \text{ atm/m packed} \end{array}$$

Tinggi packed/bahan isian = 2.0762411 m

maka,  $\Delta P_t$  = 0.0250739 atm

## 9. Perhitungan pelengkap

### a. Tebal tutup kolom

Bentuk tutup reaktor Torispherical karena alat beroperasi 15-200 psig. (Brownell and Young, 1959. "Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New Yoerk. Hal 88).

Tebal penutup dihitung dengan persamaan :

$$t = \frac{0,885 \cdot P_{gauge} \cdot Ids}{f \cdot \varepsilon - 0,1 \cdot P_{gauge}} + C''$$

Keterangan :

ts	=	Tebal dinding selongsong (m)
C''	=	Faktor korosi (m)
Ids	=	Diameter dalam shell (m)
f	=	Tegangan yang diizinkan, fall (Pa)
$\varepsilon$	=	Efisiensi sambungan
Pg	=	Tekanan terhitung alat (Pa)

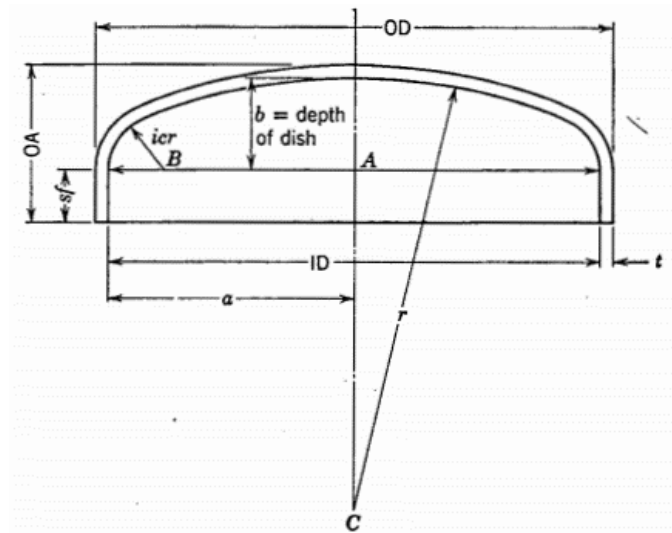
Tekanan operasi	=	10.000 atm
Tekanan design	=	11.000 atm
Tekanan gauge	=	Tekanan design - Tekanan atmosfer
	=	10 atm
		1013250 Pa

$$t = \frac{0,885 \cdot P_{gauge} \cdot Ids}{f \cdot \varepsilon - 0,1 \cdot P_{gauge}} + C'' = \begin{array}{l} 0.0167 \text{ m} \\ 0.6589 \text{ in} \end{array}$$

Dipilih tebal tutup kolom standar = 1.3750 in

Table 5.7 Brownell and Young, 1959. "Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New Yoerk.

**b. Tinggi tutup kolom**



Keterangan :

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

Dari table 5.7 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son. Pada OD = 36 in didapat :

- t = 1.375 in
- icr = 4.75 in
- r = 72 in

Dari table 5.6 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New Yoerk. Pada t = 1,375 in, sf = 1,5 - 4,5 in.

Dipilih sf = 1.5 in

$$OA = t + b + sf \quad \dots\dots\dots(1)$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr \quad \dots\dots\dots(2)$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \quad \dots\dots\dots(3)$$

$$BC = r - icr \quad \dots\dots\dots(4)$$

Penyelesaian :

$$BC = r - icr = 66 \text{ in} - 4,75 \text{ in} = 67.25 \text{ in}$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr = \frac{52,98 \text{ in}}{2} - 4,75 \text{ in} = 12.625 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 48 \text{ in} - \sqrt{67,25^2 - 24,625^2} \text{ in}$$

$$b = 5.94569 \text{ in}$$

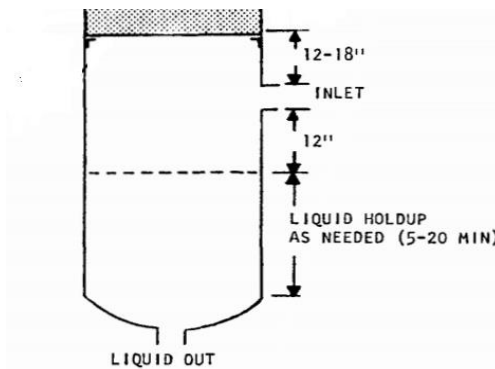
$$OA = t + b + sf = 8.8207 \text{ in} \\ 0.2240 \text{ m}$$

**c. Tinggi total kolom**

Tinggi kolom = Tinggi bahan isian + Tinggi distribusi cairan + Tinggi rung bagian bawah + 2 x Tinggi tutup kolom

Tinggi bahan isian = 2.0762411 m  
 Tinggi distribusi cairan = 0.6 m (Coulson & Richardson's hal.613)

**- Ruang bagian bawah :**



(Walas)

Dipilih :

Jarak bahan isian ke inlet = 18 in  
 Jarak inlet ke permukaan cairan = 12 in  
 Waktu tinggal cairan = 10 menit

**a. menghitung tinggi cairan :**

$$HL = \frac{\text{kec. massa cairan} \times \text{waktu tinggal cairan}}{\text{densitas cairan} \times \text{Luas penampang menara}}$$

kec. massa cairan = Ln = 309.00201 kg/menit

luas penampang menara = 0.6115708 m<sup>2</sup>

densitas cairan pada : 298 K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	Tc (Kelvin)	n
HCL	0.44134	0.26957	324.65	0.31870
CH <sub>3</sub> CL	0.35821	0.26109	416.25000	0.27
CH <sub>3</sub> OH	0.27197	0.27192	512.58000	0.23
H <sub>2</sub> O	0.34710	0.274	647.13	0.28571

Komponen	kg/jam	fraksi berat	ρ, kg/m <sup>3</sup>	fraksi berat x ρ, kg/m <sup>3</sup>
HCL	1770.254	0.0954823	796.93921	76.09361581
CH <sub>3</sub> OH	309.415	0.0166889	787.38074	13.14054613
H <sub>2</sub> O	16460.452	0.8878287	1027.5898	912.3237769
total	18540.121	1		1001.557939

HL = 5.0447369 m

198.61169 in

**b. Menghitung diameter nozzle/inlet :**

Kecepatan linier uap masuk :

(Henry Z Kister. "Distillation Operation". Hal 97.)

$$v_{lin} = \sqrt{4000/\rho_m}$$

Keterangan :

v<sub>lin</sub> : Kecepatan linier uap masuk, ft/s

ρ<sub>m</sub> : densitas uap, lb/ft<sup>3</sup>

Densitas fluida :

(Henry Z Kister."Distillation Operation". Hal 97.)

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{\% \text{ uap}}{\rho_v} + \frac{\% \text{ cair}}{\rho_L}}$$

Keterangan :

% uap : Fraksi massa uap masuk

% cair : Fraksi massa cair masuk

$\rho_v$  : Densitas uap masuk, lb/ft<sup>3</sup>

$\rho_L$  : Densitas cair masuk, lb/ft<sup>3</sup>

diketahui :

$$\rho_v = 9.3853914 \text{ kg/m}^3$$

$$0.5851316 \text{ lb/ft}^3$$

Fluida hanya berupa uap, sehingga % cair = 0.

maka :

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{\% \text{ uap}}{\rho_v} + \frac{\% \text{ cair}}{\rho_L}} = 0.5851316 \text{ lb/ft}^3$$

maka :

$$v_{lin} = \sqrt{4000/\rho_m} = 82.680525 \text{ ft/s}$$

$$25.207477 \text{ m/s}$$

Luas penampang pipa nozzle :

$$A_{nozzle} = \frac{Q_v}{v_{lin}}$$

Dimana :

$$Q_v = \frac{\text{kec. massa uap}(V_w)}{\text{densitas uap}(\rho_v)}$$

Diketahui :

$$V_w = 6.055 \text{ kg/s}$$

maka :

$$Q_v = \frac{\text{kec. massa uap}(V_w)}{\text{densitas uap}(\rho_v)} = 0.645196 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$22.767389 \text{ ft}^3/\text{s}$$

maka :

$$A_{nozzle} = \frac{Q_v}{v_{lin}} = 0.2753658 \text{ ft}^2$$

Diameter nozzle/inlet :

$$D_{\text{nozzle}} = \sqrt{\frac{4 \times A_{\text{nozzle}}}{\pi}} = \begin{matrix} 0.5922706 \text{ ft} \\ 7.1072471 \text{ in} \end{matrix}$$

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†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8

Dari tabel 11. Dimension of steel pipe Kern.D.Q. Dipilih diameter nozzle standar 4 in dan schedule number 40.

maka : Diameter dalam nozzle = 4.026 in  
 Diameter luar nozzle = 4.5 in

Ruang bagian bawah = 18 in + nozzle/inlet + 12 in + tinggi cairan  
 = 233.11169 in  
 5.9210369 m

$$\begin{aligned} \text{Tinggi kolom} &= \text{Tinggi bahan isian} + \text{Tinggi distribusi cairan} + \text{Tinggi} \\ &\quad \text{rung bagian bawah} + 2 \times \text{Tinggi tutup kolom} \\ &= 9.0453691 \text{ m} \end{aligned}$$

### RINGKASAN ABSORBER 1 (AB-01)

Alat = Absorber 1  
Kode = AB-01  
Tugas = Menyerab CH<sub>3</sub>OH hasil gas R-01

Material kolom = Carbon steel  
Tinggi bahan isian = 2.076 m  
Diameter dalam kolom = 0.883 m  
Diameter luar kolom = 0.914 m  
Tinggi total kolom = 9.045 m  
Pressure drop = 0.025 atm  
Suhu gas masuk = 373.000 K  
100.000 °C  
Suhu cairan masuk = 303.000 K  
30.000 °C  
Suhu gas keluar = 320.233 K  
47.233 °C  
Suhu cairan keluar = 320.233 K  
47.233 °C  
Tekanan gas masuk = 10 atm  
Tekanan cairan masuk = 10 atm  
Tekanan gas keluar = 9.975 atm  
Tekanan cairan keluar = 10 atm

Bahan isian :

Jenis = Intalox saddles  
material = Ceramic  
ukuran = 13 mm

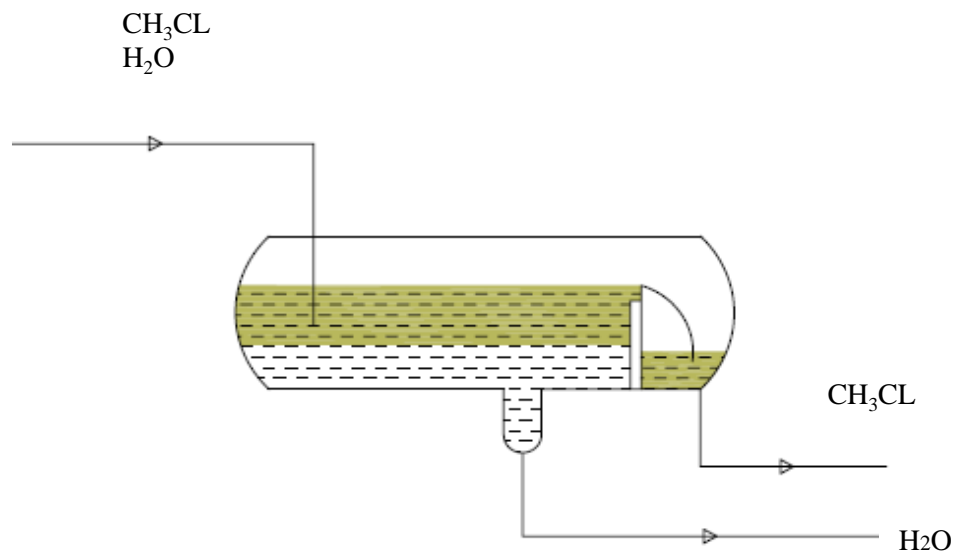


## DEKANTER

Tugas : Memisahkan komponen  $\text{CH}_3\text{CL}$  dan  $\text{H}_2\text{O}$  dari AB-01 berdasarkan densitas

Jenis alat : Tangki Silinder Horizontal

Sketsa permasalahan :



Data :

Suhu operasi = 308 K

Tekanan 13.879737 atm

Komposisi bahan masuk :

Komponen	kmol /jam	kg /jam	BM	xf
$\text{CH}_3\text{CL}$	112.5447	5682.1557	50	0.9594
$\text{H}_2\text{O}$	4.7570	85.6967	18	0.0406
Total	117.3016	5767.8523		1

Komposisi bahan keluar :

Komponen	BM	Keluar fraksi berat		keluar fraksi ringan	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
CH <sub>3</sub> CL	50	0.0306524	1.5475766	112.53799	5681.8182
H <sub>2</sub> O	18	14.560151	262.30113	0	0
Total		14.590804	263.8487	112.53799	5681.8182

Rapat massa masing2 masing komponen  
dihitung dengan persamaan:

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

Dengan hubungan:

A , B , Tc , n : konstanta

T : Suhu operasi [ K ]

$\rho_l$  : Rapat massa fase cair [ kmol / m<sup>3</sup> ]

Komponen	A	B	n	Tc
CH <sub>3</sub> CL	0.35821	0.2611	0.28690	416.25
H <sub>2</sub> O	0.34710	0.2740	0.28571	647.13

Viskositas

dihitung dengan persamaan:

$$\mu = 10^{A + \frac{B}{T} + C T + D T^2}$$

Komponen	A	B	C	D
CH <sub>3</sub> CL	-7.3473	8.54E+02	2.83E-02	-2.35E-05
H <sub>2</sub> O	-10.2158	1.79E+03	1.77E-02	-1.26E-05

Data kelarutan

Komponen	Kelarutan Kg komponen/Kg H <sub>2</sub> O
CH <sub>3</sub> CL	0.0059
H <sub>2</sub> O	pelarut

**Langkah perhitungan:**

- 1. Menentukan fase berat dan fase ringan**
- 2. kecepatan pemisahan**
- 3. Ukuran alat**

**1. Menentukan fase berat dan fase ringan**

Ditentukan berdasarkan rapat massa. Fase yang memiliki rapat massa lebih kecil disebut fase ringan dan yang memiliki rapat besar disebut fase berat

Pada suhu T= 308 K

Tinjauan fase organik

komponen	kg /jam	$\rho$ [kg /m <sup>3</sup> ]	m/ $\rho$
CH <sub>3</sub> CL	5682.1557	892.12217	6.3693
Total	5682.1557		6.3693

Kecepatan massa 5682.1557 kg /jam

$$\text{Rapat massa} = \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Kecepatan volume}} = \frac{5682.1557 \text{ kg /jam}}{6.3693 \text{ m}^3 \text{ /jam}} = 892.12 \text{ kg /m}^3$$

Tinjauan fase anorganik

komponen	kg /jam	$\rho$ [ kg /m <sup>3</sup> ]	m/ $\rho$
CH <sub>3</sub> CL	1.5475766	892.12217	0.001734714
H <sub>2</sub> O	85.6967	1018.4091	0.084147579
Total	87.2442		0.0859

Kecepatan massa 87.244236 kg /jam

$$\text{Rapat massa} = \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Kecepatan volume}} = \frac{87.244236 \text{ kg /jam}}{0.0858823 \text{ m}^3 \text{ /jam}} = 1015.9 \text{ kg /m}^3$$

Maka fase anorganik sebagai fase berat dan fase organik sebagai fase ringan

$$\rho_L = 892.12 \text{ kg /m}^3$$

$$\rho_H = 1015.9 \text{ kg /m}^3$$

### 3. kecepatan pemisahan

Dihitung dengan persamaan :

$$ut = \frac{(\rho_L - \rho_H) g Dp^2}{18 \mu H}$$

Dengan hubungan :

Ut : kecepatan pemisahan [ m /s ]

Dp : Diameter butiran dispersi [ m

g : konstanta percepatan graitasi [ m /s<sup>2</sup> ]

Menurut Schweitzer , Handbook of separation Process ,diameter butiran yang terdispersi , Dp= 150 μm

$$Dp = 0.00015 \text{ m}$$

$$ut = \frac{(892.12 \text{ kg/m}^3 - 1015.9 \text{ kg/m}^3) \times 9.8 \text{ m/s}^2 \times (0.0002 \text{ m})^2}{18 \times 0.7356 \text{ kg/m s}}$$

$$ut = -0.000002 \text{ m/s}$$

### 4. Ukuran alat

a. Menghitung volume cairan

VI = kecepatan volume total x waktu tinggal

Waktu tinggal dekanter : 10 menit ( Ulrich, G.D., a Guide to Chemical Process Design and Economics )

$$VI = (6.3692573 \text{ m}^3/\text{jam} + 0.0858823 \text{ m}^3/\text{jam}) \times \text{jam} / 60 \text{ menit} : 10 \text{ menit}$$

$$VI = 1.0759 \text{ m}^3$$

b Volume dekanter

Dirancang : angka keamanan 20% ( Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, Plant Design and Economics for Chemical Engineers , ed V , (2003)

$$Vt = 120.0\% \times 1.0759 \text{ m}^3 = 1.2910 \text{ m}^3 \\ = 45.592651 \text{ ft}^3$$

c . Diameter dan panjang dekanter

Untuk tangki horizontal rasio panjang dengan diameter = 3 : 1

$$L = 3 D_t$$

$D_t$  : Diameter dekanter , m

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{4 V_t}{3 \pi}}$$

$$D_t = \left( \frac{4 \times 1.2910279 \text{ m}^3}{3 \times \pi} \right)^{1/3}$$

$$D_t = 0.8183 \text{ m}$$

$$L = 3 \times 0.8183 \text{ m} = 2.4549 \text{ m}$$

Tebal dinding dekanter :

Dihitung dengan persamaan:

$$t_s = \frac{P_{gauge} R_o}{f_{all} \varepsilon + 0.4 P_{gauge}} + C''$$

Megyesy, E.F. , Pressure Vessel Handbook, PRESSURE VESSEL PUBLISHING INC, (1997), halaman 22

Dengan hubungan:

$C''$  : faktor korosi [ m ]

$f_{all}$  : allowable stress [ kPa ]

$P_{gauge}$  : Tekanan terukur [ kPa ]

$R_o$  : Jari<sup>2</sup> luar vessel [ m ]

$t_s$  : tebal dinding [ m ]

$e$ : efisiensi sambungan

a. Bahan konstruksi

Dipilih : stainless steel, 316 SS

( Megyessy , Pressure vesel handbook , halaman 189 )

b . Allowable stress :

$f_{all}$  : 16500 Ps: ( Megyessy , halaman 189 )

$$= 16500 \text{ Psi} \times 6.928 \text{ kPa/Psi} = 114312 \text{ kPa}$$

c . Faktor korosi

Faktor korosi berkisar a 0.13 mm sampai 0.15 mm /tahun

Peters, M.S., K.D., Timmerhaus , dan R. E., West , Plant design and economics for chemical engineers' ed V, Mc Graw Hill, New York (2003),halaman 444  
dirancang : faktor korosi = 0.15 mm /tahun

umur reaktor : 10 tahun

$$C'' 0.15 \text{ mm /tahun} \times 10 \text{ tahun} \times [ 0.001 \text{ m /mm} ] = 0.0015 \text{ m}$$

d . Effisiensi sambungan

$$e = 0.85 \text{ (Meggyessy , halaman 206)}$$

e . Tekanan perancangan

Tekanan perancangan = 1.5 x tekanan operasi (Meggyesy ,halaman 16)

$$P_{design} : 1.5 \times 13.9 \text{ atm} \times [ 101.325 \text{ kPa /bar} ] = 2109.5 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan lingkungan} = 1 \text{ atm} \times [ 101.325 \text{ kPa /atm} ] = 101.325 \text{ kPa}$$

$$P_{gauge} = P_{design} - P_{lingkung} = 2109.5 \text{ kPa} - 101.325 \text{ kPa} = 2008.2 \text{ kPa}$$

f . Jari2 luar ,  $R_o = D_o / 2$

$$R_o = \frac{0.818 \text{ m}}{2} = 0.4091 \text{ m}$$

tebal dinding

$$t_s = \frac{P_{gauge} R_o}{f \epsilon + 0.4 P_{gauge}} + C''$$

$$t_s = \frac{2008.2 \text{ kPa} \times 0.4091 \text{ m}}{114312 \text{ kPa} \times 0.85 - 0.4 \times 2008.2 \text{ kPa}} + 0.0015 \text{ m}$$

$$t_s = 0.01 \text{ m}$$

Bila dinyatakan dalam in , 6/16 in

Dipilih tebal standar 3/16 in

Head :

Pemilihan jenis head berdasarkan tekanan operasi:

untuk tekanan operasi < 15 bar , head yang digunakan berjenis torispherical dished  
Towler,G ., dan R. Sinnott , Chemical Engineering Design Principles ,

Mc Graw Hill ,(2008),hal .987

tebal head :

untuk diameter luar,  $D_o = 0.82 \text{ m} = 32.216 \text{ in}$

tebal standart:  $3/16 \text{ in} \times [0.0254 \text{ m/in}] = 0.0048 \text{ m}$

jari<sup>2</sup> kelengkungan ,  $r = 42 \text{ in}$

Jari<sup>2</sup> kelengkungan internal ,  $2 \frac{10}{16} \text{ in} \times [0.0254 \text{ m/in}] = 0.0667 \text{ m}$

(Brownell dan Young , Process Equipment Design , John Wiley and son , 1959, halaman 91)

Straight flange:

berkisar antara 1.5 sampai 3 in

(Brownell dan Young , Process Equipment Design , John Wiley and son , 1959, halaman 88)

Dipilih : straight flange ,  $sf = 2 \text{ in} \times [0.0254 \text{ m/in}] = 0.0508 \text{ m}$

panjanghead :

sketsa :

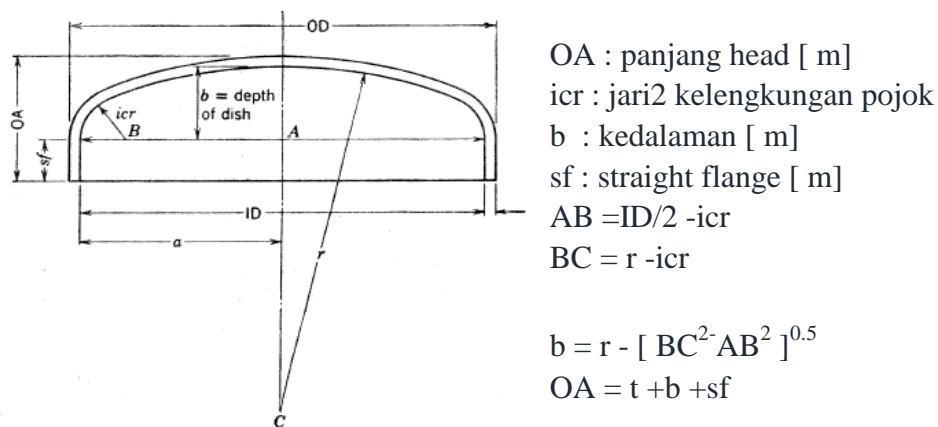


Fig. 5.8. Dimensional relationships for flanged and dished heads.

$$ID = D_o - 2 \cdot t$$

$$ID = 0.8183 \text{ m} - 2 \cdot 0 \text{ m} = 0.8088 \text{ m}$$

$$AB = ID / 2 - icr$$

$$AB = \frac{0.8088 \text{ m}}{2} - 0.0667 \text{ m} = 0.3377 \text{ m}$$

$$BC = r - icr$$

$$BC = 0.82 \text{ m} - 0.07 \text{ m} = 0.7516 \text{ m}$$

$$b = 0.82 \text{ m} - [(0.7516 \text{ m})^2 - (0.3377 \text{ m})^2]^{0.5}$$

$$b = 0.15 \text{ m}$$

$$OA = 0.0048 \text{ m} + 0.15 \text{ m} + 0.0508 \text{ m} = 0.20 \text{ m}$$

Panjang dekanter

$$H_{\text{total}} = H_t + 2 \times \text{panjang head}$$

$$H_{\text{total}} = 2.45 \text{ m} + 2 \times 0.20 \text{ m} = 2.86 \text{ m}$$



### Ringkasan DC-01

Tugas : Memisahkan komponen CH<sub>3</sub>CL dan H<sub>2</sub>O dari AB-01 berdasarkan densitas

Jenis alat : Tangki Silinder Horizontal

Kondisi Operasi :

Suhu = 308 K

Tekanan = 13.88 atm

Dimensi Alat :

Diameter Dalam (ID) = 0.8088 m

Diameter Luar (OD) = 0.8183 m

Panjang Dekanter = 2.8596 m

Volume Dekanter = 1.2910 m<sup>3</sup>

Volume Cairan = 1.0759 m<sup>3</sup>

Tebal *Shell* Dekanter = 0.0048 m

Tebal *Head* Dekanter = 0.0048 m

Panjang *Head* Dekanter = 0.2024 m

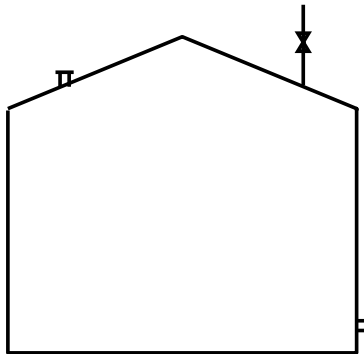
Waktu Pemisahan = 10 menit

Bahan Stainless Steel SA-167 Tipe 316

### Tangki 1 (T-01)

Tugas : Menyimpan larutan CH<sub>3</sub>OH selama 7 hari.

Tipe tangki : Silinder vertikal dengan dasar datar (flat bottom) dan dengan atap (head) berbentuk cone



Kondisi operasi :

Suhu = 303 K  
Tekanan = 1 atm

Bahan yang disimpan :

Komponen	BM	Make Up, kg/jam
H <sub>2</sub> O	18.015	79.932
CH <sub>3</sub> OH	32.042	3,916.644
Total		3,996.575

#### Tekanan uap murni

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

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

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	2.99.E+01	-3.15.E+03	-7.30.E+00	2.42.E-09	1.81.E-06
CH <sub>3</sub> OH	4.562E+01	-3.245E+03	-1.399E+01	6.637E-03	-1.051E-13

## Densitas Cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	Tc (Kelvin)	n
H <sub>2</sub> O	0.34710	0.274	647.13	0.28571
CH <sub>3</sub> OH	0.27197	0.27192	512.58	0.23310

### 1. Menentukan Suhu dan Tekanan Perancangan

Saat siang hari, suhu dinding diperkirakan mencapai 35 °C. Jika terjadi transfer panas dari dinding tangki ke cairan dalam tangki maka tekanan uap cairan naik. Dengan naiknya tekanan uap cairan maka perancangan dinding semakin tebal.

$$\begin{aligned} \text{Menghitung tekanan fluida pada } 35 \text{ }^\circ\text{C} &= 308 \text{ K} \\ \text{Tekanan, P} &= 0.2652 \text{ atm} \end{aligned}$$

Komponen	kmol/jam	xi	P <sup>o</sup> <sub>i</sub> , atm	ki = P <sup>o</sup> <sub>i</sub> /P	yi = ki.xi
H <sub>2</sub> O	4.4369	0.0350	0.0551	0.2079	0.0073
CH <sub>3</sub> OH	122.2347	0.9650	0.2727	1.0286	0.9926
Total	126.6716	1.0000			0.9999

Sehingga perancangan tangki pada kondisi desain :

$$\text{Suhu, Td} = 308 \text{ K}$$

Tekanan desain 10% dari tekanan operasi (Sinnott hal 980).

$$\text{Tekanan, Pd} = 110\% \cdot (1 + 0,3365) \text{ atm} = 1.3917 \text{ atm}$$

### 2. Menghitung Kapasitas Tangki

Kapasitas tangki = Bahan baku make up x Waktu tinggal

$$\text{Waktu tinggal} = \frac{7 \text{ hari}}{168 \text{ jam}}$$

Komponen	BM	Make Up, kg/jam	Massa, Kg
H <sub>2</sub> O	18.015	79.932	13,428.494
CH <sub>3</sub> OH	32.042	3,916.644	657,996.185
Total		3,996.575	671,424.678

Jumlah bahan baku untuk 30 hari, m = 671,424.68 Kg

$$Volume\ liquid, V = \frac{m\ liquid}{\rho\ liquid}$$

Menghitung densitas campuran 35 °C = 308 K

Komponen	massa, Kg	wi	ρi, Kg/m <sup>3</sup>	wi/ρi
H <sub>2</sub> O	13,428.5	0.02	1018.4091	1.964E-05
CH <sub>3</sub> OH	657,996.2	0.98	778.17547	0.0012594
Total	671,424.7	1		0.001279

$$\rho\ liquid = \frac{\sum wi}{\sum \frac{wi}{\rho i}} = 781.86417\ kg/m^3$$

Sehingga didapat volume liquid :

$$Volume\ liquid, V = \frac{m\ liquid, kg}{\rho\ liquid, kg/m^3} \times \frac{6,2898\ barrel}{m^3}$$

$$Volume\ liquid, V = 5,401.36\ barrel = 858,816\ Liter$$

Dirancag volume tangki over design 20% :

$$Volume\ desain, Vd = 120\% \times V = 6481.6275\ barrel$$

$$27228.36\ gall$$

### 3. Ukuran Tangki

#### - Diameter dan Tinggi

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses Recommended by API Standard 12 C  
(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)									
		4 Number of Courses in Completed Tank									
		5 12	6 18	7 24	8 30	9 36	10 42	11 48	12 54	13 60	
10	14.0	170	250	335	420	505	...	...	...	...	
15	31.5	380	565	755	945	1,130	...	...	...	...	
20	56.0	670	1,010	1,340	1,680	2,010	2,350	2,690	...	...	
25	87.4	1,050	1,570	2,100	2,620	3,150	3,670	4,200	4,720	5,250	
30	126	1,510	2,270	3,020	3,780	4,530	5,290	6,040	6,800	7,550	
35	171	2,060	3,080	4,110	5,140	6,170	7,200	8,230	9,250	10,280	
40	224	2,690	4,030	5,370	6,710	8,060	9,400	10,740	12,090	13,430	
45	283	3,400	5,100	6,800	8,500	10,200	11,900	13,600	15,300	17,000	
50	350	4,200	6,290	8,390	10,490	12,590	14,690	16,790	18,880	20,980	
60	504	6,030	9,060	12,909	15,110	18,130	21,150	24,170	27,190	30,220	
70	685	8,230	12,340	16,450	20,560	24,680	28,790	32,900	37,010	41,130	
80	895	10,740	16,120	21,490	26,860	32,230	37,600	42,970	48,350	53,720	
90	1,133	13,600	20,390	27,190	33,990	40,790	47,590	54,380	61,180	67,980	
100	1,399	16,790	25,180	33,570	41,970	50,360	58,750	67,140	75,540	83,930	
120	2,014	...	36,260	48,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,800	120,900	
140	2,742	...	49,350	65,800	82,250	98,700	115,100	131,600	148,000	164,500	
160	3,581	...	...	...	107,400	128,900	150,400	171,900	193,400	214,900	
180	4,532	...	...	...	136,000	163,200	190,400	217,500	244,800	254,300	
200	5,595	...	...	...	167,900	201,400	235,000	268,600	284,500	D = 174	
220	6,770	...	...	...	203,100	243,700	284,400	322,300	D = 194	D = 219	

The approximate capacities shown are based on the formula:  
Capacity (42-gal bbl) = 0.14D<sup>2</sup>H, where D = listed tank diameter and H = listed tank height.  
Capacities and diameters below the heavy lines (cols. 9-11) are maximum for the tank heights shown, on the basis of the 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

Diameter & Tinggi dilihat pada item 1 Appendix E Brownel & Young hal 346.

Dipilih kapasitas standar	=	6710	barrel
Sehingga :		281820	gall
Diameter tangki	=	40	ft
Tinggi tangki	=	30	ft
Number of Courses	=	5	
Lebar plate = Tinggi/Courses	=	6	ft

**- Tebal Tangki**

**Item 2. Shell Plate Thicknesses for Typical Sizes of Tanks with 72-in. Butt-welded C**  
 Recommended by API Standard 12 C  
 (Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diam (ft)	2 Tank Height (ft)								
	3 Number of Courses in Completed Tank								
	4 Shell Plate Thickness (In.)								
	6	12	18	24	30	36	42	48	54
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
10	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...	...	...
15	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...	...	...
20	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...
25	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.20
30	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.24
35	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.21	0.24	0.27
40	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.21	0.24	0.28	0.31
45	3/16	3/16	3/16	3/16	0.19	0.23	0.27	0.31	0.35
50	1/4	1/4	1/4	1/4	1/4	0.26	0.30	0.35	0.39
60	1/4	1/4	1/4	1/4	0.26	0.31	0.36	0.41	0.47
70	1/4	1/4	1/4	0.25	0.30	0.36	0.42	0.48	0.54
80	1/4	1/4	1/4	0.27	0.34	0.41	0.48	0.55	0.62
90	1/4	1/4	1/4	0.31	0.38	0.46	0.54	0.62	0.70
100	1/4	1/4	0.25	0.34	0.43	0.51	0.60	0.69	0.78
120	1/4	1/4	0.30	0.41	0.51	0.62	0.72	0.83	0.93

Tebal shell tangki dilihat pada item 2 Appendix E Brownel & Young hal 347.

Untuk Diameter tangki = 40 ft

Untuk tinggi tangki = 30 ft

Didapat tebal shell (ts) (dihitung dari atas) :

Courses ke	Tinggi, ft	ts, in
1	0 - 6	0.19
2	6 - 12	0.19
3	12 - 18	0.19
4	18 - 24	0.19
5	24 - 30	0.19

Diameter dalam,  $I_{ds} = \text{Diameter} - 2 \times \text{ts courses ke 1} = 479.62 \text{ in}$   
 $12.182348 \text{ m}$

**4. Desain Head**

**a. Tebal Head**

Bentuk tutup reaktor Torispherical karena alat beroperasi 15-200 psig.  
 (Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New Yoerk. Hal 88).

Tebal penutup dihitung dengan persamaan :

$$t = \frac{0,885 \cdot P_{gauge} \cdot I_{ds}}{f \cdot \epsilon - 0,1 \cdot P_{gauge}} + C''$$

Keterangan :

- ts = Tebal dinding selongsong (m)  
 C" = Faktor korosi (m)  
 Ids = Diameter dalam shell (m)  
 f = Tegangan yang diizinkan, fall (Pa)  
 ε = Efisiensi sambungan  
 Pg = Tekanan terhitung alat (Pa)

Tekanan design = 1.3917 atm  
 Tekanan gauge = Tekanan design - Tekanan atmosfer  
 = 0.3917 atm = 39685.474 Pa

	Design Temperature, °F	Material	Plate	Pipe	Forgings	Fittings	Bolting
Cryogenic	-425 to -321	Stainless steel	SA-240-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-312-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-182-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-403-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-320-B8 with SA-194-8
	-320 to -151	9 nickel	SA-353	SA-333-8	SA-522-1	SA-420-WPL8	
Low temperature	-150 to -76	3½ nickel	SA-203-D	SA-333-3	SA-350-LF63	SA-420-WPL3	SA-320-L7 with SA-194-4
	-75 to -51	2½ nickel	SA-203-A		SA-350-LF2	SA-420-WPL6	
	-50 to -21	Carbon steel	SA-516-55, 60 to SA-20	SA-333-6	SA-105 SA-181-60,70	SA-234-WPB	SA-193-B7 with SA-194-2H
	-20 to 4		SA-516-All	SA-333-1 or 6			
	5 to 32		SA-285-C				
33 to 60 61 to 775	SA-516-All SA-515-All SA-455-II		SA-53-B SA-106-B				
Elevated Temperature	776 to 875	C-½Mo	SA-204-B	SA-335-P1	SA-182-F1	SA-234-WP1	with SA-193-B5 SA-194-3
	876 to 1000	1Cr-½Mo	SA-387-12-1	SA-335-P12	SA-182-F12	SA-234-WP12	
		1Cr-½Mo	SA-387-11-2	SA-335-P11	SA-182-F11	SA-234-WP11	
	1001 to 1100	2¼Cr-1Mo	SA-387-22-1	SA-335-P22	SA-182-F22	SA-234-WP22	
	1101 to 1500	Stainless steel	SA-240-347H	SA-312-347H	SA-182-347H	SA-403-347H	SA-193-BB with SA-194-B
		Incoloy	SB-424	SB-423	SB-425	SB-366	
		Above 1500	Inconel	SB-443	SB-444	SB-446	

Menurut Dennis Moss. "Pressure Vessel Design Manual". Appendix H : material selection guide. Hal 464. Material pressure vessel dipilih berdasarkan suhu operasi. Kolom beroperasi antara -50 - 775 °F. Maka dipilih :

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 grade A  
 Allowable stress, fall = 12900 psi  
 Sinnot hal 982.

$$f_{all, f} = 12.900 \text{ psi} \times \frac{1 \text{ atm}}{14,7 \text{ psi}} \times \frac{101.325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}}$$

$$f_{all, f} = 88917857 \text{ Pa}$$

Untukantisipasi kondisi korosi yang parah, faktor korosi dipilih 4 mm.  
(Sinnott."Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 985)

$$C'' = \begin{matrix} 4 & \text{mm} \\ 0.004 & \text{m} \end{matrix}$$

Efisiensi sambungan = 0,7 untuk sambungan las ganda.

$$\epsilon = 70 \% \quad (\text{Table 13.3 Sinnott})$$

$$t = \frac{0,885 \cdot P_{gauge} \cdot Ids}{f \cdot \epsilon - 0,1 \cdot P_{gauge}} + C'' = \begin{matrix} 0.0108746 \text{ m} \\ 0.4281333 \text{ in} \end{matrix}$$

Dipilih tebal tutup reaktor standar = 0.3125 in  
Table 5.6 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New Yoerk. Hal 88.

**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 1/4-2	3/16
1/4	1 1/4-2 1/4	3/4
5/16	1 1/4-3	1 1/4
3/8	1 1/4-3	1 1/4
7/16	1 1/4-3 1/4	1 3/4
1/2	1 1/4-3 1/4	1 3/4
5/8	1 1/4-3 1/4	1 3/4
3/4	1 1/4-3 1/4	2 1/4
7/8	1 1/4-4	2 3/4
1	1 1/4-4	3

**b. Tinggi Head**

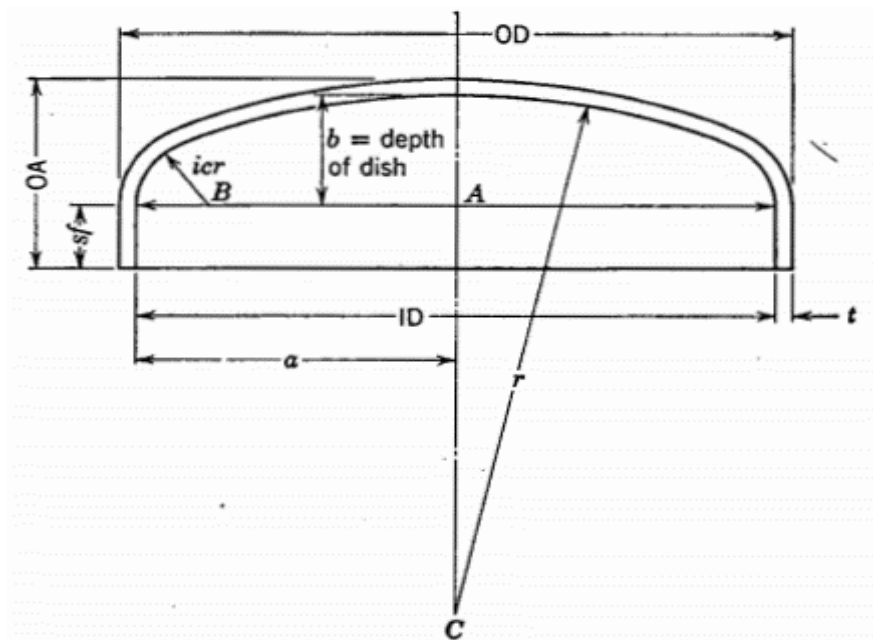
$$OA = t + b + sf \quad \dots\dots\dots(1)$$



$$AB = \frac{Ids}{2} - icr \dots\dots\dots(2)$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \dots\dots\dots(3)$$

$$BC = r - icr \dots\dots\dots(4)$$



Keterangan :

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

Diketahui :

- t = 0.3125 in
- r = D = 40 ft = 480 in
- icr = 1.3125 in (Brownel & Young Table 5.6 hal 88).
- sf = 1.5 in (Brownel & Young Table 5.6 hal 88).

Penyelesaian :

$$BC = r - icr = 478.6875 \text{ in}$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr = 238.4975 \text{ in}$$

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

$$b = 64.957032 \text{ in} = 1.6499086 \text{ m}$$

$$OA = t + b + sf = 66.769532 \text{ in}$$

$$1.6959461 \text{ m}$$

$$5.5627033 \text{ ft}$$

### c. Tinggi total

$$Tinggi \text{ total} = Tinggi \text{ shell} + Tinggi \text{ head} = 35.562703 \text{ ft}$$

$$10.842288 \text{ m}$$

### 5. Tinggi cairan maksimum

$$D = 40 \text{ ft} = 12.195122 \text{ m}$$

$$Lc, \text{ trial} = 33.907 \text{ ft} = 10.337559 \text{ m}$$

$$V \text{ cairan} = 858815.6 \text{ liter}$$

$$858.816 \text{ m}^3$$

$$30305.50 \text{ ft}^3$$

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 Lc = 42587.437 \text{ ft}^3$$

$$1206.8686 \text{ m}^3$$

$$318613.3 \text{ Gall}$$

maka tinggi cairan maksimal dalam tangki = 10.337559 m

### Tangki 1 (T-01)

Alat = Tangki penyimpanan CH<sub>3</sub>OH  
Kode = T-01  
Tugas = Menyimpan CH<sub>3</sub>OH untuk persediaan 7 hari  
Jenis = Silinder vertikal dengan tutup cone  
Suhu operasi = 303 K  
Tekanan operasi = 1 atm  
Tekanan desain = 1.3917 atm  
Kapasitas = 6710 barrel 1066806.6 Liter

Dimensi :

Diameter shell = 12.195122 m

Tinggi Shell = 9.1463415 m

Tebal shell :

Courses	Tinggi, ft	ts, in
1	0 - 6	0.19
2	6 - 12	0.19
3	12 - 18	0.19
4	18 - 24	0.19
5	24 - 30	0.19

Tinggi head = 1.6959461 m

Tinggi total = 10.842288 m

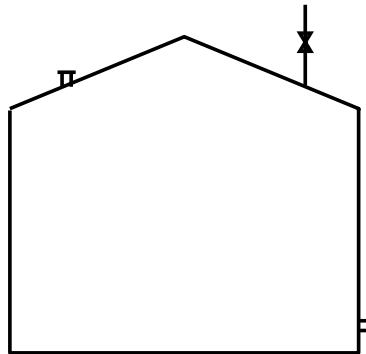
Tinggi cairan maksimal = 10.337559 m

Bahan : Carbon Steel SA-285 Grade A

### Tangki 1 (T-02)

Tugas : Menyimpan larutan CH<sub>3</sub>OH selama 7 hari.

Tipe tangki : Silinder vertikal dengan dasar datar (flat bottom) dan dengan atap (head) berbentuk cone



Kondisi operasi :

Suhu = 303 K  
Tekanan = 1 atm

Bahan yang disimpan :

Komponen	BM	Make Up, kg/jam
H <sub>2</sub> O	18.015	11,927.961
HCl	36	5,874.966
Total		17,802.927

#### Tekanan uap murni

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

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

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	2.99.E+01	-3.15.E+03	-7.30.E+00	2.42.E-09	1.81.E-06
HCl	4.355.E+01	-1.628.E+03	-1.521.E+01	1.378.E-02	-1.498.E-11

## Densitas Cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	T <sub>c</sub> (Kelvin)	n
H <sub>2</sub> O	0.34710	0.274	647.13	0.28571
HCl	0.44134	0.26957	324.65	0.31870

### 1. Menentukan Suhu dan Tekanan Perancangan

Saat siang hari, suhu dinding diperkirakan mencapai 35 °C. Jika terjadi transfer panas dari dinding tangki ke cairan dalam tangki maka tekanan uap cairan naik. Dengan naiknya tekanan uap cairan maka perancangan dinding semakin tebal.

Menghitung tekanan fluida pada 35 °C = 308 K

Tekanan, P = 0.0692127 atm

Komponen	kmol/jam	x <sub>i</sub>	P <sup>o</sup> <sub>i</sub> , atm	k <sub>i</sub> = P <sup>o</sup> <sub>i</sub> /P	y <sub>i</sub> = k <sub>i</sub> .x <sub>i</sub>
H <sub>2</sub> O	662.1127	0.8043	0.0551	0.7963	0.6404
HCl	161.1301	0.1957	58.0295	838.4220	164.1011
Total	823.2429	1.0000			164.7415

Sehingga perancangan tangki pada kondisi desain :

Suhu, T<sub>d</sub> = 308 K

Tekanan desain 10% dari tekanan operasi (Sinnott hal 980).

Tekanan, P<sub>d</sub> = 110%.(1 + 0,0692) atm = 1.1761 atm

### 2. Menghitung Kapasitas Tangki

Kapasitas tangki = Bahan baku make up x Waktu tinggal

Waktu tinggal =  $\frac{7 \text{ hari}}{168 \text{ jam}}$

Komponen	BM	Make Up, kg/jam	Massa, Kg
H <sub>2</sub> O	18.015	11,927.961	2,003,897.472
HCl	36.461	5,874.966	986,994.277
Total		17,802.927	2,990,891.749

Jumlah bahan baku untuk 30 hari, m = 2,990,891.75 Kg

$$Volume\ liquid, V = \frac{m\ liquid}{\rho\ liquid}$$

Menghitung densitas campuran 35 °C = 308 K

Komponen	massa, Kg	wi	ρi, Kg/m3	wi/ρi
H <sub>2</sub> O	2,003,897.5	0.67	1018.4091	0.0006579
CH <sub>3</sub> OH	986,994.3	0.33	733.99917	0.0004496
Total	2,990,891.7	1		0.0011075

$$\rho\ liquid = \frac{\sum wi}{\sum \frac{wi}{\rho i}} = 902.95031\ kg/m^3$$

Sehingga didapat volume liquid :

$$Volume\ liquid, V = \frac{m\ liquid, kg}{\rho\ liquid, kg/m^3} \times \frac{6,2898\ barrel}{m^3}$$

$$Volume\ liquid, V = 20,834.05\ barrel = 3,312,614\ Liter$$

Dirancag volume tangki over design 20% :

$$Volume\ desain, Vd = 120\% \times V = 25000.859\ barrel$$

$$1050036.1\ gall$$

### 3. Ukuran Tangki

#### - Diameter dan Tinggi

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses Recommended by API Standard 12 C  
(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)									
		4 Number of Courses in Completed Tank									
		5 12	6 18	7 24	8 30	9 36	10 42	11 48	12 54	13 60	
10	14.0	170	250	335	420	505	...	...	...	...	
15	31.5	380	565	755	945	1,130	...	...	...	...	
20	56.0	670	1,010	1,340	1,680	2,010	2,350	2,690	...	...	
25	87.4	1,050	1,570	2,100	2,620	3,150	3,670	4,200	4,720	5,250	
30	126	1,510	2,270	3,020	3,780	4,530	5,290	6,040	6,800	7,550	
35	171	2,060	3,080	4,110	5,140	6,170	7,200	8,230	9,250	10,280	
40	224	2,690	4,030	5,370	6,710	8,060	9,400	10,740	12,090	13,430	
45	283	3,400	5,100	6,800	8,500	10,200	11,900	13,600	15,300	17,000	

50	350	4,200	6,290	8,390	10,490	12,590	14,690	16,790	18,880	20,980
60	504	6,030	9,060	12,909	15,110	18,130	21,150	24,170	27,190	30,220
70	685	8,230	12,340	16,450	20,560	24,680	28,790	32,900	37,010	41,130
80	895	10,740	16,120	21,490	26,860	32,230	37,600	42,970	48,350	53,720
90	1133	13,600	20,390	27,190	33,990	40,790	47,590	54,380	61,180	67,980
100	1399	16,790	25,180	33,570	41,970	50,360	58,750	67,140	75,540	83,930
120	2014	...	36,260	48,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,800	120,900
140	2742	...	49,350	65,800	82,250	98,700	115,100	131,600	148,000	164,500
160	3581	...	...	...	107,400	128,900	150,400	171,900	193,400	214,900
180	4532	...	...	...	136,000	163,200	190,400	217,500	244,800	254,300
200	5595	...	...	...	167,900	201,400	235,000	268,600	284,500	D = 174
220	6770	...	...	...	203,100	243,700	284,400	322,300	D = 194	

The approximate capacities shown are based on the formula:  
Capacity (42-gal bbl) =  $0.14D^2H$ , where  $D$  = listed tank diameter and  $H$  = listed tank height.  
Capacities and diameters below the heavy lines (cols. 9-11) are maximum for the tank heights shown, on the basis of the 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

346

Diameter & Tinggi dilihat pada item 1 Appendix E Brownel & Young hal 346.

Dipilih kapasitas standar	=	26860	barrel
Sehingga :		1128120	gall
Diameter tangki	=	80	ft
Tinggi tangki	=	30	ft
Number of Courses	=	5	
Lebar plate = Tinggi/Courses	=	6	ft

### - Tebal Tangki

Item 2. Shell Plate Thicknesses for Typical Sizes of Tanks with 72-in. Butt-welded C  
Recommended by API Standard 12 C  
(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diam (ft)	2 Tank Height (ft)								
	3 Number of Courses in Completed Tank								
	4 6	5 12	6 18	7 24	8 30	9 36	10 42	11 48	12 54
4 Shell Plate Thickness (In.)									
10	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	...	...	...
15	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	...	...	...
20	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	...
25	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.20
30	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21	0.24
35	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21	0.24	0.27
40	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21	0.24	0.28	0.31
45	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.23	0.27	0.31	0.35
50	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	0.26	0.30	0.35	0.39
60	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	0.26	0.31	0.36	0.41
70	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	0.27	0.34	0.41	0.48	0.55	0.62
90	3/4	3/4	3/4	0.31	0.38	0.46	0.54	0.62	0.70
100	3/4	3/4	0.25	0.34	0.43	0.51	0.60	0.69	0.78
120	3/4	3/4	0.30	0.41	0.51	0.62	0.72	0.83	0.93

Tebal shell tangki dilihat pada item 2 Appendix E Brownel & Young hal 347.

Untuk Diameter tangki	=	80	ft
Untuk tinggi tangki	=	30	ft

Didapat tebal shell (ts) (dihitung dari atas) :

Courses ke	Tinggi, ft	ts, in
1	0 - 6	0.25
2	6 - 12	0.25
3	12 - 18	0.25
4	18-24	0.27
5	24-30	0.34

Diameter dalam,  $I_{ds} = \text{Diameter} - 2 \times \text{ts courses ke 1} = \begin{matrix} 959.5 & \text{in} \\ 24.3713 & \text{m} \end{matrix}$

#### 4. Desain Head

##### a. Tebal Head

Bentuk tutup reaktor Torispherical karena alat beroperasi 15-200 psig. (Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New Yoerk. Hal 88).

Tebal penutup dihitung dengan persamaan :

$$t = \frac{0,885 \cdot P_{gauge} \cdot I_{ds}}{f \cdot \varepsilon - 0,1 \cdot P_{gauge}} + C''$$

Keterangan :

ts = Tebal dinding selongsong (m)  
 C'' = Faktor korosi (m)  
 I<sub>ds</sub> = Diameter dalam shell (m)  
 f = Tegangan yang diizinkan, fall (Pa)  
 ε = Efisiensi sambungan  
 P<sub>g</sub> = Tekanan terhitung alat (Pa)

Tekanan design = 1.1761 atm  
 Tekanan gauge = Tekanan design - Tekanan atmosfer  
 = 0.1761 atm = 17846.78 Pa



	Design Temperature, °F	Material	Plate	Pipe	Forgings	Fittings	Bolting
Cryogenic	-425 to -321	Stainless steel	SA-240-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-312-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-182-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-403-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-320-B8 with SA-194-8
	-320 to -151	9 nickel	SA-353	SA-333-8	SA-522-1	SA-420-WPL8	
Low temperature	-150 to -76	Carbon steel	SA-203-D	SA-333-3	SA-350-LF63	SA-420-WPL3	SA-320-L7 with SA-194-4
	-75 to -51		SA-203-A				
	-50 to -21		SA-516-55, 60 to SA-20	SA-333-6	SA-350-LF2	SA-420-WPL6	
			-20 to 4	SA-516-All			
	5 to 32		SA-285-C				
Intermediate	33 to 60 61 to 775	Carbon steel	SA-516-All SA-515-All SA-455-II	SA-53-B SA-106-B	SA-105 SA-181-60,70	SA-234-WPB	SA-193-B7 with SA-194-2H
Elevated Temperature	776 to 875	C-½Mo	SA-204-B	SA-335-P1	SA-182-F1	SA-234-WP1	
	876 to 1000	1Cr-½Mo	SA-387-12-1	SA-335-P12	SA-182-F12	SA-234-WP12	
		1Cr-½Mo	SA-387-11-2	SA-335-P11	SA-182-F11	SA-234-WP11	
	1001 to 1100	2¼Cr-1Mo	SA-387-22-1	SA-335-P22	SA-182-F22	SA-234-WP22	with SA-193-B5 SA-194-3
	1101 to 1500	Stainless steel	SA-240-347H	SA-312-347H	SA-182-347H	SA-403-347H	
		Incoloy	SB-424	SB-423	SB-425	SB-366	SA-193-B8 with SA-194-B
Above 1500	Inconel	SB-443	SB-444	SB-446	SB-366		

Menurut Dennis Moss. "Pressure Vessel Design Manual". Appendix H : material selection guide. Hal 464. Material pressure vessel dipilih berdasarkan suhu operasi. Kolom beroperasi antara -50 - 775 °F. Maka dipilih :

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 grade A  
 Allowable stress, fall = 12900 psi  
 Sinnott hal 982.

$$fall, f = 12.900 \text{ psi} \times \frac{1 \text{ atm}}{14,7 \text{ psi}} \times \frac{101.325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}}$$

$$fall, f = 88917857 \text{ Pa}$$

Untukantisipasi kondisi korosi yang parah, faktor korosi dipilih 4 mm. (Sinnott. "Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 985)

$$C'' = 4 \text{ mm} \\ 0.004 \text{ m}$$

Efisiensi sambungan = 0,7 untuk sambungan las ganda.

$$\epsilon = 70\% \quad (\text{Table 13.3 Sinnott})$$

$$t = \frac{0,885 \cdot P_{gauge} \cdot Ids}{f \cdot \epsilon - 0,1 \cdot P_{gauge}} + C'' = \begin{matrix} 0.0101845 \text{ m} \\ 0.4009661 \text{ in} \end{matrix}$$

Dipilih tebal tutup reaktor standar = 0.3125 in

Table 5.6 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New Yoerk. Hal 88.

**Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads**  
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.) <i>t</i>	Standard Straight Flange (in.) <i>sf</i>	Inside-corner Radius (in.) <i>icr</i>
$\frac{3}{16}$	$1\frac{1}{2}-2$	$\frac{3}{16}$
$\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}-2\frac{1}{2}$	$\frac{3}{4}$
$\frac{5}{16}$	$1\frac{1}{2}-3$	$1\frac{1}{16}$
$\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}-3$	$1\frac{1}{8}$
$\frac{7}{16}$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$1\frac{3}{16}$
$\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{4}$
$\frac{5}{8}$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$1\frac{3}{8}$
$\frac{3}{4}$	$1\frac{1}{2}-3\frac{1}{2}$	$2\frac{1}{4}$
$\frac{7}{8}$	$1\frac{1}{2}-4$	$2\frac{3}{8}$
1	$1\frac{1}{2}-4$	3

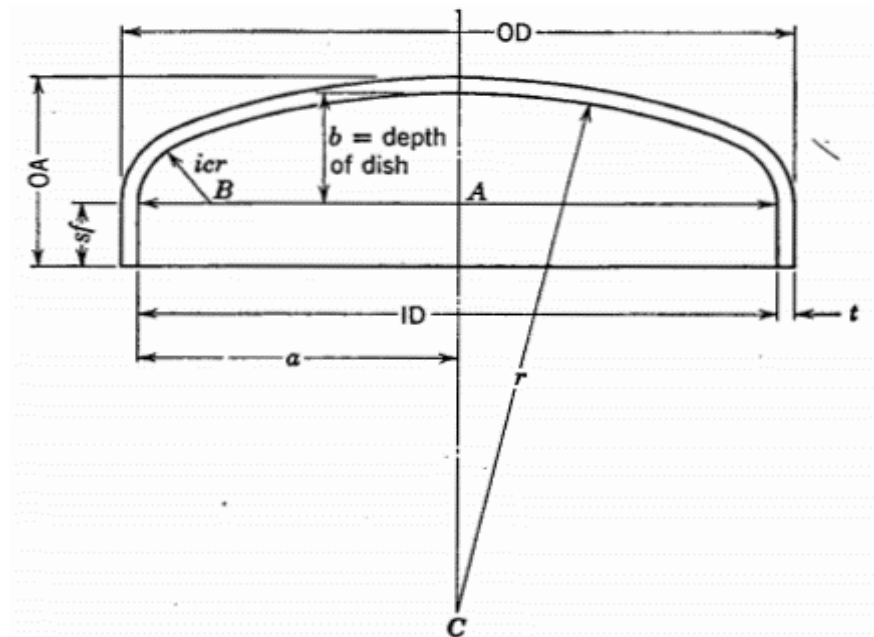
**b. Tinggi Head**

$$OA = t + b + sf \quad \dots\dots\dots(1)$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr \quad \dots\dots\dots(2)$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \quad \dots\dots\dots(3)$$

$$BC = r - icr \quad \dots\dots\dots(4)$$



Keterangan :

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

Diketahui :

- t = 0.3125 in
- r = D = 80 ft = 960 in
- icr = 1.3125 in (Brownel & Young Table 5.6 hal 88).
- sf = 1.5 in (Brownel & Young Table 5.6 hal 88).

Penyelesaian :

$$BC = r - icr = 958.6875 \text{ in}$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr = 478.4375 \text{ in}$$

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

$$b = 129.22971 \text{ in} = 3.2824345 \text{ m}$$

$$OA = t + b + sf = \begin{array}{l} 131.04221 \text{ in} \\ 3.328472 \text{ m} \\ 10.917388 \text{ ft} \end{array}$$

**c. Tinggi total**

$$Tinggi \text{ total} = Tinggi \text{ shell} + Tinggi \text{ head} = \begin{array}{l} 40.917388 \text{ ft} \\ 12.474813 \text{ m} \end{array}$$

**5. Tinggi cairan maksimum**

$$\begin{array}{l} D = 80 \text{ ft} = 24.390244 \text{ m} \\ Lc, \text{ trial} = 33.907 \text{ ft} = 10.337559 \text{ m} \\ V \text{ cairan} = 3312613.8 \text{ liter} \\ \quad \quad \quad 3312.614 \text{ m}^3 \\ \quad \quad \quad 116894.03 \text{ ft}^3 \end{array}$$

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 Lc = \begin{array}{l} 170349.75 \text{ ft}^3 \\ 4827.4742 \text{ m}^3 \\ 1274453.2 \text{ gall} \end{array}$$

maka tinggi cairan maksimal dalam tangki = 10.337559 m

### Tangki 2 (T-02)

Alat = Tangki penyimpanan HCl  
Kode = T-02  
Tugas = Menyimpan HCl untuk persediaan 7 hari  
Jenis = Silinder vertikal dengan tutup cone  
Suhu operasi = 303 K  
Tekanan operasi = 1 atm  
Tekanan desain = 1.1761 atm  
Kapasitas = 26860 barrel 4270406.1 Liter

Dimensi :

Diameter shell = 24.390244 m

Tinggi Shell = 9.1463415 m

Tebal shell :

Courses	Tinggi, ft	ts, in
1	0 - 6	0.25
2	6 - 12	0.25
3	12 - 18	0.25
4	18-24	0.27
5	24-30	0.34

Tinggi head = 3.328472 m

Tinggi total = 12.474813 m

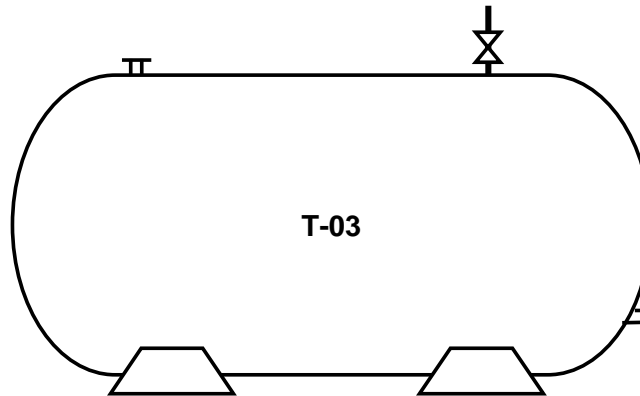
Tinggi cairan maksimal = 10.337559 m

Bahan : Carbon Steel SA-285 Grade A

### Tangki 3 (T-03)

Tugas : Menyimpan larutan CH<sub>3</sub>Cl selama 7 hari.

Tipe tangki : Silinder horizontal dengan tutup dan bottom setengah bola dengan atap (head) berbentuk torispherical roof.



Kondisi operasi :

Suhu = 303 K  
Tekanan = 13.879737 atm

Bahan yang disimpan :

Bahan yang disimpan = hasil dekanter

Komponen	BM	kg/jam
CH <sub>3</sub> Cl	50	5681.818
Total		5,681.818

#### Tekanan uap murni

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

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

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
CH <sub>3</sub> Cl	2.573.E+01	-1.750.E+03	-6.715.E+00	-1.296.E-09	4.434.E-06

## Densitas Cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	Tc (Kelvin)	n
CH <sub>3</sub> Cl	0.35821	0.26109	416.25	0.28690

### 1. Menentukan Suhu dan Tekanan Perancangan

Saat siang hari, suhu dinding diperkirakan mencapai 35 oC. Jika terjadi transfer panas dari dinding tangki ke cairan dalam tangki maka tekanan uap cairan naik. Dengan naiknya tekanan uap cairan maka perancangan dinding semakin tebal.

Menghitung tekanan fluida pada 35 °C = 308 K

Tekanan, P = 7.453719 atm

Komponen	kmol/jam	xi	P <sup>o</sup> <sub>i</sub> , atm	ki = P <sup>o</sup> <sub>i</sub> /P	yi = ki.xi
CH <sub>3</sub> Cl	112.53799	1	7.4569863	1.0004383	1.0004383
Total	112.5380	1.0000			1.0004

Sehingga perancangan tangki pada kondisi desain :

Suhu, Td = 308 K

Tekanan desain 10% dari tekanan operasi (Sinnott hal 980).

Tekanan, Pd = 110%.(13,8797) atm = 15.2677 atm

### 2. Menghitung Kapasitas Tangki

Kapasitas tangki = Bahan baku make up x Waktu tinggal

Waktu tinggal = 7 hari  
168 jam

Komponen	BM	kg/jam	Massa, Kg
CH <sub>3</sub> Cl	50.488	5681.818	954,545.455
Total		5,681.818	954,545.455

Jumlah bahan baku untuk 30 hari, m = 954,545.455 Kg

$$Volume\ liquid, V = \frac{m\ liquid}{\rho\ liquid}$$

Menghitung densitas campuran 35 °C = 308 K

Komponen	massa, Kg	wi	ρi, Kg/m3	wi/ρi
CH <sub>3</sub> Cl	954,545.455	1	892.12217	0.0011209
Total	954,545.455	1		0.0011209

$$\rho\ liquid = \frac{\sum wi}{\sum \frac{wi}{\rho i}} = 892.12217\ kg/m^3$$

Sehingga didapat volume liquid :

$$Volume\ liquid, V = \frac{m\ liquid, kg}{\rho\ liquid, kg/m^3} \times \frac{6,2898\ barrel}{m^3}$$

$$Volume\ liquid, V = \frac{6,729.91}{1,070,055.35}\ barrel$$

Liter

Dirancnag volume tangki over design 20% :

$$Volume\ desain, Vd = 120\% \times V = 8,075.89\ barrel$$

### 3. Ukuran Tangki

#### - Diameter dan Tinggi

1 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)												
		4 Number of Courses in Completed Tank												
		5 12	6 18	7 24	8 30	9 36	10 42	11 48	12 54	13 60				
10	14.0	170	250	335	420	505	...	...	...	...	...	...	...	...
15	31.5	380	565	755	945	1,130	...	...	...	...	...	...	...	...
20	56.0	670	1,010	1,340	1,680	2,010	2,350	2,690	...	...	...	...	...	...
25	87.4	1,050	1,570	2,100	2,620	3,150	3,670	4,200	4,720	5,250	...	...	...	...
30	126	1,510	2,270	3,020	3,780	4,530	5,290	6,040	6,800	7,550	...	...	...	...
35	171	2,060	3,080	4,110	5,140	6,170	7,200	8,230	9,250	10,280	...	...	...	...
40	224	2,690	4,030	5,370	6,710	8,060	9,400	10,740	12,090	13,430	...	...	...	...
45	283	3,400	5,100	6,800	8,500	10,200	11,900	13,600	15,300	17,000	...	...	...	...
50	350	4,200	6,290	8,390	10,490	12,590	14,690	16,790	18,880	20,980	...	...	...	...
60	504	6,030	9,060	12,909	15,110	18,130	21,150	24,170	27,190	30,220	...	...	...	...
70	685	8,230	12,340	16,450	20,560	24,680	28,790	32,900	37,010	41,130	...	...	...	...
80	895	10,740	16,120	21,490	26,860	32,230	37,600	42,970	48,350	53,720	...	...	...	...
90	1133	13,600	20,390	27,190	33,990	40,790	47,590	54,380	61,180	67,980	...	...	...	...
100	1399	16,790	25,180	33,570	41,970	50,360	58,750	67,140	75,540	83,930	...	...	...	...
120	2014	...	36,260	48,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,800	120,900	...	...	...	...
140	2742	...	49,350	65,800	82,250	98,700	115,100	131,600	148,000	164,500	...	...	...	...
160	3581	...	...	...	107,400	128,900	150,400	171,900	193,400	214,900	...	...	...	...
180	4532	...	...	...	136,000	163,200	190,400	217,500	244,800	254,300	...	...	...	...
200	5595	...	...	...	167,900	201,400	235,000	268,600	284,500	D = 174	...	...	...	...
220	6770	...	...	...	203,100	243,700	284,400	322,300	D = 194	D = 219	...	...	...	...



Diameter & Tinggi dilihat pada item 1 Appendix E Brownel & Young hal 346.

Dipilih kapasitas standar = 8060 barrel  
 Sehingga : 338520 gall  
 Diameter tangki = 40 ft  
 panjang tangki = 36 ft  
 Number of Courses = 6  
 Lebar plate = Tinggi/Courses = 6 ft

**- Tebal Tangki**

Tank Diam (ft)	Tank Height (ft)										Maximum Allowable Height for Diameters Listed (ft)
	6	12	18	24	30	36	42	48	54	60	
	Number of Courses in Completed Tank										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
	Shell Plate Thickness (In.)										
10	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	...	...	...	...	...
15	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	...	...	...	...	...
20	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	...	...	...
25	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	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
35	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21	0.24	0.27	0.30	...
40	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21	0.24	0.28	0.31	0.35	...
45	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.23	0.27	0.31	0.35	0.39	...
50	1/4	1/4	1/4	1/4	1/4	0.26	0.30	0.35	0.39	0.43	...
60	1/4	1/4	1/4	1/4	0.26	0.31	0.36	0.41	0.47	0.52	...
70	1/4	1/4	1/4	0.25	0.30	0.36	0.42	0.48	0.54	0.61	...
80	1/4	1/4	1/4	0.27	0.34	0.41	0.48	0.55	0.62	0.69	...
90	1/4	1/4	1/4	0.31	0.38	0.46	0.54	0.62	0.70	0.78	...
100	1/4	1/4	0.25	0.34	0.43	0.51	0.60	0.69	0.78	0.86	...
120	1/4	1/4	0.30	0.41	0.51	0.62	0.72	0.83	0.93	1.03	...

Tebal shell tangki dilihat pada item 2 Appendix E Brownel & Young hal 347.

Untuk Diameter tangki = 40 ft  
 Untuk panjang tangki = 36 ft

Didapat tebal shell (ts) (dipilih yang paling tebal) :

Courses ke	panjang, ft	ts, in
1	0 - 6	0.1875
2	6 - 12	0.1875
3	12 - 18	0.1875
4	18 - 24	0.1875
5	24 - 30	0.19
6	30 - 36	0.21

$$\text{Diameter dalam, } I_{ds} = \text{Diameter} - 2 \times t_s \text{ courses ke } 1 = \begin{matrix} 479.58 & \text{in} \\ 12.181332 & \text{m} \end{matrix}$$

#### 4. Desain Head

##### a. Tebal Head

Bentuk tutup reaktor Torispherical karena alat beroperasi 15-200 psig. (Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New Yoerk. Hal 88).

Tebal penutup dihitung dengan persamaan :

$$t = \frac{0,885 \cdot P_{gauge} \cdot I_{ds}}{f \cdot \epsilon - 0,1 \cdot P_{gauge}} + C''$$

Keterangan :

- $t_s$  = Tebal dinding selongsong (m)
- $C''$  = Faktor korosi (m)
- $I_{ds}$  = Diameter dalam shell (m)
- $f$  = Tegangan yang diizinkan, fall (Pa)
- $\epsilon$  = Efisiensi sambungan
- $P_g$  = Tekanan terhitung alat (Pa)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design} &= 15.2677 \text{ atm} \\ \text{Tekanan gauge} &= \text{Tekanan design} - \text{Tekanan atmosfer} \\ &= 14.267711 \text{ atm} = 1445675.8 \text{ Pa} \end{aligned}$$

	Design Temperature, °F	Material	Plate	Pipe	Forgings	Fittings	Bolting
Cryogenic	-425 to -321	Stainless steel	SA-240-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-312-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-182-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-403-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-320-B8 with SA-194-8
	-320 to -151	9 nickel	SA-353	SA-333-8	SA-522-1	SA-420-WPL8	
Low temperature	-150 to -75	3½ nickel	SA-203-D	SA-333-3	SA-350-LF63	SA-420-WPL3	SA-320-L7 with SA-194-4
	-75 to -51	2½ nickel	SA-203-A		SA-350-LF2	SA-420-WPL6	
	-50 to -21	Carbon steel	SA-516-55, 60 to SA-20	SA-333-6			
	-20 to 4		SA-516-All	SA-333-1 or 6			
5 to 32	SA-285-C						
Intermediate	33 to 60 61 to 775		SA-516-All SA-515-All SA-455-II	SA-53-B SA-106-B	SA-105 SA-181-60,70	SA-234-WPB	SA-193-B7 with SA-194-2H
Elevated Temperature	776 to 875	C-½Mo	SA-204-B	SA-335-P1	SA-182-F1	SA-234-WP1	with SA-193-B5 SA-194-3
	876 to 1000	1Cr-½Mo	SA-387-12-1	SA-335-P12	SA-182-F12	SA-234-WP12	
		1Cr-½Mo	SA-387-11-2	SA-335-P11	SA-182-F11	SA-234-WP11	
	1001 to 1100	2¼Cr-1Mo	SA-387-22-1	SA-335-P22	SA-182-F22	SA-234-WP22	
	1101 to 1500	Stainless steel	SA-240-347H	SA-312-347H	SA-182-347H	SA-403-347H	SA-193-BB with SA-194-B
		Incoloy	SB-424	SB-423	SB-425	SB-366	
Above 1500	Inconel	SB-443	SB-444	SB-446	SB-366		

Menurut Dennis Moss. "Pressure Vessel Design Manual". Appendix H : material selection guide. Hal 464. Material pressure vessel dipilih berdasarkan suhu operasi. Kolom beroperasi antara -50 - 775 °F. Maka dipilih :

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 grade A  
 Allowable stress,  $f_{all}$  = 12900 psi  
 Sinnott hal 982.

$$f_{all, f} = 12.900 \text{ psi} \times \frac{1 \text{ atm}}{14,7 \text{ psi}} \times \frac{101.325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}}$$

$$f_{all, f} = 88917857 \text{ Pa}$$

Untukantisipasi kondisi korosi yang parah, faktor korosi dipilih 4 mm.  
 (Sinnott. "Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 985)

$$C'' = \frac{4 \text{ mm}}{0.004 \text{ m}}$$

Efisiensi sambungan = 0,7 untuk sambungan las ganda.

$$\epsilon = 70 \% \quad (\text{Table 13.3 Sinnott})$$

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot gauge \cdot Ids}{f \cdot \epsilon - 0,1 \cdot P \cdot gauge} + C'' = \begin{matrix} 0.2549758 \text{ m} \\ 10.038417 \text{ in} \end{matrix}$$

Dipilih tebal tutup reaktor standar = 0.625 in  
 Table 5.6 Brownell and Young. 1959. "Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New Yoerk. Hal 88.

**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.)
$t$	$sf$	$ier$
$\frac{3}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -2	$\frac{3}{16}$
$\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -2 $\frac{1}{2}$	$\frac{3}{4}$
$\frac{5}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -3	$1\frac{1}{16}$
$\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -3	$1\frac{1}{8}$
$\frac{7}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$1\frac{3}{16}$
$\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{4}$
$\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{8}$
$\frac{3}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$2\frac{1}{4}$
$\frac{7}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4	$2\frac{3}{8}$
1	$1\frac{1}{2}$ -4	3

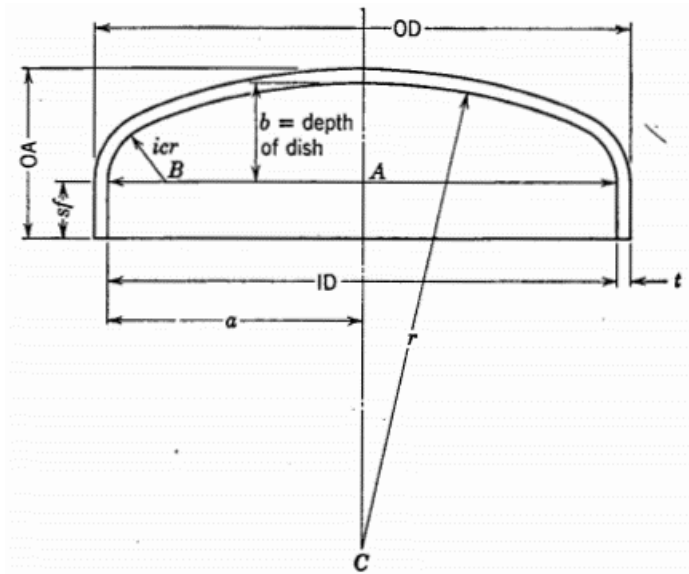
**b. Tinggi Head**

$$OA = t + b + sf \quad \dots\dots\dots(1)$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr \quad \dots\dots\dots(2)$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \quad \dots\dots\dots(3)$$

$$BC = r - icr \quad \dots\dots\dots(4)$$



Keterangan :

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

Diketahui :

- t = 0.625 in
- r = D = 40 ft = 480 in
- icr = 1.875 in (Brownel & Young Table 5.6 hal 88).
- sf = 1.5 in (Brownel & Young Table 5.6 hal 88).

Penyelesaian :

$$BC = r - icr = 720 \text{ in} - 1,875 \text{ in} = 478.125 \text{ in}$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr = \frac{719,5in}{2} - 1,875 \text{ in} = 237.915 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 720 \text{ in} - \sqrt{718,125^2 - 357,875^2} \text{ in}$$

$$b = \begin{array}{l} 65.271211 \text{ in} \\ 1.6578888 \text{ m} \end{array}$$

$$2 \cdot OA = t + b + sf = \begin{array}{l} 134.79242 \text{ in} \\ 3.4237275 \text{ m} \\ 11.229826 \text{ ft} \end{array}$$

### c. panjang total

$$\text{Panjang total} = \text{Panjang shell} + 2 \times \text{Tinggi head} = \begin{array}{l} 47.229826 \text{ ft} \\ 14.399337 \text{ m} \end{array}$$

### 5. Tinggi cairan maksimum

$$\begin{array}{l} D = 40 \text{ ft} = 12.195122 \text{ m} \\ Lc, \text{ trial} = 34.055 \text{ ft} = 10.382552 \text{ m} \\ V \text{ cairan} = 954545.5 \text{ liter} \\ \quad \quad \quad 954.545 \text{ m}^3 \\ \quad \quad \quad 33683.57 \text{ ft}^3 \end{array}$$

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 Lc = \begin{array}{l} 42772.791 \text{ ft}^3 \\ 1212.1212 \text{ m}^3 \\ 320000 \text{ gall} \end{array}$$

maka tinggi cairan maksimal dalam tangki = 10.382552 m

### Spesifikasi Tangki 3 (T-03)

Alat = Tangki penyimpanan CH<sub>3</sub>Cl  
Kode = T-03  
Tugas = Menyimpan untuk persediaan 7 hari  
Jenis = Silinder Horizontal dengan tutup dan bottom setengah lingkaran  
Suhu operasi = 303 K  
Tekanan operasi = 13.879737 atm  
Tekanan desain = 15.2677 atm  
Kapasitas = 8060 barrel = 1281439.8 Liter  
Dimensi :

Tinggi shell = 12.195122 m

Panjang Shell = 10.97561 m

Tebal shell :

Courses	panjang, ft	ts, in
1	0 - 6	0.1875
2	6 - 12	0.1875
3	12 - 18	0.1875
4	18 - 24	0.1875
5	24 - 30	0.19
6	30 - 36	0.21

Tinggi head = 1.6578888 m

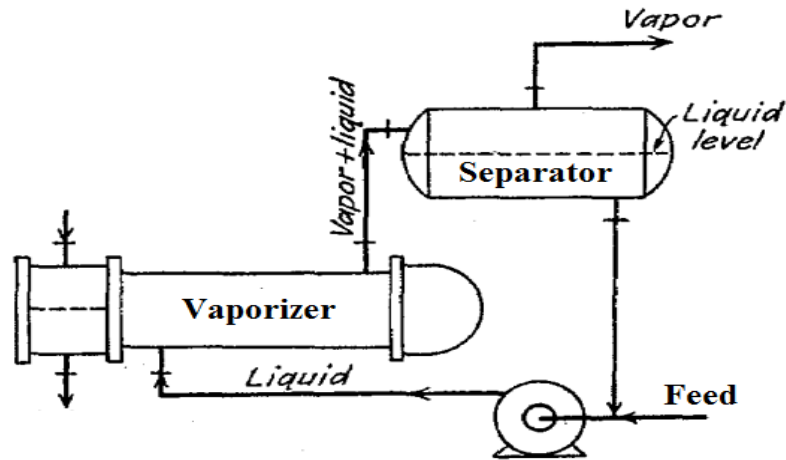
Tinggi total = 14.399337 m

Bahan : Carbon Steel SA-285 Grade A

## VAPORIZER 1 (VP-01)

Tugas : Menguapkan CH<sub>3</sub>OH dari T-01

Jenis alat : Heat Exchanger Shell and Tube



Kondisi umpan masuk vaporizer :

Tekanan = 10 atm

Feed = kebutuhan make up

Komponen	BM	Kg/jam	kmol/jam
H <sub>2</sub> O	18.015	79.9315093	4.43694196
CH <sub>3</sub> OH	32.042	3916.64396	122.234691
Total		3996.57547	126.671633

### Tekanan uap murni

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

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

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	2.99.E+01	-3.15.E+03	-7.30.E+00	2.42.E-09	1.81.E-06
CH <sub>3</sub> OH	4.562.E+01	-3.245.E+03	-1.399.E+01	6.637.E-03	-1.051.E-13

### Kapasitas Panas Fasa Gas

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

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

$C_p$  = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	3.3933.E+01	-8.4186.E-03	2.9906.E-05	-1.7825.E-08	3.6934.E-12
CH <sub>3</sub> OH	4.0046.E-01	-3.8278.E-02	2.4529.E-04	-2.1679.E-07	5.9909.E-11

### Kapasitas panas fase cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3$$

$C_p$  = heat capacity of liquid, joule/(mol K)

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	9.2053.E+01	-3.9953.E-02	-2.1103.E-04	5.3469.E-07
CH <sub>3</sub> OH	4.0152.E-01	3.1046.E-01	-1.0291.E-03	1.4598.E-06

### Panas Penguapan

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

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

$\Delta H_{\text{vap}}$  = enthalpy of vaporization, kJoule/mol

A,  $T_c$ , and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	T <sub>c</sub> (Kelvin)	n
H <sub>2</sub> O	52.053	647.13	0.321
CH <sub>3</sub> OH	52.723	512.58	0.377

### Konduktifitas termal gas

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$k_{\text{gas}} = A + B T + C T^2$$

$k_{\text{gas}}$  = thermal conductivity of gas, W/(m K)

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K



### Konduktifitas termal cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} k_{liq} = A + B [1-T/C]^{2.7}$$

where

$k_{liq}$  = thermal conductivity of liquid, W/(m K)

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C
H <sub>2</sub> O	-2.7580.E-01	4.6120.E-03	-5.5391.E-06
CH <sub>3</sub> OH	-1.179.E+00	6.191.E-01	5.126.E+02

### Densitas Cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	Tc (Kelvin)	n
H <sub>2</sub> O	0.34710	0.274	647.13	0.28571
CH <sub>3</sub> OH	0.27197	0.27192	512.58	0.23310

### Viskositas Gas

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\eta_{gas} = A + B T + C T^2$$

$\eta_{gas}$  = viscosity of gas, micropoise

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C
H <sub>2</sub> O	-3.6826.E+01	4.2900.E-01	-1.6200.E-05
CH <sub>3</sub> OH	-1.424.E+01	3.894.E-01	-6.276.E-05

### Viskositas Cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\eta_{liq}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

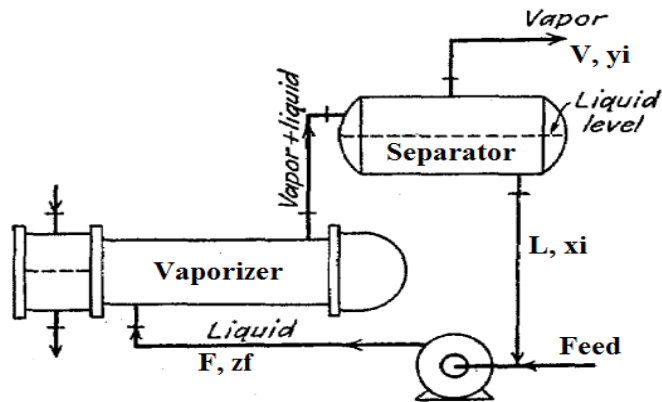
T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-1.022.E+01	1.7925.E+03	1.7730.E-02	-1.2631.E-05
CH <sub>3</sub> OH	-9.056.E+00	1.254.E+03	2.238.E-02	-2.354.E-05

**1. Menentukan suhu fluida dingin keluar (t2) dan neraca massa**

Hanya 80% cairan menguap dari umpan masuk vaporizer, sehingga arus masuk vaporizer 1,25 kalinya feed (Kern.D.Q hal 455).

Separator digunakan untuk memisahkan hasil uap dan hasil cair vaporizer.



Vapor = feed

Komponen	Kmol/jam	yi	kg/jam
H <sub>2</sub> O	4.43694196	0.03502712	79.9315093
CH <sub>3</sub> OH	122.234691	0.96497288	3916.64396
Total	126.671633	1	3996.57547

- F : Kecepatan mol masuk vaporizer, kmol/jam
- L : Kecepatan mol cair keluar separator, kmol/jam
- V : Kecepatan mol gas keluar separator, kmol/jam
- zf : Fraksi mol komponen masuk separator
- xi : Fraksi mol komponen cair keluar separator
- yi : Fraksi mol komponen gas keluar separator

Neraca mol total :

$$F = V + L \quad \dots\dots\dots(1)$$

Neraca mol komponen :

$$F.zf = V.yi + L.xi \quad \dots\dots\dots(2)$$

Persamaan (2) dibagi F :

$$z_f = (V/F).y_i + (L/F).x_i$$

$V/F = R$  dan  $L/F = 1 - R$ . Dengan  $x_i = y_i/k_i$

Sehingga :

$$z_f = R.y_i + (1 - R).\frac{y_i}{k_i}$$

Dengan  $R = 0.8$

Tekanan = 10 atm

Trial suhu, (t2) = 413.083579 K

140.083579 °C

Komponen	$y_i$	$P^o_i$	$k_i$	$z_f$
H <sub>2</sub> O	0.03502712	3.55397315	0.35539731	0.04773322
CH <sub>3</sub> OH	0.96497288	10.7090292	1.07090292	0.95219499
Total	1			0.99992821

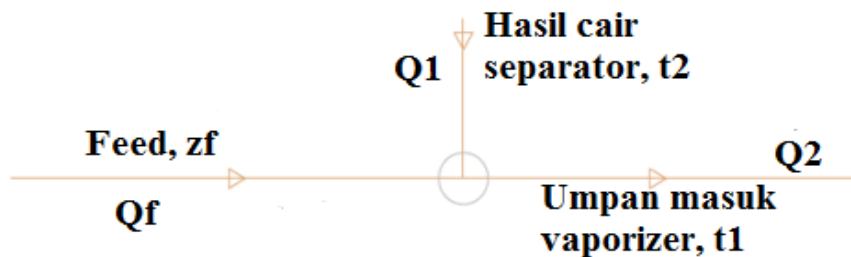
Feed vaporizer = 1,25 x Feed = 158.339541 kmol/jam

Komponen	$z_f$	kmol/jam	kg/jam
H <sub>2</sub> O	0.04773322	7.55805583	136.158376
CH <sub>3</sub> OH	0.95219499	150.770118	4830.97613
Total	0.99992821	158.328174	4967.1345

Komposisi cair keluar separator : Feed vaporizer - Vapor

Komponen	kmol/jam	$x_i$	kg/jam
H <sub>2</sub> O	3.12111387	0.09859302	56.2268664
CH <sub>3</sub> OH	28.5354275	0.90140698	914.332169
Total	31.6565414	1	970.559035

## 2. Menentukan suhu fluida dingin masuk (t1)



Neraca panas di sekitar pencampuran :

$$Q_f + Q_1 = Q_2 \quad \dots\dots\dots(3)$$

**- Panas arus feed**

$$\begin{aligned} \text{Suhu, } t_f &= 308 \text{ K} \\ &= 35 \text{ }^\circ\text{C} \\ t_{\text{ref}} &= 298 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	f <sub>i</sub> , knol/jam
H <sub>2</sub> O	4.43694196
CH <sub>3</sub> OH	122.234691
Total	126.671633

Panas arus feed dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q_{ref}}^{Q_f} dQ_f = \int_{t_{ref}}^{t_f} \sum f_i \cdot C_{pi} \cdot dT \quad \dots\dots\dots(4)$$

Integral persamaan (4) :

$$\Delta Q_f = \sum f_i \cdot C_{pi} (t_f - t_{ref}) \quad \dots\dots\dots(5)$$

Komponen	f <sub>i</sub> .C <sub>pi</sub> K <sub>j</sub> /J.K			
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>	D.T <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> O	4.1.E+02	-1.8.E-01	-9.4.E-04	2.4.E-06
CH <sub>3</sub> OH	4.9.E+01	3.8.E+01	-1.3.E-01	1.8.E-04
Total	4.6.E+02	3.8.E+01	-1.3.E-01	1.8.E-04

Komponen	integral ∑f <sub>i</sub> .C <sub>pi</sub> , K <sub>j</sub> /J.K			
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>	D.T <sup>4</sup>
Total	4.6.E+02	1.9.E+01	-4.2.E-02	4.5.E-05

$$\Delta Q_f = \sum f_i \cdot C_{pi} (t_f - t_{ref}) = 52,976.93 \text{ K<sub>j</sub>/jam}$$

**- Panas arus hasil cair separator**

$$\begin{aligned} \text{Suhu, } t_2 &= 413.083579 \text{ K} \\ &= 140.083579 \text{ }^\circ\text{C} \\ t_{\text{ref}} &= 298 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	fi, knol/jam
H <sub>2</sub> O	3.12111387
CH <sub>3</sub> OH	28.5354275
Total	31.6565414

Panas arus hasil cair separator dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q_{ref}}^{Q_1} dQ_1 = \int_{t_{ref}}^{t_2} \sum f_i \cdot C_{pi} \cdot dT \quad \dots\dots\dots(6)$$

Integral persamaan (6) :

$$\Delta Q_1 = \sum f_i \cdot C_{pi} | (t_2 - t_{ref}) \quad \dots\dots\dots(7)$$

Komponen	f <sub>i</sub> .C <sub>pli</sub> Kj/J.K			
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>	D.T <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> O	2.9.E+02	-1.2.E-01	-6.6.E-04	1.7.E-06
CH <sub>3</sub> OH	1.1.E+01	8.9.E+00	-2.9.E-02	4.2.E-05
Total	3.0.E+02	8.7.E+00	-3.0.E-02	4.3.E-05

Komponen	integral ∑f <sub>i</sub> .C <sub>pli</sub> , Kj/J.K			
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>	D.T <sup>4</sup>
Total	3.0.E+02	4.4.E+00	-1.0.E-02	1.1.E-05

$$\Delta Q_1 = \sum f_i \cdot C_{pi} | (t_2 - t_{ref}) = \quad 181,127.88 \quad \text{Kj/jam}$$

$$Q_f + Q_1 = \quad 234,104.81 \quad \text{Kj/jam}$$

**- Panas arus umpan masuk vaporizer**

Suhu t<sub>1</sub> trial = 332.108101 K  
59.1081011 °C  
t ref = 298 K

Komponen	fi, knol/jam
H <sub>2</sub> O	7.55805583
CH <sub>3</sub> OH	150.770118
Total	158.328174

Panas arus umpan masuk vaporizer dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q_{ref}}^{Q_1} dQ_2 = \int_{t_{ref}}^{t_1} \sum f_i \cdot C_{pi} \cdot dT \quad \dots\dots\dots(8)$$

Integral persamaan (8) :

$$\Delta Q_2 = \sum f_i \cdot C_{pi} | (t_1 - t_{ref}) \quad \dots\dots\dots(9)$$

Komponen	f <sub>i</sub> .C <sub>pi</sub> K <sub>j</sub> /J.K			
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>	D.T <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> O	7.0.E+02	-3.0.E-01	-1.6.E-03	4.0.E-06
CH <sub>3</sub> OH	6.1.E+01	4.7.E+01	-1.6.E-01	2.2.E-04
Total	7.6.E+02	4.7.E+01	-1.6.E-01	2.2.E-04

Komponen	integral ∑f <sub>i</sub> .C <sub>pi</sub> , K <sub>j</sub> /J.K			
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>	D.T <sup>4</sup>
Total	7.6.E+02	2.3.E+01	-5.2.E-02	5.6.E-05

$$\Delta Q_2 = \sum f_i \cdot C_{pi} | (t_1 - t_{ref}) = \quad 234,104.81 \quad \text{Kj/jam}$$

$$t_1 \text{ di trial hingga } Q_2 = Q_f + Q_1 : \quad 234,104.81 \quad \text{Kjj/jam}$$

### 3. Beban Pemanas

$$Q_p = Q_s + Q_v$$

- Q<sub>tot</sub> : Beban pemanas, Kj/jam
- Q<sub>p</sub> : Panas preheater (sensibel untuk menaikkan suhu), Kj/jam
- Q<sub>v</sub> : Panas vaporizer (penguapan), Kj/jam

#### - Panas preheater

$$\begin{aligned} \text{Suhu, } t_2 &= 413.083579 \text{ K} \\ &140.083579 \text{ } ^\circ\text{C} \\ t_1 &= 332.108101 \text{ K} \\ &59.1081011 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Komponen	fi, knol/jam
H <sub>2</sub> O	7.55805583
CH <sub>3</sub> OH	150.770118
Total	158.328174

Panas arus umpan masuk vaporizer dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q_1}^{Q_2} dQ_p = \int_{t_1}^{t_2} \sum f_i \cdot C_{pi} \cdot dT \quad \dots\dots\dots(10)$$

Integral persamaan (10) :

$$\Delta Q_p = \sum f_i \cdot C_{pi} |(t_2 - t_1) \quad \dots\dots\dots(11)$$

Komponen	f <sub>i</sub> .C <sub>pli</sub> Kj/J.K			
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>	D.T <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> O	7.0.E+02	-3.0.E-01	-1.6.E-03	4.0.E-06
CH <sub>3</sub> OH	6.1.E+01	4.7.E+01	-1.6.E-01	2.2.E-04
Total	7.6.E+02	4.7.E+01	-1.6.E-01	2.2.E-04

Komponen	integral $\sum f_i \cdot C_{pli}$ , Kj/J.K			
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>	D.T <sup>4</sup>
Total	7.6.E+02	2.3.E+01	-5.2.E-02	5.6.E-05

$$\Delta Q_p = \sum f_i \cdot C_{pi} |(t_2 - t_1) = \quad 645,187.88 \quad \text{Kj/jam}$$

**- Panas penguapan**

Panas laten ditinjau pada suhu t<sub>2</sub> = 413.083579 K

$$Q_v = \sum f_{vi} \cdot \lambda_i \quad \text{Dengan } \lambda_i = \text{Panas laten komponen } i \text{ (Kj/mol)}$$

Komponen	f <sub>vi</sub> , kmol/j	λ <sub>i</sub> , KJ/kmol	f <sub>vi</sub> .λ <sub>i</sub> , Kj/j
H <sub>2</sub> O	4.43694196	37554.6246	166627.69
CH <sub>3</sub> OH	122.234691	28417.9916	3473664.41
Total	126.671633		3640292.1

$$Q_v = \sum f_{vi} \cdot \lambda_i = \quad 3,640,292.10 \quad \text{Kj/jam}$$

$$\text{Beban panas} = Q_p + Q_v = \quad 4,285,479.98 \quad \text{Kj/jam}$$

**4. Media pemanas**

Sebagai pemanas digunakan dowtherm A.

m dowtherm A = 50000 kg/jam  
 BM dowtherm A = 166 kg/kmol  
 fp dowtherm A = 301.204819 kmol/jam

$$C_{pp} = 1,4344 \cdot 10^5 + 3,7289 \cdot 10^2 \cdot T + 0,1115 \cdot T^2, \text{ J/kmol.K}$$

Tekanan dowtherm A = 3 atm

Tekanan uap dowtherm A, Pascal (CHAMACAD)

$$P^o = \exp \left( A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T) + D \cdot T^E \right)$$

Komponen	A	B	C	D	E
Dowtherm A	29.166	-7294.290	-0.531	-2.1.E-06	2.000

Suhu didih pada 3 atm

Suhu didih = 586.234708 K  
 313.234708 °C

Komponen	xi	Poi	ki	yi = ki.xi
Dowtherm A	1	2.99967585	0.99989195	0.99989195

Suhu masuk dowtherm A, T1 = 560 K  
 287 °C

**- Menghitung suhu keluar dowtherm A**

Trial suhu keluar, T2 = 522.351095 K = 249.351095 °C

Panas yang lepas = beban panas = 4,285,479.98 Kj/jam

Panas yang dilepas dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q_1}^{Q_2} dQ_{tot} = \int_{T_1}^{T_2} \sum fp \cdot C_{pp} \cdot dT \dots\dots\dots(12)$$

Integral persamaan (12) :

$$\Delta Q_{tot} = \sum fp \cdot C_{pp} (T_2 - T_1) \dots\dots\dots(13)$$



Komponen	fp.Cpp J/Jam.K		
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>
Dowtherm A	4.3.E+07	1.1.E+05	3.4.E+01
Total	4.3.E+07	1.1.E+05	3.4.E+01

Komponen	integral $\sum$ fp.Cpp, J/Jam.K		
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>
Total	4.3.E+07	5.6.E+04	1.1.E+01

$$\Delta Q_{tot} = \sum fp.Cpp |(T2 - T1) = -4,285,479,979.99 \quad \text{J/jam}$$

$$-4,285,479.98 \quad \text{Kj/jam}$$

Tanda negatif bearti dowtherm A melepas panas.

## 5. Beda suhu rerata

a. Beda suhu rerata preheater

	Hight temp	low temp
Hot fluid	T1	T2
Cold fluid	t2	t1
$\Delta t$	T1 - t2 = $\Delta t_2$	T2 - t1 = $\Delta t_1$

	Hight temp	low temp
Hot fluid	560	522.351095
Cold fluid	413.083579	332.108101
$\Delta t$	146.916421	190.242994

$$(\Delta t)_p = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 167.647641 \text{ K}$$

$$Q_p = Q_s = 645,187.88 \text{ Kj/jam}$$

$$\frac{Q_p}{(\Delta t)_p} = 3848.47577 \text{ Kj/jam.K}$$

b. Beda suhu rerata penguapan

$$(\Delta t)_v = \Delta t_2 = 146.916421 \text{ K}$$

$$Q_v = 3,640,292.10 \text{ Kj/jam}$$

$$\frac{Q_v}{(\Delta t)_v} = 24777.9797 \text{ Kj/jam.K}$$

$$\sum \frac{Q}{(\Delta t)} = 28626.4555 \text{ Kj/jam.K}$$

$$(\Delta t) = \frac{\text{Beban panas}}{\sum \frac{Q}{\Delta t}} = 149.703479 \text{ K}$$

## 6. Koefisien perpindahan panas gabungan kotor

Dipilih dari tabel 8 Kern.D.Q."Process Heat Transfer". Hal 840.

Exchangers		
Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Water	Water	250-500§
Aqueous solutions	Aqueous solutions	250-500§
Light organics	Light organics	40-75
Medium organics	Medium organics	20-60
Heavy organics	Heavy organics	10-40
Heavy organics	Light organics	30-60
Light organics	Heavy organics	10-40

\* *Light organics* are fluids with viscosities of less than 0.5 centipoise and include benzene, toluene, acetone, ethanol, methyl ethyl ketone, gasoline, light kerosene, and naphtha.

† *Medium organics* have viscosities of 0.5 to 1.0 centipoise and include kerosene, straw oil, hot gas oil, hot absorber oil, and some crudes.

‡ *Heavy organics* have viscosities above 1.0 centipoise and include cold gas oil, lube oils, fuel oils, reduced crude oils, tars, and asphalts.

§ Dirt factor 0.001.

|| Pressure drop 20 to 30 psi.

¶ These rates are greatly influenced by the operating pressure.

viskositas fluida dingin (umpan masuk vaporizer) pada suhu rata-rata :

$$t_1 = 332.108101 \text{ K}$$

$$t_2 = 413.083579 \text{ K}$$

$$t \text{ rata-rata} = 372.59584 \text{ K}$$

Komponen	kg/jam	w <sub>i</sub>	μ <sub>i</sub> , cP	w <sub>i</sub> /μ <sub>i</sub>
H <sub>2</sub> O	136.158376	0.02741186	0.28031	9.78.E-02
CH <sub>3</sub> OH	4830.97613	0.97258814	0.24099	4.04.E+00
Total	4967.1345	1		4.13.E+00

$$\mu_{mix} = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\mu_i}} = 0.24192 \text{ cP}$$

Viskositas fluida panas pada suhu rata-rata :

Diperoleh dari CHAMCAD

$$\mu_p = \exp\left(A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T)\right) \quad \mu_p = \text{Pa.s}$$

T1	=	560	K
T2	=	522.351095	K
T rata-rata	=	541.175548	K

komponen	A	B	C
Dowtherm A	-1.84.E+01	2.18.E+03	9.57.E-01

$$\begin{aligned} \mu_p &= 0.00023945 \text{ Pa.s} \\ &= 0.00023945 \text{ kg/m.s} \\ &= 0.23945076 \text{ cP} \end{aligned}$$

sehingga :

Fluida dingin = Light Organic

Fluida panas = Light Organic

Karena fluida panas dan dingin termasuk Light Organic, Ud 40 - 75 Btu/jam.ft2.oF.

Dipilih Ud = 70 Btu/jam.ft2.oF

$$Ud = 75 \frac{\text{Btu}}{\text{Jam.ft}^2.\text{oF}} \times \frac{0,005678 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K}}{\text{Btu/jam.ft}^2.\text{oF}} = 0.39746 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K}$$

## 7. Alat penukar panas

a. Luas perpindahan panas

$$A = \frac{Q_{tot}}{Ud \times \Delta T_{LMTD}}$$

Keterangan :

A	=	Luas perpindahan kalor, m <sup>2</sup>
Q <sub>tot</sub>	=	Beban panas kondensor parsial, Kj/jam
Ud	=	Koefisien perpindahan panas, Kj/s.m <sup>2</sup> .K
ΔT <sub>LMTD</sub>	=	Log perbedaan suhu rata-rata, K

Maka :

$$A = \frac{10.434.234,21 \text{ Kj/jam}}{0,4285 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} \times 3600 \text{ s/jam} \times 48,6\text{K}} = \begin{matrix} 20.0065244 \text{ m}^2 \\ 215.238192 \text{ Ft}^2 \end{matrix}$$

Luas perpindahan panas > 200 ft<sup>2</sup>, jenis alat penukar panas yang digunakan adalah *Heat Exchanger Shell and tube*.

b. Ukuran tube

Menurut Sinnott hal 805, Tube diameter antara 0,625 - 2 in.

Dari tabel.9 Kern,D.Q."Process Heat Transfer" dipilih :

Diameter luar tube (Odt) = 0.75 in = 0.01905 m

Dari tabel.10 Kern, BWG = 18.

Diameter dalam tube (Idt) = 0.652 in = 0.0165608 m

APPENDIX OF CALCULATION DATA

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft <sup>2</sup>		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401

c. Panjang tube

Menurut Sinnott hal 805, panjang standar tube 6, 8, 12, 16, 20, 24 ft.

Dipilih panjang tube = 6 ft = 1.82926829 m

d. Jumlah tube

Jumlah tube dipilih dari Tabel.9 Kern."Process Heat Transfer". Pada Triangular Pitch, Odt = 0,75 in, Pt = 0,9375 in.

¾ in. OD tubes on 1½ in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18
10	62	56	47	42	36
12	109	98	86	82	78
13¼	127	114	96	90	86
15¼	170	160	140	136	128
17¼	239	224	194	188	178
19¼	301	282	252	244	234
21¼	361	342	314	306	290
23¼	442	420	386	378	364
25	532	506	468	446	434
27	637	602	550	536	524
29	721	692	640	620	594
31	847	822	766	722	720
33	974	938	878	852	826
35	1102	1068	1004	988	958
37	1240	1200	1144	1104	1072
39	1377	1330	1258	1248	1212

Jumlah tube dihitung dari persamaan :

$$N_t = \frac{A}{\pi \cdot odt \cdot L} = \frac{271,72m^2}{3,14 \cdot 0,01905 m \cdot 3,658m} = 182.839327$$

Dipilih : Jumlah tube (Nt)	=	178	
Diameter dalam shell (ids)	=	25	in
	=	0.635	m
Passes	=	8	

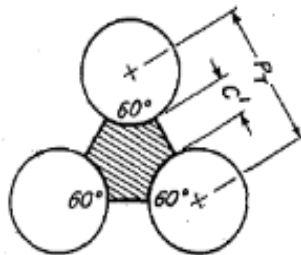
e. Ud terkoreksi

$$A_{\text{terkoreksi}} = \pi \cdot odt \cdot L \cdot N_t = 19.4769988 \text{ m}^2$$

$$Ud_{\text{terkoreksi}} = \frac{Q_{tot}}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta T_{L_{MTD}}}$$

$$Ud_{\text{terkoreksi}} = \begin{matrix} 0.40826584 \text{ Kj/s.m}^2\text{.K} \\ 71.9031061 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F} \\ \text{(Masih dalam batas 40-75 Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F)} \end{matrix}$$

f. Pitch tube & clearence



Pitch tube 25% lebih besar dari diameter luar tube.

$$Pt = 1,25 \times odt = 1,25 \times 0,75 \text{ in} = \begin{matrix} 0.9375 \text{ in} \\ = 0.0238125 \text{ m} \end{matrix}$$

Clearance (C') merupakan selisih antara pitch tube dengan diameter luar tube.

$$C' = Pt - odt$$

$$C' = \begin{matrix} 0.1875 \text{ in} \\ 0.0047625 \text{ m} \end{matrix}$$

g. Jarak antar baffle

Jarak antar baffle dihitung 1/5 dari diameter dalam shell.

$$B = \frac{ID_s}{5} = \frac{1 \text{ in}}{5} = \begin{matrix} 0.0254 \text{ m} \\ 0.08333333 \text{ ft} \end{matrix}$$

h. Diameter ekuivalen

Untuk susunan triangular pitch, diameter ekuivalen dihitung dengan persamaan :

$$De = \frac{4 \times \left( \frac{1}{2} Pt \times 0,86 \cdot Pt - \frac{1}{2} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot OD^2 \right)}{\frac{1}{2} \pi \cdot OD} = \begin{matrix} 0.0136 \text{ m} \\ 0.04448646 \text{ ft} \\ 0.53383758 \text{ in} \end{matrix}$$

h. Luas aliran shell

$$a_s = \frac{ID_s \cdot C \cdot B}{Pt} = \frac{27 \text{ in} \times 0,1875 \text{ in} \times 5,4 \text{ in}}{0,9375 \text{ in}} = \begin{matrix} 5.000 \text{ in}^2 \\ 0.03472222 \text{ ft}^2 \\ 0.0032258 \text{ m}^2 \end{matrix}$$

## 8. Route fluida

Fluida panas dialirkan di dalam tube, dan fluida dingin dialirkan kedalam shell.

## 9. Koefisien perpindahan panas gabungan bersih preheater

Dihitung dari persamaan Kern. "Process Heat Transfer" :

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \dots\dots\dots(14)$$

$$h_{io} = h_i \frac{ID_t}{OD_t} \dots\dots\dots(15)$$

$$h_i = \frac{kt}{ID_t} \times 0,027 \times \left( \frac{ID_t \times G_t}{\mu_{mix}} \right)^{0,8} \times \left( \frac{C_{pt} \times \mu_{mix}}{kt} \right)^{1/3} \dots\dots\dots(16)$$

$$h_o = \frac{ks}{De} \times 0,36 \times \left( \frac{De \times G_s}{\mu_s} \right)^{0,55} \times \left( \frac{C_{ps} \times \mu_s}{ks} \right)^{1/3} \dots\dots\dots(17)$$

Keterangan :

- Uc : Koefisien perpindahan gabungan bersih (Kj/m<sup>2</sup>.s.K)
- Ud : Koefisien perpindahan gabungan kotor (Kj/m<sup>2</sup>.s.K)
- hio : Koefisien perpindahan panas luar pipa tube (Kj/m<sup>2</sup>.s.K)
- hi : Koefisien perpindahan panas dalam pipa tube (Kj/m<sup>2</sup>.s.K)

ho	: Koefisien perpindahan panas dalam shell (Kj/m2.s.K)
Rd	: Foling factor (m2.s.K/Kj)
kt	: Konduktifitas termal fluida di tube (Kj/m2.s.K)
Di	: Diameter dalam pipa tube (m)
Gt	: Fluks massa di tube (Kg/s.m2)
μt	: Viskositas fluida di tube (Kg/m.s)
Cpt	: Kapasitas panas fluida di tube (Kj/kg.K)
μs	: Viskositas fluida di shell (Kg/m.s)
ks	: Konduktifitas termal fluida di shell (Kj/m2.s.K)
De	: Diameter ekuivalen shell (m)
Gs	: Fluks massa di shell (Kg/s/m2)
Cps	: Kapasitas panas fluida di shell (Kj/kg.K)
Cps	: Kapasitas panas fluida di shell (Kj/kg.K)

#### a. Menghitung hi dan hio

Fluida di tube	=	Fluida panas	
Odt	=	0.75 in	= 0.01905 m
Idt	=	0.652 in	= 0.0165608 m
n	=	8	Pass
Nt	=	178	
wt	=	50000	kg/jam

Viskositas dowtherm A (Pa.s) :

Diperoleh dari CHAMCAD

$$\mu t = \exp\left(-18,3854 + \frac{2177,41}{T} + 0,9572 \cdot \ln(T)\right)$$

Viskositas ditinjau pada suhu rerata :

T1	=	560	K
T2	=	522.351095	K
T rerata	=	541.175548	K

$$\mu t = 0.00023936 \text{ Pa.s}$$

$$0.00023936 \text{ Kg/m.s}$$

- Luas aliran

$$at' = \frac{\pi}{4} Idt^2 = 0.00021529 \text{ m}^2$$

$$at = \frac{Nt \times at'}{n} = 0.0047903 \text{ m}^2$$

- Flux massa

$$Gt = \frac{wt}{at} = \frac{10437769.6 \text{ Kg/jam.m}^2}{2899.38045 \text{ kg/s.m}^2}$$

- Bilangan reynold

$$Ret = \frac{Idt \times Gt}{\mu t} = 200602.815$$

- Kapasitas panas cair

Ditinjau pada suhu rerata :

T1	=	560	K
T2	=	522.351095	K
T rerata	=	541.175548	K

$$Cpt = 1,4344 \cdot 10^5 + 3,7289 \cdot 10^2 \cdot T + 0,1115 \cdot T^2, \text{ J/kmol.K}$$

$$Cpt = \begin{aligned} &377894.063 \text{ J/kmol.K} \\ &377.894063 \text{ Kj/kmol.K} \\ &2.27647026 \text{ Kj/Kg.K} \end{aligned}$$

- Konduktifitas termal cair

Ditinjau pada suhu rerata :

T1	=	560	K
T2	=	522.351095	K
T rerata	=	541.175548	K

$$kt = 0,18557 - 1,599 \cdot 10^{-4} \cdot T, \text{ J/s.m.K}$$

$$kt = \begin{aligned} &0.09903603 \text{ J/s.m.K} \\ &9.9036E-05 \text{ Kj/s.m.K} \end{aligned}$$

Dari persamaan (16) :

$$hi = \frac{kt}{Idt} \times 0,027 \times \left( \frac{Idt \times Gt}{\mu t} \right)^{0,8} \times \left( \frac{Cpt \times \mu t}{kt} \right)^{1/3} = \begin{aligned} &4.97490408 \text{ Kj/s.m}^2 \cdot \text{K} \\ &876.171905 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot \text{°F} \end{aligned}$$

Dari persamaan (15) :

$$hio = hi \frac{Idt}{Odt} = 4.32484995 \text{ Kj/s.m}^2 \cdot \text{K} = 761.685443 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$



## b. Menghitung ho

Fluida di shell	=	Fluida dingin
ws	=	4967.1345 Kg/jam = 1.37975958 Kg/s
Ids	=	0.635 m
De	=	0.0136 m
Pt	=	0.0238125 m
C'	=	0.0047625 m
B	=	0.0254 m
as	=	0.0032258 m <sup>2</sup>

- Viskositas fluida

Ditinjau pada suhu rerata :

t1	=	332.108101 K
t2	=	413.083579 K
t rerata	=	372.59584 K

Komponen	kg/jam	wi	μi, kg/m.s	wi/μi
H <sub>2</sub> O	136.158376	0.02741186	2.80.E-04	9.78.E+01
CH <sub>3</sub> OH	4830.97613	0.97258814	2.41.E-04	4.04.E+03
Total	4967.1345	1		4.13.E+03

$$\mu_s = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\mu_i}} = 2.42.E-04 \text{ Kg/m.s}$$

- Kapasitas panas fluida

Ditinjau pada suhu rerata :

t1	=	332.108101 K
t2	=	413.083579 K
t rerata	=	372.59584 K

Komponen	fi, kmol/jam	Cpi, Kj/kmol.K	fi.Cpi, Kj/jam.K
H <sub>2</sub> O	7.55805583	7.5528.E+01	570.8416485
CH <sub>3</sub> OH	150.770118	4.8721.E+01	7345.60803
Total	158.328174		7916.449679

$$C_{ps} = \frac{\sum f_i \cdot C_{pi}}{ws} = 1.59376592 \text{ Kj/kg.K}$$

- Konduktifitas termal fluida

Ditinjau pada suhu rerata :

t1	=	332.108101 K
t2	=	413.083579 K
t rerata	=	372.59584 K

Komponen	kg/jam	wi	ki, Kj/s.m.K	wi/ki
H <sub>2</sub> O	136.158376	0.02741186	3.31.E-03	8.29.E+00
CH <sub>3</sub> OH	4830.97613	0.97258814	1.77.E-04	5.49.E+03
Total	4967.1345	1		5.50.E+03

$$k_s = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{k_i}} = 1.82.E-04 \text{ Kj/s.m.K}$$

- Flux massa

$$G_s = \frac{w_s}{a_s} = \frac{1539814.78 \text{ Kg/jam.m}^2}{427.726326 \text{ kg/s.m}^2}$$

- Bilangan reynold

$$Res = \frac{De \times G_s}{\mu_s} = 23973.69$$

Dari persamaan (17) :

$$h_o = \frac{k_s}{De} \times 0,36 \times \left( \frac{De \times G_s}{\mu_s} \right)^{0,55} \times \left( \frac{C_p s \times \mu_s}{k_s} \right)^{1/3} = \begin{matrix} 1.58930817 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} \\ 279.906335 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F} \end{matrix}$$

Sehingga dari persamaan (14) didapat :

$$U_{cp} = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \begin{matrix} 1.16221434 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} \\ 204.687273 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \end{matrix}$$

Luas permukaan yang diperlukan untuk preheater :

$$A_p = \frac{Q_p}{(\Delta t)_p \times U_{cp} \times 3600} = 0.91981403 \text{ m}^2$$

## 10. Koefisien perpindahan panas gabungan bersih vaporization

### a. Menghitung hio

$$h_{io} = 4.32484995 \text{ KJ/s.m}^2.\text{K}$$

### b. Menghitung ho

Fluida di shell	=	Fluida dingin
ws	=	4967.1345 Kg/jam = 1.37975958 Kg/s
Ids	=	0.635 m
De	=	0.01355947 m
Pt	=	0.0238125 m
C'	=	0.0047625 m
B	=	0.0254 m
as	=	0.0032258 m <sup>2</sup>

- Viskositas fluida

Ditinjau pada suhu penguapan :

$$t_2 = 413.083579 \text{ K}$$

Komponen	kg/jam	wi	$\mu_i$ , kg/m.s	wi/ $\mu_i$
H <sub>2</sub> O	136.158376	0.02741186	1.38.E-05	1.99.E+03
CH <sub>3</sub> OH	4830.97613	0.97258814	1.36.E-05	7.16.E+04
Total	4967.1345	1		7.36.E+04

$$\mu_s = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\mu_i}} = 1.36.E-05 \text{ Kg/m.s}$$

- Kapasitas panas fluida

Ditinjau pada suhu penguapan :

$$t_2 = 413.083579 \text{ K}$$

Komponen	f <sub>i</sub> , kmol/jam	C <sub>pi</sub> , KJ/kmol.K	f <sub>i</sub> .C <sub>pi</sub> , KJ/jam.K
H <sub>2</sub> O	7.55805583	3.4410.E+01	2.6007.E+02
CH <sub>3</sub> OH	150.770118	1.2908.E+01	1946.080194
Total	158.328174		2206.149973

$$C_{ps} = \frac{\sum f_i \cdot C_{pi}}{ws} = 0.44414943 \text{ KJ/kg.K}$$

- Konduktifitas termal fluida

Ditinjau pada suhu penguapan :

$$t_2 = 413.083579 \text{ K}$$

Komponen	kg/jam	wi	ki, Kj/s.m.K	wi/μ\ki
H <sub>2</sub> O	136.158376	0.02741186	2.84.E-05	9.64.E+02
CH <sub>3</sub> OH	4830.97613	0.97258814	1.94.E-05	5.02.E+04
Total	4967.1345	1		5.12.E+04

$$k_s = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{k_i}} = 1.95.E-05 \text{ Kj/s.m.K}$$

- Flux massa

$$G_s = \frac{w_s}{a_s} = \frac{1539814.78 \text{ Kg/jam.m}^2}{427.726326 \text{ kg/s.m}^2}$$

- Bilangan reynold

$$Res = \frac{De \times G_s}{\mu_s} = 426654.26$$

Dari persamaan (17) :

$$h_o = \frac{k_s}{De} \times 0,36 \times \left( \frac{De \times G_s}{\mu_s} \right)^{0,55} \times \left( \frac{C_{ps} \times \mu_s}{k_s} \right)^{1/3} = 0.4378449 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K}$$

Sehingga dari persamaan (14) didapat :

$$U_{cv} = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{0.39759286 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K}}{70.0233994 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}}$$

Luas permukaan yang diperlukan untuk vaporization :

$$A_v = \frac{Q_v}{(\Delta t)_v \times U_{cv} \times 3600} = 17.3111059 \text{ m}^2$$

Luas permukaan total bersih :

$$A_c = A_p + A_v = 18.23092 \text{ m}^2$$

**11. Koefisien perpindahan panas gabungan bersih total**

$$U_c = \frac{\sum \frac{Q}{(\Delta t)}}{A_c \times 3600} = \begin{matrix} 0.4361707 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} \\ 76.8176654 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \end{matrix}$$

**12. Dirt resistance/Dirt factor**

Uc = 0.4361707 Kj/s.m<sup>2</sup>.K

Ud terkoreksi = 0.40826584 Kj/s.m<sup>2</sup>.K

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \begin{matrix} 0.15670413 \text{ s.m}^2.\text{K/Kj} \\ 0.00088977 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu} \end{matrix}$$

Faktor pengotor terhitung = 0.00088977 jam.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

**13. Pressure drop**

**a. Pressure drop pada tube dihitung dari persamaan 7.45 & 7.46 Kern :**

Fluida di tube berupa dowtherm A.

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot I_d t \cdot s} \dots\dots\dots(7.45)$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} \dots\dots\dots(7.46)$$

pressure drop pada tube :

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

L	=	6	ft	
n	=	8		
I <sub>dt</sub>	=	0.652	in	= 0.0165608 m
wt	=	50000	kg/jam	
N <sub>t</sub>	=	178		
G <sub>t</sub>	=	10437769.6	Kj/jam.m <sup>2</sup>	= 2134433.86 lb/jam.ft <sup>2</sup>
Ret	=	200602.815		
Suhu rerata	=	541.175548	K	

- Faktor friksi di tube :

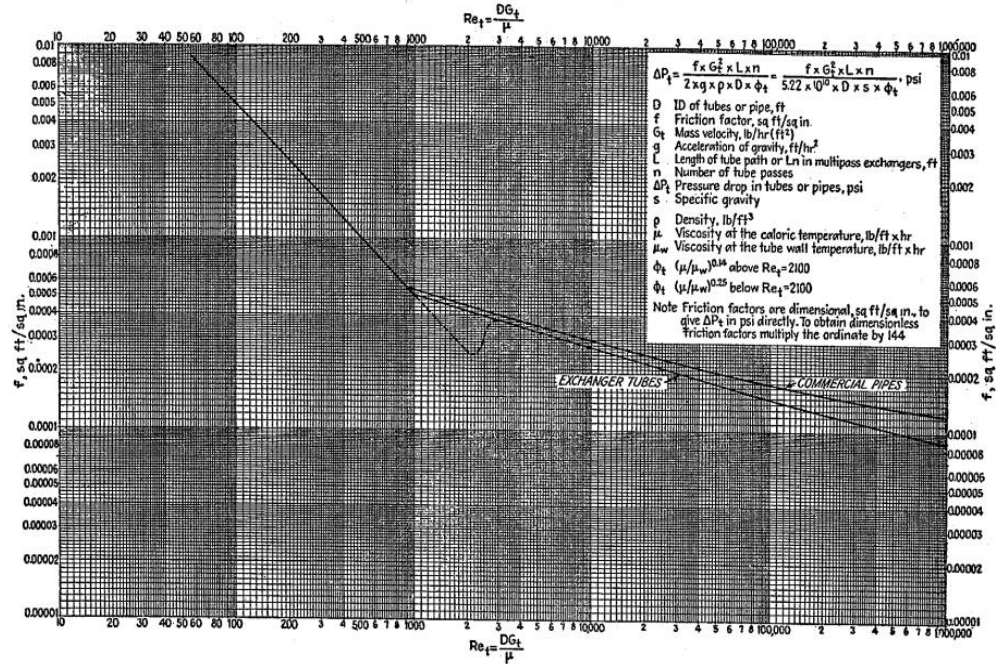


Fig. 26. Tube-side friction factors. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Dari fig 26 Kern.D.Q.  $Re_t = 200,602.8$  didapat faktor friksi,  $f = 0.000012$

- menghitung s pada suhu rerata di tube :

$$s = \frac{\rho_{\text{dowtherm}} A}{\rho_{\text{air}}} = \frac{\rho_{\text{dowtherm}} A}{1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

Densitas cair dowtherm :

$$Y = \frac{0,538831}{0,265125 \left( 1 + \left( 1 - \frac{T}{770,15} \right)^{0,306928} \right)} = \begin{matrix} 5.07377266 \text{ kmol/m}^3 \\ 842.246262 \text{ kg/m}^3 \end{matrix}$$

maka :

$$s = \frac{\rho_{\text{dowtherm}} A}{1000} = 0.84224626$$

sehingga :

$$\Delta Pt = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot Idt \cdot s} = \frac{0,00024 \times 268.229,83 \frac{\text{lb}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2} \times 12 \text{ft} \times 1}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,652 \text{in} \times \frac{1 \text{ft}}{12 \text{in}} \times 0,866}$$

$$\Delta Pt = \begin{matrix} 1.09853005 \text{ psi} \\ = 0.07472994 \text{ atm} \end{matrix}$$

- Menghitung  $\Delta P_r$ :

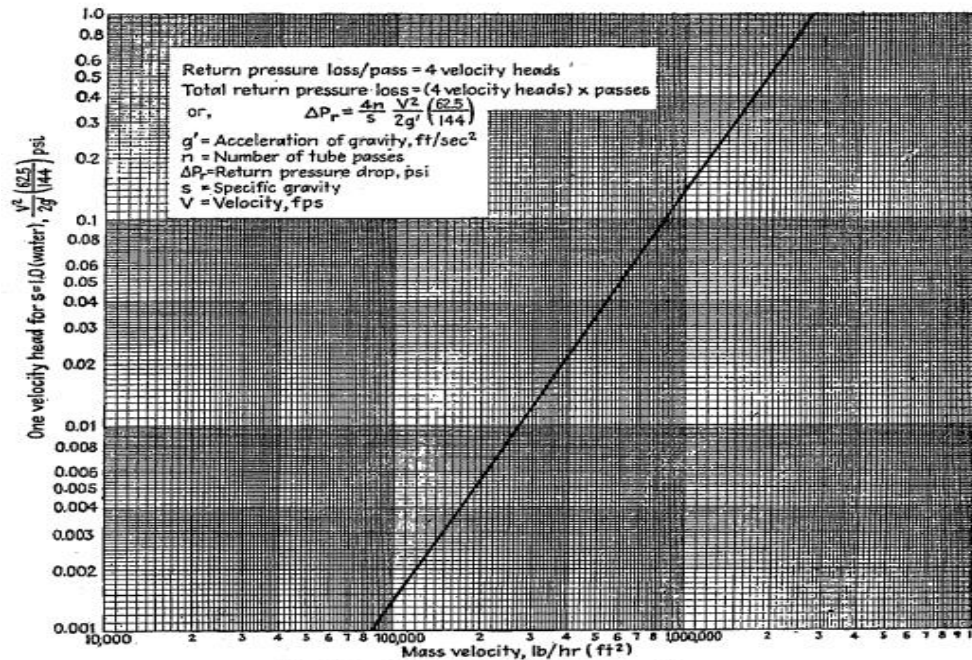


FIG. 27. Tube-side return pressure loss.

Pada fig.27 Kern hal 837. pada flux mass sebesar : 2,134,434 lb/jam.ft<sup>2</sup>

$$\text{Didapat : } \frac{v^2}{2g} = 0.005$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} = \frac{4 \times 1}{0.87} \times 0.01 = \begin{matrix} 0.18996819 \text{ psi} \\ 0.01292301 \text{ atm} \end{matrix}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 10,084 \text{ psi} + 0,046 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = 1.28849824 \text{ psi} = 0.08765294 \text{ atm}$$

Pressure drop diizinkan 5 psi (Kern.D.Q hal 468).

**b. Pressure drop pada shell dihitung dari persamaan 7.44 Kern :**

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot I_d s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s}$$

Ids	=	25	in	=	2.08333333	ft
L	=	6	ft			
B	=	1	in	=	0.08333333	ft
De	=	0.0136	m	=	0.04448646	ft

$$\begin{aligned} as &= 0.0032258 \text{ m}^2 = 0.03472222 \text{ ft}^2 \\ ws &= 4967.1345 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- menghitung  $G_s$  :

$$G_s = \frac{W_s}{as} = \frac{12.610,36 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}}}{0,173 \text{ ft}^2} = \begin{matrix} 315,375.69 & \text{lb/jam.ft}^2 \\ 1,539,814.78 & \text{Kg/jam.m}^2 \end{matrix}$$

- Viskositas fluida

Ditinjau pada suhu rerata :

$$\begin{aligned} t_1 &= 332.108101 \text{ K} \\ t_2 &= 413.083579 \text{ K} \\ t_{\text{rerata}} &= 372.59584 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	kg/jam	w <sub>i</sub>	μ <sub>i</sub> , kg/m.s	w <sub>i</sub> /μ <sub>i</sub>
H <sub>2</sub> O	136.158376	0.02741186	0.00028031	97.7920636
CH <sub>3</sub> OH	4830.97613	0.97258814	0.00024099	4035.78426
Total	4967.1345	1		4133.57633

$$\mu_s = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\mu_i}} = 2.42.E-04 \text{ Kg/m.s}$$

- Menghitung  $Res$  :

$$Res = \frac{De \cdot G_s}{\mu_s} = \frac{0,0136 \text{ m} \times 781.843,86 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}}{0,00029 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} = 23,973.69$$

- menghitung jumlah baffle (N+1) = L/B :

$$(N + 1) = \frac{12 \text{ ft}}{0,416 \text{ ft}} = \begin{matrix} 45 \\ 45 \end{matrix} \quad (\text{terbilang})$$



- Faktor friksi :

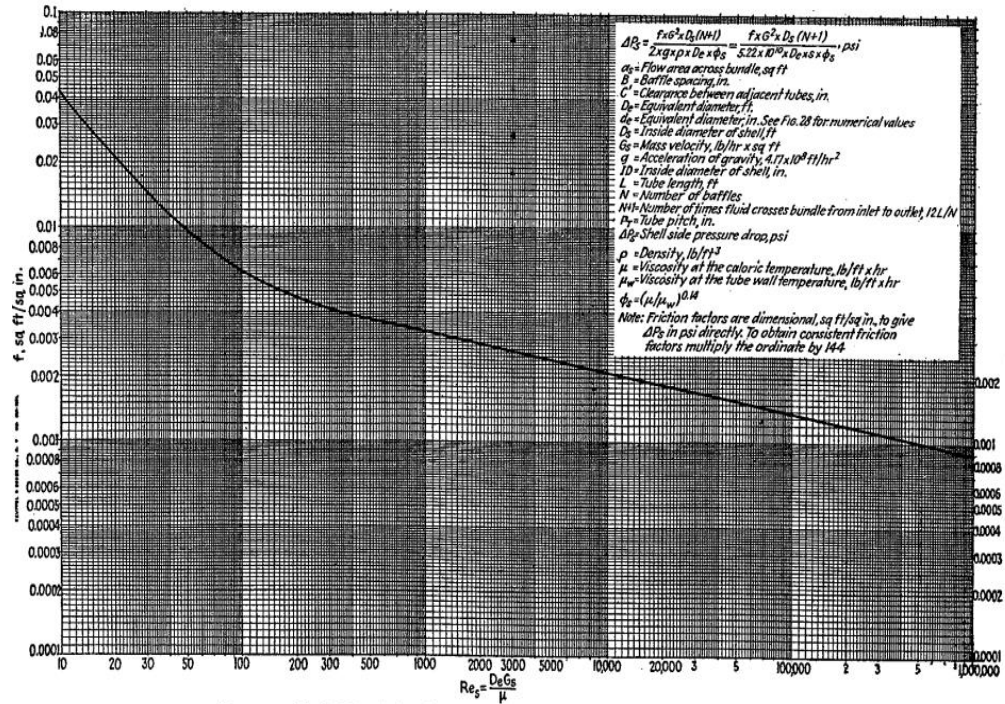


Fig. 29. Shell-side friction factors for bundles with 25% cut segmental baffles.

Dari fig 29 Kern.D.Q. Res = 23,973.7 didapat faktor friksi = 0.0019

- densitas fluida

Ditinjau pada suhu rerata :

t1 = 332.108101 K

t2 = 413.083579 K

t rerata = 372.59584 K

Komponen	kg/jam	wi	ρi, kg/m3	wi/ρii
H <sub>2</sub> O	136.158376	0.02741186	956.1697	2.87.E-05
CH <sub>3</sub> OH	4830.97613	0.97258814	711.9206	1.37.E-03
Total	4967.1345	1		1.39.E-03

$$\rho_{mix} = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}} = 716.941 \text{ Kg/m.s}$$

- menghitung s :

$$s = \frac{\rho_{mix}}{\rho_{air}} = \frac{\rho_{mix}}{1,000 \frac{kg}{m^3}}$$

$$s = \frac{\rho_{mix}}{\rho_{air}} = \frac{716,941 \frac{kg}{m^3}}{1000 \frac{kg}{m^3}} = 0.7169408$$

sehingga pressure drop di shell :

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s} = \frac{0,0024 \times 160.132,6^2 \frac{lb^2}{ft^4 jam^2} \times 2,08 ft \times 29}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,044 ft \times 0,86}$$

$$\Delta P_s = \begin{matrix} 1.06 & \text{psi} \\ 0.07239062 & \text{atm} \end{matrix}$$

Pressure drop diizinkan 5 psi (Kern.D.Q hal 468).

## RINGKASAN VAPORIZER 1 (VP-01)

Alat : Vaporizer 1  
Kode : VP-01  
Tugas : Menguapkan CH<sub>3</sub>OH dari T-01  
Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

### 1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt)	=	0.75	in
Diameter dalam (Idt)	=	0.652	in
Jumlah tube	=	178	buah
Passes	=	8	
Panjang tube	=	6	ft
	=	1.82871076	m
Pitch (Pt)	=	0.9375	in
Clearence (C')	=	0.1875	in
Diameter dalam shell (ids)	=	25	in
	=	0.635	m
Jarak baffle (B)	=	1	in
Jumlah baffle (N+1)	=	45	buah
Diameter ekuivalen (De)	=	0.53383758	in
Susunan tube	=	triangular pitch	

### 2. Fluida panas

Suhu masuk	=	560	K
Suhu keluar	=	522.351095	K
Massa fluida panas	=	50000	Kg/jam
Pressure drop tube	=	0.08765294	atm

### 3. Fluida dingin

Suhu masuk	=	332.108101	K
Suhu keluar	=	413.083579	K
Massa fluida dingin	=	4,967.13	Kg/jam
Pressure drop shell	=	0.07239062	atm

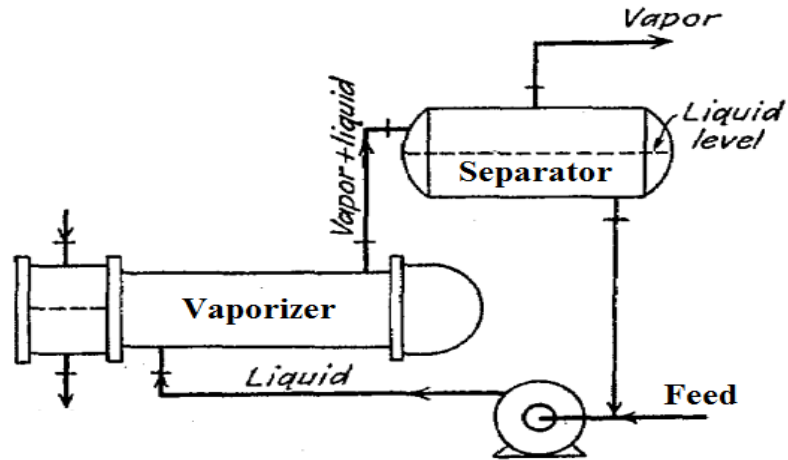
### 4. Koefisien perpindahan panas

Uc	=	0.4361707	Kj/s.m <sup>2</sup> .K
		76.8176654	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .oF
Ud	=	0.40826584	Kj/s.m <sup>2</sup> .K
		71.9031061	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .oF
Rd hitung	=	0.00088977	jam.ft <sup>2</sup> .oF/Btu
		0.15670413	s.m <sup>2</sup> .K/Kj

## VAPORIZER 1 (VP-01)

Tugas : Menguapkan HCl dari T-02

Jenis alat : Heat Exchanger Shell and Tube



Kondisi umpan masuk vaporizer :

Tekanan = 10 atm

Feed = kebutuhan make up

Komponen	BM	Kg/jam	kmol/jam
H <sub>2</sub> O	18.015	11927.9611	662.112747
HCl	36.461	5874.96594	161.130137
Total		17802.9271	823.242885

### Tekanan uap murni

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

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

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	2.99.E+01	-3.15.E+03	-7.30.E+00	2.42.E-09	1.81.E-06
HCl	4.3546.E+01	-1.6279.E+03	-1.5214.E+01	1.3783.E-02	-1.4984.E-11

### Kapasitas Panas Fasa Gas

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

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

$C_p$  = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	3.3933.E+01	-8.4186.E-03	2.9906.E-05	-1.7825.E-08	3.6934.E-12
HCl	2.9244.E-01	-1.2615.E-07	1.1210.E-06	4.9676.E-09	-2.4963.E-12

### Kapasitas panas fase cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3$$

$C_p$  = heat capacity of liquid, joule/(mol K)

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	9.2053.E+01	-3.9953.E-02	-2.1103.E-04	5.3469.E-07
HCl	7.3993.E-01	-1.2946.E-01	-7.8980.E-05	2.6049.E-06

### Panas Penguapan

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

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

$\Delta H_{\text{vap}}$  = enthalpy of vaporization, kJoule/mol

A,  $T_c$ , and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	T <sub>c</sub> (Kelvin)	n
H <sub>2</sub> O	52.053	647.13	0.321
HCl	30.540	544.00	0.647

### Konduktifitas termal gas

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$k_{\text{gas}} = A + B T + C T^2$$

$k_{\text{gas}}$  = thermal conductivity of gas, W/(m K)

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

### Konduktifitas termal cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} k_{liq} = A + B [1-T/C]^{2.7}$$

where

$k_{liq}$  = thermal conductivity of liquid, W/(m K)

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C
H <sub>2</sub> O	-2.7580.E-01	4.6120.E-03	-5.5391.E-06
HCl	8.0450.E-01	-2.1020.E-03	-2.3238.E-16

### Densitas Cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	Tc (Kelvin)	n
H <sub>2</sub> O	0.34710	0.274	647.13	0.28571
HCl	0.44134	0.26957	324.65	0.31870

### Viskositas Gas

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\eta_{gas} = A + B T + C T^2$$

$\eta_{gas}$  = viscosity of gas, micropoise

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C
H <sub>2</sub> O	-3.683.E+01	4.290.E-01	-1.620.E-05
HCl	-9.1180.E+00	5.5500.E-01	-1.1100.E-04

### Viskositas Cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\eta_{liq}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

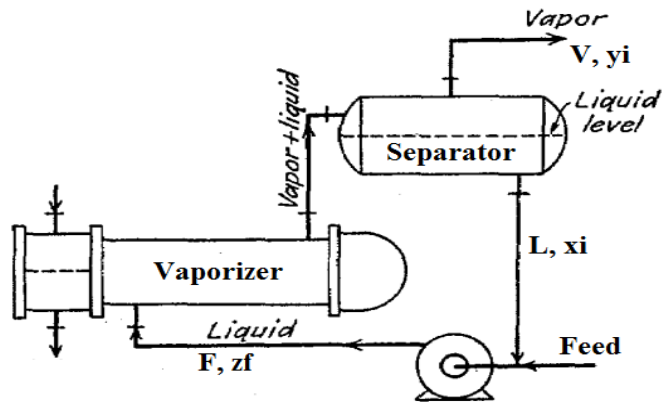
T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-1.022.E+01	1.793.E+03	1.773.E-02	-1.263.E-05
HCl	-1.5150.E+00	1.9460.E+02	3.0670.E-03	-1.3760.E-05

**1. Menentukan suhu fluida dingin keluar (t2) dan neraca massa**

Hanya 80% cairan menguap dari umpan masuk vaporizer, sehingga arus masuk vaporizer 1,25 kalinya feed (Kern.D.Q hal 455).

Separator digunakan untuk memisahkan hasil uap dan hasil cair vaporizer.



Vapor = feed

Komponen	Kmol/jam	yi	kg/jam
H <sub>2</sub> O	662.112747	0.80427388	11927.9611
HCl	161.130137	0.19572612	5874.96594
Total	823.242885	1	17802.9271

- F : Kecepatan mol masuk vaporizer, kmol/jam
- L : Kecepatan mol cair keluar separator, kmol/jam
- V : Kecepatan mol gas keluar separator, kmol/jam
- zf : Fraksi mol komponen masuk separator
- xi : Fraksi mol komponen cair keluar separator
- yi : Fraksi mol komponen gas keluar separator

Neraca mol total :

$$F = V + L \quad \dots\dots\dots(1)$$

Neraca mol komponen :

$$F.zf = V.yi + L.xi \quad \dots\dots\dots(2)$$

Persamaan (2) dibagi F :

$$z_f = (V/F).y_i + (L/F).x_i$$

$V/F = R$  dan  $L/F = 1 - R$ . Dengan  $x_i = y_i/k_i$

Sehinga :

$$z_f = R.y_i + (1 - R).\frac{y_i}{k_i}$$

Dengan R = 0.8  
 Tekanan = 10 atm  
 Trial suhu, (t2) = 444.4 K  
 171.4 °C

Komponen	$y_i$	$P^o_i$	$k_i$	$z_f$
H <sub>2</sub> O	0.80427388	8.03975304	0.8039753	0.84349338
HCl	0.19572612	697.385533	69.7385533	0.15714221
Total	1			1.00063559

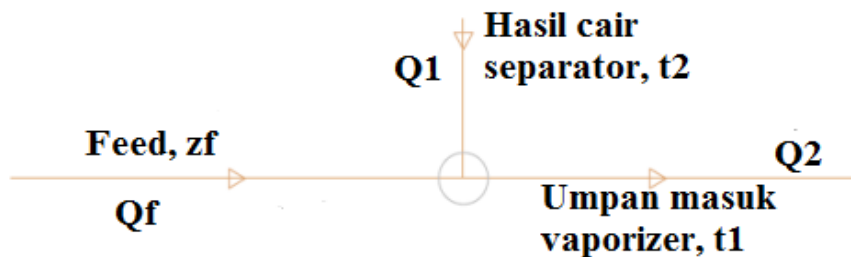
Feed vaporizer = 1,25 x Feed = 1029.05361 kmol/jam

Komponen	$z_f$	kmol/jam	kg/jam
H <sub>2</sub> O	0.84349338	867.999901	15637.0182
HCl	0.15714221	161.707759	5896.02662
Total	1.00063559	1029.70766	21533.0448

Komposisi cair keluar separator : Feed vaporizer - Vapor

Komponen	kmol/jam	$x_i$	kg/jam
H <sub>2</sub> O	205.887153	0.99720232	3709.05707
HCl	0.57762217	0.00279768	21.0606819
Total	206.464776	1	3730.11775

## 2. Menentukan suhu fluida dingin masuk (t1)



Neraca panas di sekitar pencampuran :



$$Q_f + Q_1 = Q_2 \quad \dots\dots\dots(3)$$

**- Panas arus feed**

$$\begin{aligned} \text{Suhu, } t_f &= 308 \text{ K} \\ &= 35 \text{ }^\circ\text{C} \\ t_{\text{ref}} &= 298 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	f <sub>i</sub> , knol/jam
H <sub>2</sub> O	662.112747
HCl	161.130137
Total	823.242885

Panas arus feed dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q_{ref}}^{Q_f} dQ_f = \int_{t_{ref}}^{t_f} \sum f_i \cdot C_{pi} \cdot dT \quad \dots\dots\dots(4)$$

Integral persamaan (4) :

$$\Delta Q_f = \sum f_i \cdot C_{pi} (t_f - t_{ref}) \quad \dots\dots\dots(5)$$

Komponen	f <sub>i</sub> .C <sub>pi</sub> K <sub>j</sub> /J.K			
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>	D.T <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> O	6.1.E+04	-2.6.E+01	-1.4.E-01	3.5.E-04
HCl	1.2.E+02	-2.1.E+01	-1.3.E-02	4.2.E-04
Total	6.1.E+04	-4.7.E+01	-1.5.E-01	7.7.E-04

Komponen	integral ∑f <sub>i</sub> .C <sub>pi</sub> , K <sub>j</sub> /J.K			
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>	D.T <sup>4</sup>
Total	6.1.E+04	-2.4.E+01	-5.1.E-02	1.9.E-04

$$\Delta Q_f = \sum f_i \cdot C_{pi} (t_f - t_{ref}) = 542,652.70 \text{ K<sub>j</sub>/jam}$$

**- Panas arus hasil cair separator**

$$\begin{aligned} \text{Suhu, } t_2 &= 444.4 \text{ K} \\ &= 171.4 \text{ }^\circ\text{C} \\ t_{\text{ref}} &= 298 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	fi, knol/jam
H <sub>2</sub> O	205.887153
HCl	0.57762217
Total	206.464776

Panas arus hasil cair separator dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q_{ref}}^{Q_1} dQ_1 = \int_{t_{ref}}^{t_2} \sum f_i \cdot C_{pi} \cdot dT \quad \dots\dots\dots(6)$$

Integral persamaan (6) :

$$\Delta Q_1 = \sum f_i \cdot C_{pi} | (t_2 - t_{ref}) \quad \dots\dots\dots(7)$$

Komponen	f <sub>i</sub> .C <sub>pli</sub> Kj/J.K			
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>	D.T <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> O	1.9.E+04	-8.2.E+00	-4.3.E-02	1.1.E-04
HCl	4.3.E-01	-7.5.E-02	-4.6.E-05	1.5.E-06
Total	1.9.E+04	-8.3.E+00	-4.3.E-02	1.1.E-04

Komponen	integral ∑f <sub>i</sub> .C <sub>pli</sub> , Kj/J.K			
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>	D.T <sup>4</sup>
Total	1.9.E+04	-4.2.E+00	-1.4.E-02	2.8.E-05

$$\Delta Q_1 = \sum f_i \cdot C_{pi} | (t_2 - t_{ref}) = 2,302,959.87 \quad \text{Kj/jam}$$

$$Q_f + Q_1 = 2,845,612.57 \quad \text{Kj/jam}$$

**- Panas arus umpan masuk vaporizer**

Suhu t<sub>1</sub> trial = 338.03387 K  
65.0338697 °C  
t<sub>ref</sub> = 298 K

Komponen	fi, knol/jam
H <sub>2</sub> O	867.999901
HCl	161.707759
Total	1029.70766

Panas arus umpan masuk vaporizer dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q_{ref}}^{Q_1} dQ_2 = \int_{t_{ref}}^{t_1} \sum f_i \cdot C_{pi} \cdot dT \quad \dots\dots\dots(8)$$

Integral persamaan (8) :

$$\Delta Q_2 = \sum f_i \cdot C_{pi} | (t_1 - t_{ref}) \quad \dots\dots\dots(9)$$

Komponen	f <sub>i</sub> .C <sub>pi</sub> Kj/J.K			
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>	D.T <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> O	8.0.E+04	-3.5.E+01	-1.8.E-01	4.6.E-04
HCl	1.2.E+02	-2.1.E+01	-1.3.E-02	4.2.E-04
Total	8.0.E+04	-5.6.E+01	-2.0.E-01	8.9.E-04

Komponen	integral ∑f <sub>i</sub> .C <sub>pi</sub> , Kj/J.K			
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>	D.T <sup>4</sup>
Total	8.0.E+04	-2.8.E+01	-6.5.E-02	2.2.E-04

$$\Delta Q_2 = \sum f_i \cdot C_{pi} | (t_1 - t_{ref}) = \quad 2,845,612.57 \quad \text{Kj/jam}$$

$$t_1 \text{ di trial hingga } Q_2 = Q_f + Q_1 : \quad 2,845,612.57 \quad \text{Kjj/jam}$$

### 3. Beban Pemanas

$$Q_p = Q_s + Q_v$$

- Q<sub>tot</sub> : Beban pemanas, Kj/jam
- Q<sub>p</sub> : Panas preheater (sensibel untuk menaikkan suhu), Kj/jam
- Q<sub>v</sub> : Panas vaporizer (penguapan), Kj/jam

#### - Panas preheater

$$\begin{aligned} \text{Suhu, } t_2 &= 444.4 \text{ K} \\ &171.4 \text{ } ^\circ\text{C} \\ t_1 &= 338.03387 \text{ K} \\ &65.0338697 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Komponen	fi, knol/jam
H <sub>2</sub> O	867.999901
HCl	161.707759
Total	1029.70766

Panas arus umpan masuk vaporizer dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q_1}^{Q_2} dQ_p = \int_{t_1}^{t_2} \sum f_i \cdot C_{pi} \cdot dT \quad \dots\dots\dots(10)$$

Integral persamaan (10) :

$$\Delta Q_p = \sum f_i \cdot C_{pi} |(t_2 - t_1) \quad \dots\dots\dots(11)$$

Komponen	f <sub>i</sub> .C <sub>pi</sub> K <sub>j</sub> /J.K			
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>	D.T <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> O	8.0.E+04	-3.5.E+01	-1.8.E-01	4.6.E-04
HCl	1.2.E+02	-2.1.E+01	-1.3.E-02	4.2.E-04
Total	8.0.E+04	-5.6.E+01	-2.0.E-01	8.9.E-04

Komponen	integral ∑f <sub>i</sub> .C <sub>pi</sub> , K <sub>j</sub> /J.K			
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>	D.T <sup>4</sup>
Total	8.0.E+04	-2.8.E+01	-6.5.E-02	2.2.E-04

$$\Delta Q_p = \sum f_i \cdot C_{pi} |(t_2 - t_1) = \quad 8,730,605.55 \quad \text{Kj/jam}$$

**- Panas penguapan**

Panas laten ditinjau pada suhu t<sub>2</sub> = 444.4 K

$$Q_v = \sum f_{vi} \cdot \lambda_i \quad \text{Dengan } \lambda_i = \text{Panas laten komponen i (Kj/mol)}$$

Komponen	f <sub>vi</sub> , kmol/j	λ <sub>i</sub> , KJ/kmol	f <sub>vi</sub> .λ <sub>i</sub> , K <sub>j</sub> /j
H <sub>2</sub> O	662.112747	3586.23023	2374488.75
HCl	161.130137	1018.14665	164054.109
Total	823.242885		2538542.86

$$Q_v = \sum f_{vi} \cdot \lambda_i = \quad 2,538,542.86 \quad \text{Kj/jam}$$

Beban panas = Q<sub>p</sub> + Q<sub>v</sub> = 11,269,148.40 Kj/jam

**4. Media pemanas**

Sebagai pemanas digunakan dowtherm A.

- m dowtherm A = 50000 kg/jam
- BM dowtherm A = 166 kg/kmol
- fp dowtherm A = 301.204819 kmol/jam

$$C_{pp} = 1,4344 \cdot 10^5 + 3,7289 \cdot 10^2 \cdot T + 0,1115 \cdot T^2, \text{ J/kmol.K}$$

Tekanan dowtherm A = 3 atm

Tekanan uap dowtherm A, Pascal (CHAMACAD)

$$P^o = \exp \left( A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T) + D \cdot T^E \right)$$

Komponen	A	B	C	D	E
Dowtherm A	29.166	-7294.290	-0.531	-2.1.E-06	2.000

Suhu didih pada 3 atm

Suhu didih = 586.234708 K  
313.234708 °C

Komponen	xi	Poi	ki	yi = ki.xi
Dowtherm A	1	2.99967585	0.99989195	0.99989195

Suhu masuk dowtherm A, T1 = 522.35 K  
249.35 °C

**- Menghitung suhu keluar dowtherm A**

Trial suhu keluar, T2 = 522.248503 K = 249.248503 °C

Panas yang lepas = beban panas = 11,269,148.40 Kj/jam

Panas yang dilepas dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q_1}^{Q_2} dQ_{tot} = \int_{T_1}^{T_2} \sum fp \cdot C_{pp} \cdot dT \dots\dots\dots(12)$$

Integral persamaan (12) :

$$\Delta Q_{tot} = \sum fp \cdot C_{pp} (T_2 - T_1) \dots\dots\dots(13)$$

Komponen	fp.Cpp J/Jam.K		
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>
Dowtherm A	4.3.E+07	1.1.E+05	3.4.E+01
Total	4.3.E+07	1.1.E+05	3.4.E+01

Komponen	integral $\sum$ fp.Cpp, J/Jam.K		
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>
Total	4.3.E+07	5.6.E+04	1.1.E+01

$$\Delta Q_{tot} = \sum fp.Cpp |(T2 - T1) = \begin{matrix} -11,269,148.40 & \text{J/jam} \\ -11,269.15 & \text{Kj/jam} \end{matrix}$$

Tanda negatif berarti dowtherm A melepas panas.

## 5. Beda suhu rerata

a. Beda suhu rerata preheater

	Hight temp	low temp
Hot fluid	T1	T2
Cold fluid	t2	t1
$\Delta t$	T1 - t2 = $\Delta t_2$	T2 - t1 = $\Delta t_1$

	Hight temp	low temp
Hot fluid	522.35	522.248503
Cold fluid	444.4	338.03387
$\Delta t$	77.95	184.214633

$$(\Delta t)_p = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 123.558647 \text{ K}$$

$$Q_p = Q_s = 8,730,605.55 \text{ Kj/jam}$$

$$\frac{Q_p}{(\Delta t)_p} = 70659.608 \text{ Kj/jam.K}$$

b. Beda suhu rerata penguapan

$$(\Delta t)_v = \Delta t_2 = 77.95 \text{ K}$$

$$Q_v = 2,538,542.86 \text{ Kj/jam}$$

$$\frac{Q_v}{(\Delta t)_v} = 32566.2971 \text{ Kj/jam.K}$$

$$\sum \frac{Q}{(\Delta t)} = 103225.905 \text{ Kj/jam.K}$$

$$(\Delta t) = \frac{\text{Beban panas}}{\sum \frac{Q}{\Delta t}} = 109.169771 \text{ K}$$

## 6. Koefisien perpindahan panas gabungan kotor

Dipilih dari tabel 8 Kern.D.Q."Process Heat Transfer". Hal 840.

Exchangers		
Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Water	Water	250–500§
Aqueous solutions	Aqueous solutions	250–500§
Light organics	Light organics	40–75
Medium organics	Medium organics	20–60
Heavy organics	Heavy organics	10–40
Heavy organics	Light organics	30–60
Light organics	Heavy organics	10–40

\* *Light organics* are fluids with viscosities of less than 0.5 centipoise and include benzene, toluene, acetone, ethanol, methyl ethyl ketone, gasoline, light kerosene, and naphtha.

† *Medium organics* have viscosities of 0.5 to 1.0 centipoise and include kerosene, straw oil, hot gas oil, hot absorber oil, and some crudes.

‡ *Heavy organics* have viscosities above 1.0 centipoise and include cold gas oil, lube oils, fuel oils, reduced crude oils, tars, and asphalts.

§ Dirt factor 0.001.

|| Pressure drop 20 to 30 psi.

¶ These rates are greatly influenced by the operating pressure.

viskositas fluida dingin (umpan masuk vaporizer) pada suhu rata-rata :

$$t_1 = 338.03387 \text{ K}$$

$$t_2 = 444.4 \text{ K}$$

$$t \text{ rata-rata} = 391.216935 \text{ K}$$

Komponen	kg/jam	wi	$\mu_i$ , cP	wi/ $\mu_i$
H <sub>2</sub> O	15637.0182	0.72618705	0.23396	3.10.E+00
HCl	5896.02662	0.27381295	0.01192	2.30.E+01
Total	21533.0448	1		2.61.E+01

$$\mu_{mix} = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\mu_i}} = 0.03835 \text{ cP}$$

Viskositas fluida panas pada suhu rata-rata :

Diperoleh dari CHAMCAD

$$\mu p = \exp\left(A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T)\right) \quad \mu p = \text{Pa.s}$$

T1	=	522.35	K
T2	=	522.248503	K
T rata-rata	=	522.299251	K

komponen	A	B	C
Dowtherm A	-1.84.E+01	2.18.E+03	9.57.E-01

$$\begin{aligned} \mu p &= 0.00026768 \text{ Pa.s} \\ &0.00026768 \text{ kg/m.s} \\ &0.26767509 \text{ cP} \end{aligned}$$

sehingga :

Fluida dingin = Light Organic

Fluida panas = Light Organic

Karena fluida panas dan dingin termasuk Light Organic, Ud 40 - 75 Btu/jam.ft2.oF.

Dipilih Ud = 70 Btu/jam.ft2.oF

$$Ud = 75 \frac{\text{Btu}}{\text{Jam.ft}^2.\text{oF}} \times \frac{0,005678 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K}}{\text{Btu/jam.ft}^2.\text{oF}} = 0.39746 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K}$$

## 7. Alat penukar panas

a. Luas perpindahan panas

$$A = \frac{Q_{tot}}{Ud \times \Delta T_{LMTD}}$$

Keterangan :

A	=	Luas perpindahan kalor, m <sup>2</sup>
Q <sub>tot</sub>	=	Beban panas kondensor parsial, Kj/jam
Ud	=	Koefisien perpindahan panas, Kj/s.m <sup>2</sup> .K
ΔT <sub>LMTD</sub>	=	Log perbedaan suhu rata-rata, K

Maka :

$$A = \frac{10.434.234,21 \text{ Kj/jam}}{0,4285 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} \times 3600 \text{ s/jam} \times 48,6\text{K}} = \frac{72.1427628 \text{ m}^2}{776.1407 \text{ Ft}^2}$$

Luas perpindahan panas > 200 ft<sup>2</sup>, jenis alat penukar panas yang digunakan adalah *Heat Exchanger Shell and tube*.



b. Ukuran tube

Menurut Sinnott hal 805, Tube diameter antara 0,625 - 2 in.

Dari tabel.9 Kern,D.Q."Process Heat Transfer" dipilih :

Diameter luar tube (Odt) = 0.75 in = 0.01905 m

Dari tabel.10 Kern, BWG = 18.

Diameter dalam tube (Idt) = 0.652 in = 0.0165608 m

APPENDIX OF CALCULATION DATA

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft <sup>2</sup>		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401

c. Panjang tube

Menurut Sinnott hal 805, panjang standar tube 6, 8, 12, 16, 20, 24 ft.

Dipilih panjang tube = 12 ft = 3.65853659 m

d. Jumlah tube

Jumlah tube dipilih dari Tabel.9 Kern."Process Heat Transfer". Pada Triangular Pitch, Odt = 0,75 in, Pt = 0,9375 in.

¾ in. OD tubes on 1½ in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18
10	62	56	47	42	36
12	109	98	86	82	78
13¼	127	114	96	90	86
15¼	170	160	140	136	128
17¼	239	224	194	188	178
19¼	301	282	252	244	234
21¼	361	342	314	306	290
23¼	442	420	386	378	364
25	532	506	468	446	434
27	637	602	550	536	524
29	721	692	640	620	594
31	847	822	766	722	720
33	974	938	878	852	826
35	1102	1068	1004	988	958
37	1240	1200	1144	1104	1072
39	1377	1330	1258	1248	1212

Jumlah tube dihitung dari persamaan :

$$Nt = \frac{A}{\pi \cdot odt \cdot L} = \frac{271,72m^2}{3,14 \cdot 0,01905 m \cdot 3,658m} = 329.655814$$

5.25

Dipilih : Jumlah tube (Nt)	=	314	
Diameter dalam shell (ids)	=	21.25	in
	=	0.53975	m
Passes	=	4	

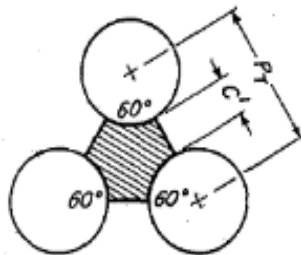
e. Ud terkoreksi

$$A_{\text{terkoreksi}} = \pi \cdot odt \cdot L \cdot Nt = 68.7166024 \text{ m}^2$$

$$Ud_{\text{terkoreksi}} = \frac{Q_{\text{tot}}}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta T_{L_{MTD}}}$$

$$Ud_{\text{terkoreksi}} = \begin{matrix} 0.41727707 \text{ Kj/s.m}^2\text{.K} \\ 73.4901497 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F} \\ \text{(Masih dalam batas 40-75 Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F)} \end{matrix}$$

f. Pitch tube & clearence



Pitch tube 25% lebih besar dari diameter luar tube.

$$Pt = 1,25 \times odt = 1,25 \times 0,75 \text{ in} = \begin{matrix} 0.9375 \text{ in} \\ = 0.0238125 \text{ m} \end{matrix}$$

Clearance (C') merupakan selisih antara pitch tube dengan diameter luar tube.

$$C' = Pt - odt$$

$$C' = \begin{matrix} 0.1875 \text{ in} \\ 0.0047625 \text{ m} \end{matrix}$$

g. Jarak antar baffle

Jarak antar baffle dihitung 1/5 dari diameter dalam shell.

$$B = \frac{ID_s}{5} = \frac{1 \text{ in}}{5} = \begin{matrix} 0.0254 \text{ m} \\ 0.08333333 \text{ ft} \end{matrix}$$

h. Diameter ekuivalen

Untuk susunan triangular pitch, diameter ekuivalen dihitung dengan persamaan :

$$De = \frac{4 \times \left( \frac{1}{2} Pt \times 0,86 \cdot Pt - \frac{1}{2} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot OD^2 \right)}{\frac{1}{2} \pi \cdot OD} = \begin{matrix} 0.0136 \text{ m} \\ 0.04448646 \text{ ft} \\ 0.53383758 \text{ in} \end{matrix}$$

h. Luas aliran shell

$$a_s = \frac{ID_s \cdot C \cdot B}{Pt} = \frac{27 \text{ in} \times 0,1875 \text{ in} \times 5,4 \text{ in}}{0,9375 \text{ in}} = \begin{matrix} 4.250 \text{ in}^2 \\ 0.02951389 \text{ ft}^2 \\ 0.00274193 \text{ m}^2 \end{matrix}$$

## 8. Route fluida

Fluida panas dialirkan di dalam tube, dan fluida dingin dialirkan kedalam shell.

## 9. Koefisien perpindahan panas gabungan bersih preheater

Dihitung dari persamaan Kern. "Process Heat Transfer" :

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \dots\dots\dots(14)$$

$$h_{io} = h_i \frac{ID_t}{OD_t} \dots\dots\dots(15)$$

$$h_i = \frac{kt}{ID_t} \times 0,027 \times \left( \frac{ID_t \times G_t}{\mu_{mix}} \right)^{0,8} \times \left( \frac{C_{pt} \times \mu_{mix}}{kt} \right)^{1/3} \dots\dots\dots(16)$$

$$h_o = \frac{ks}{De} \times 0,36 \times \left( \frac{De \times G_s}{\mu_s} \right)^{0,55} \times \left( \frac{C_{ps} \times \mu_s}{ks} \right)^{1/3} \dots\dots\dots(17)$$

Keterangan :

- Uc : Koefisien perpindahan gabungan bersih (Kj/m<sup>2</sup>.s.K)
- Ud : Koefisien perpindahan gabungan kotor (Kj/m<sup>2</sup>.s.K)
- hio : Koefisien perpindahan panas luar pipa tube (Kj/m<sup>2</sup>.s.K)
- hi : Koefisien perpindahan panas dalam pipa tube (Kj/m<sup>2</sup>.s.K)

ho	: Koefisien perpindahan panas dalam shell (Kj/m2.s.K)
Rd	: Foling factor (m2.s.K/Kj)
kt	: Konduktifitas termal fluida di tube (Kj/m2.s.K)
Di	: Diameter dalam pipa tube (m)
Gt	: Fluks massa di tube (Kg/s.m2)
μt	: Viskositas fluida di tube (Kg/m.s)
Cpt	: Kapasitas panas fluida di tube (Kj/kg.K)
μs	: Viskositas fluida di shell (Kg/m.s)
ks	: Konduktifitas termal fluida di shell (Kj/m2.s.K)
De	: Diameter ekuivalen shell (m)
Gs	: Fluks massa di shell (Kg/s.m2)
Cps	: Kapasitas panas fluida di shell (Kj/kg.K)
Cps	: Kapasitas panas fluida di shell (Kj/kg.K)

#### a. Menghitung hi dan hio

Fluida di tube	=	Fluida panas	
Odt	=	0.75 in	= 0.01905 m
Idt	=	0.652 in	= 0.0165608 m
n	=	4	Pass
Nt	=	314	
wt	=	50000	kg/jam
Viskositas dowtherm A (Pa.s) :			

Diperoleh dari CHAMCAD

$$\mu t = \exp\left(-18,3854 + \frac{2177,41}{T} + 0,9572 \cdot \ln(T)\right)$$

Viskositas ditinjau pada suhu rerata :

T1	=	522.35	K
T2	=	522.248503	K
T rerata	=	522.299251	K

$$\mu t = 0.00026757 \text{ Pa.s}$$

$$0.00026757 \text{ Kg/m.s}$$

- Luas aliran

$$at' = \frac{\pi}{4} Idt^2 = 0.00021529 \text{ m}^2$$

$$at = \frac{Nt \times at'}{n} = 0.01690059 \text{ m}^2$$

- Flux massa

$$Gt = \frac{wt}{at} = \frac{2958476.11 \text{ Kg/jam.m}^2}{821.798918 \text{ kg/s.m}^2}$$

- Bilangan reynold

$$Ret = \frac{Idt \times Gt}{\mu t} = 50863.3208$$

- Kapasitas panas cair

Ditinjau pada suhu rerata :

T1	=	522.35	K
T2	=	522.248503	K
T rerata	=	522.299251	K

$$Cpt = 1,4344 \cdot 10^5 + 3,7289 \cdot 10^2 \cdot T + 0,1115 \cdot T^2, \text{ J/kmol.K}$$

$$Cpt = \begin{aligned} &368616.979 \text{ J/kmol.K} \\ &368.616979 \text{ Kj/kmol.K} \\ &2.22058421 \text{ Kj/Kg.K} \end{aligned}$$

- Konduktifitas termal cair

Ditinjau pada suhu rerata :

T1	=	522.35	K
T2	=	522.248503	K
T rerata	=	522.299251	K

$$kt = 0,18557 - 1,599 \cdot 10^{-4} \cdot T, \text{ J/s.m.K}$$

$$kt = \begin{aligned} &0.10205435 \text{ J/s.m.K} \\ &0.00010205 \text{ Kj/s.m.K} \end{aligned}$$

Dari persamaan (16) :

$$hi = \frac{kt}{Idt} \times 0,027 \times \left( \frac{Idt \times Gt}{\mu t} \right)^{0,8} \times \left( \frac{Cpt \times \mu t}{kt} \right)^{1/3} = \begin{aligned} &1.74286483 \text{ Kj/s.m}^2 \cdot \text{K} \\ &306.95048 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot \text{°F} \end{aligned}$$

Dari persamaan (15) :

$$hio = hi \frac{Idt}{Odt} = 1.51513049 \text{ Kj/s.m}^2 \cdot \text{K} = 266.842284 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

## b. Menghitung ho

Fluida di shell	=	Fluida dingin
ws	=	21533.0448 Kg/jam = 5.98140134 Kg/s
Ids	=	0.53975 m
De	=	0.0136 m
Pt	=	0.0238125 m
C'	=	0.0047625 m
B	=	0.0254 m
as	=	0.00274193 m <sup>2</sup>

- Viskositas fluida

Ditinjau pada suhu rerata :

t1	=	338.03387 K
t2	=	444.4 K
t rerata	=	391.216935 K

Komponen	kg/jam	wi	μi, kg/m.s	wi/μi
H <sub>2</sub> O	15637.0182	0.72618705	2.34.E-04	3.10.E+03
HCl	5896.02662	0.27381295	1.19.E-05	2.30.E+04
Total	21533.0448	1		2.61.E+04

$$\mu_s = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\mu_i}} = 3.84.E-05 \text{ Kg/m.s}$$

- Kapasitas panas fluida

Ditinjau pada suhu rerata :

t1	=	338.03387 K
t2	=	444.4 K
t rerata	=	391.216935 K

Komponen	fi, kmol/jam	Cpi, Kj/kmol.K	fi.Cpi, Kj/jam.K
H <sub>2</sub> O	867.999901	7.6140.E+01	66089.10691
HCl	161.707759	9.3976.E+01	15196.66319
Total	1029.70766		81285.7701

$$C_{ps} = \frac{\sum f_i \cdot C_{pi}}{ws} = 3.77493154 \text{ Kj/kg.K}$$

- Konduktifitas termal fluida

Ditinjau pada suhu rerata :

t1	=	338.03387	K
t2	=	444.4	K
t rerata	=	391.216935	K

Komponen	kg/jam	wi	ki, Kj/s.m.K	wi/ki
H <sub>2</sub> O	15637.0182	0.72618705	3.39.E-03	2.14.E+02
HCl	5896.02662	0.27381295	3.51.E-06	7.80.E+04
Total	21533.0448	1		7.82.E+04

$$k_s = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{k_i}} = 1.28.E-05 \text{ Kj/s.m.K}$$

- Flux massa

$$G_s = \frac{w_s}{a_s} = \frac{7853243.82 \text{ Kg/jam.m}^2}{2181.45662 \text{ kg/s.m}^2}$$

- Bilangan reynold

$$Res = \frac{De \times G_s}{\mu_s} = 771226.52$$

Dari persamaan (17) :

$$h_o = \frac{k_s}{De} \times 0,36 \times \left( \frac{De \times G_s}{\mu_s} \right)^{0,55} \times \left( \frac{C_{ps} \times \mu_s}{k_s} \right)^{1/3} = \begin{matrix} 1.31832888 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} \\ 232.181909 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F} \end{matrix}$$

Sehingga dari persamaan (14) didapat :

$$U_{cp} = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \begin{matrix} 0.70494756 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} \\ 124.154203 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \end{matrix}$$

Luas permukaan yang diperlukan untuk preheater :

$$A_p = \frac{Q_p}{(\Delta t)_p \times U_{cp} \times 3600} = 27.842736 \text{ m}^2$$

## 10. Koefisien perpindahan panas gabungan bersih vaporization

### a. Menghitung hio

$$h_{io} = 1.51513049 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K}$$

### b. Menghitung ho

Fluida di shell	=	Fluida dingin
ws	=	21533.0448 Kg/jam = 5.98140134 Kg/s
Ids	=	0.53975 m
De	=	0.01355947 m
Pt	=	0.0238125 m
C'	=	0.0047625 m
B	=	0.0254 m
as	=	0.00274193 m <sup>2</sup>

- Viskositas fluida

Ditinjau pada suhu penguapan :

$$t_2 = 444.4 \text{ K}$$

Komponen	kg/jam	wi	$\mu_i$ , kg/m.s	wi/ $\mu_i$
H <sub>2</sub> O	15637.0182	0.72618705	1.51.E-05	4.82.E+04
HCl	5896.02662	0.27381295	2.16.E-05	1.27.E+04
Total	21533.0448	1		6.09.E+04

$$\mu_s = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\mu_i}} = 1.64.E-05 \text{ Kg/m.s}$$

- Kapasitas panas fluida

Ditinjau pada suhu penguapan :

$$t_2 = 444.4 \text{ K}$$

Komponen	f <sub>i</sub> , kmol/jam	C <sub>pi</sub> , Kj/kmol.K	f <sub>i</sub> .C <sub>pi</sub> , Kj/jam.K
H <sub>2</sub> O	867.999901	3.4678.E+01	3.0100.E+04
HCl	161.707759	8.5239.E-01	137.8382681
Total	1029.70766		30237.98283

$$C_{ps} = \frac{\sum f_i \cdot C_{pi}}{ws} = 1.4042595 \text{ Kj/kg.K}$$



- Konduktifitas termal fluida

Ditinjau pada suhu penguapan :

$$t_2 = 444.4 \text{ K}$$

Komponen	kg/jam	wi	ki, Kj/s.m.K	wi/μ\ki
H <sub>2</sub> O	15637.0182	0.72618705	3.12.E-05	2.32.E+04
HCl	5896.02662	0.27381295	2.23.E-05	1.23.E+04
Total	21533.0448	1		3.55.E+04

$$k_s = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{k_i}} = 2.81.E-05 \text{ Kj/s.m.K}$$

- Flux massa

$$G_s = \frac{w_s}{a_s} = \frac{7853243.82 \text{ Kg/jam.m}^2}{2181.45662} = 3599.8 \text{ kg/s.m}^2$$

- Bilangan reynold

$$Res = \frac{De \times G_s}{\mu_s} = 1801751.72$$

Dari persamaan (17) :

$$h_o = \frac{k_s}{De} \times 0,36 \times \left( \frac{De \times G_s}{\mu_s} \right)^{0,55} \times \left( \frac{C_{ps} \times \mu_s}{k_s} \right)^{1/3} = 1.9279127 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K}$$

Sehingga dari persamaan (14) didapat :

$$U_{cv} = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{0.84838881 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K}}{149.416839 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}}$$

Luas permukaan yang diperlukan untuk vaporization :

$$A_v = \frac{Q_v}{(\Delta t)_v \times U_{cp} \times 3600} = 10.6627923 \text{ m}^2$$

Luas permukaan total bersih :

$$A_c = A_p + A_v = 38.5055282 \text{ m}^2$$

**11. Koefisien perpindahan panas gabungan bersih total**

$$U_c = \frac{\sum \frac{Q}{(\Delta t)}}{A_c \times 3600} = \begin{matrix} 0.74466872 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} \\ 131.149828 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \end{matrix}$$

**12. Dirt resistance/Dirt factor**

Uc = 0.74466872 Kj/s.m<sup>2</sup>.K  
 Ud terkoreksi = 0.41727707 Kj/s.m<sup>2</sup>.K

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \begin{matrix} 1.05361021 \text{ s.m}^2.\text{K/Kj} \\ 0.0059824 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu} \end{matrix}$$

Faktor pengotor terhitung = 0.0059824 jam.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

**13. Pressure drop**

**a. Pressure drop pada tube dihitung dari persamaan 7.45 & 7.46 Kern :**

Fluida di tube berupa dowtherm A.

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot I_d t \cdot s} \dots\dots\dots(7.45)$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} \dots\dots\dots(7.46)$$

pressure drop pada tube :

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

L	=	12	ft	
n	=	4		
Idt	=	0.652	in =	0.0165608 m
wt	=	50000	kg/jam	
Nt	=	314		
Gt	=	2958476.11	Kj/jam.m <sup>2</sup> =	604982.845 lb/jam.ft <sup>2</sup>
Ret	=	50863.3208		
Suhu rerata	=	522.299251	K	

- Faktor friksi di tube :

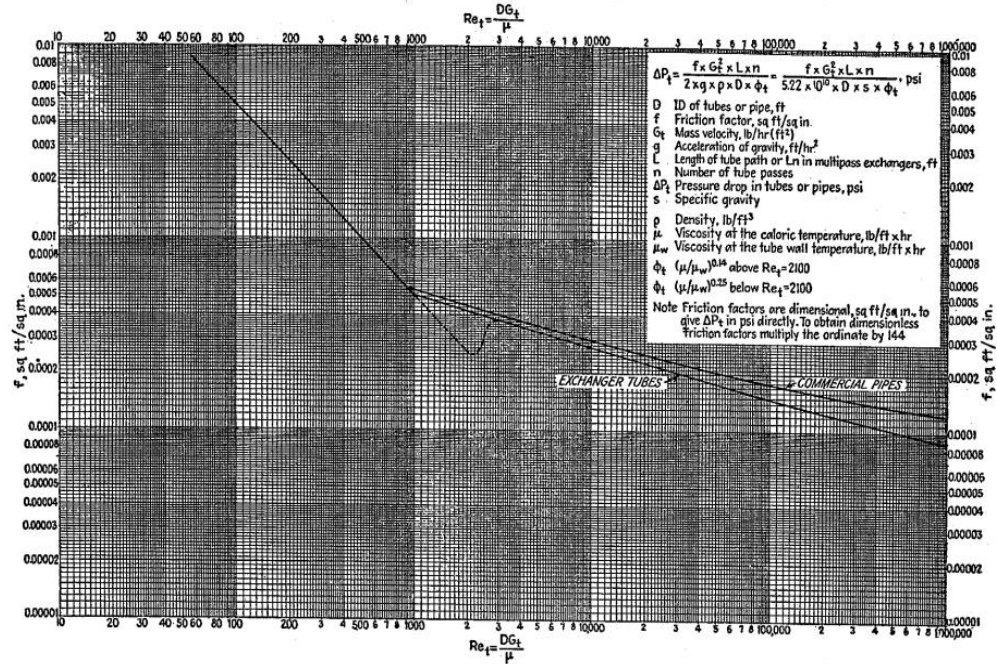


Fig. 26. Tube-side friction factors. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Dari fig 26 Kern.D.Q.  $Re_t = 50,863.3$  didapat faktor friksi,  $f = 0.000012$

- menghitung s pada suhu rerata di tube :

$$s = \frac{\rho_{\text{dowtherm}} A}{\rho_{\text{air}}} = \frac{\rho_{\text{dowtherm}} A}{1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

Densitas cair dowtherm :

$$Y = \frac{0,538831}{0,265125 \left( 1 + \left( 1 - \frac{T}{770,15} \right)^{0,306928} \right)} = \begin{matrix} 5.18931394 \text{ kmol/m}^3 \\ 861.426115 \text{ kg/m}^3 \end{matrix}$$

maka :

$$s = \frac{\rho_{\text{dowtherm}} A}{1000} = 0.86142611$$

sehingga :

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot \text{Idt} \cdot s} = \frac{0,00024 \times 268.229,83 \frac{\text{lb}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2} \times 12 \text{ft} \times 1}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,652 \text{in} \times \frac{1 \text{ft}}{12 \text{in}} \times 0,866}$$

$$\Delta P_t = \begin{matrix} 0.08628866 \text{ psi} \\ = 0.00586998 \text{ atm} \end{matrix}$$

- Menghitung  $\Delta P_r$ :

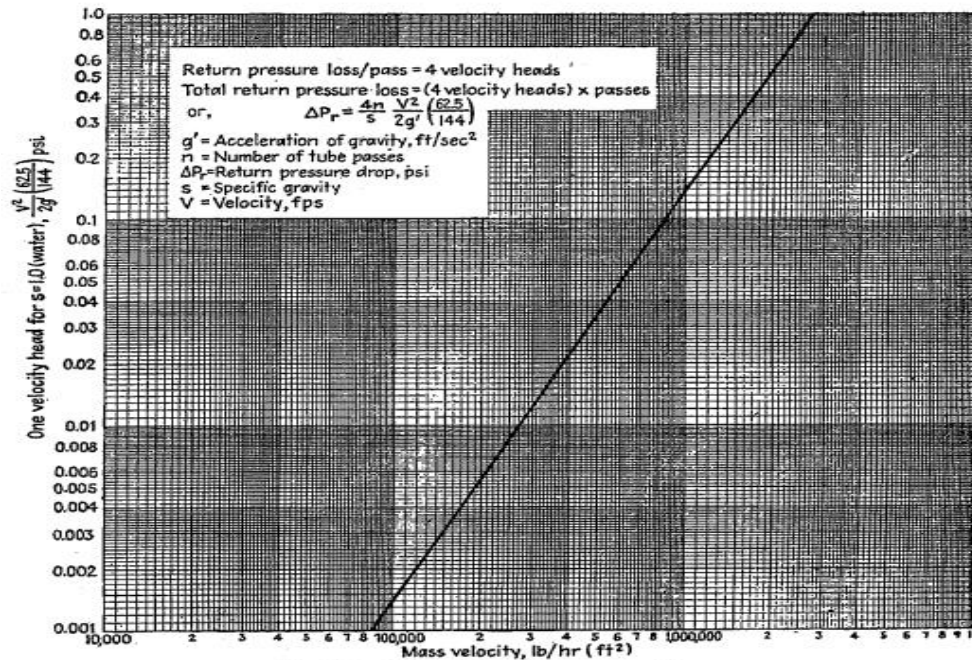


FIG. 27. Tube-side return pressure loss.

Pada fig.27 Kern hal 837. pada flux mass sebesar : 604,983 lb/jam.ft<sup>2</sup>

Didapat :  $\frac{v^2}{2g} = 0.005$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} = \frac{4 \times 1}{0.87} \times 0.01 = 0.09286925 \text{ psi}$$

$$0.00631764 \text{ atm}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 10,084 \text{ psi} + 0,046 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = 0.17915791 \text{ psi} = 0.01218761 \text{ atm}$$

Pressure drop diizinkan 5 psi (Kern.D.Q hal 468).

**b. Pressure drop pada shell dihitung dari persamaan 7.44 Kern :**

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot I_d s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s}$$

Ids	=	21.25	in	=	1.77083333	ft
L	=	12	ft			
B	=	1	in	=	0.08333333	ft
De	=	0.0136	m	=	0.04448646	ft

$$\begin{aligned} as &= 0.00274193 \text{ m}^2 = 0.02951389 \text{ ft}^2 \\ ws &= 21533.0448 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- menghitung  $G_s$  :

$$G_s = \frac{W_s}{as} = \frac{12.610,36 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}}}{0,173 \text{ ft}^2} = \begin{matrix} 1,608,454.61 & \text{lb/jam.ft}^2 \\ 7,853,243.82 & \text{Kg/jam.m}^2 \end{matrix}$$

- Viskositas fluida

Ditinjau pada suhu rerata :

$$\begin{aligned} t_1 &= 338.03387 \text{ K} \\ t_2 &= 444.4 \text{ K} \\ t_{\text{rerata}} &= 391.216935 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	kg/jam	w <sub>i</sub>	μ <sub>i</sub> , kg/m.s	w <sub>i</sub> /μ <sub>i</sub>
H <sub>2</sub> O	15637.0182	0.72618705	0.00023396	3103.83511
HCl	5896.02662	0.27381295	1.1921E-05	22969.2555
Total	21533.0448	1		26073.0906

$$\mu_s = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\mu_i}} = 3.84.E-05 \text{ Kg/m.s}$$

- Menghitung  $Res$  :

$$Res = \frac{De \cdot G_s}{\mu_s} = \frac{0,0136 \text{ m} \times 781.843,86 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}}{0,00029 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} = 771,226.52$$

- menghitung jumlah baffle (N+1) = L/B :

$$(N + 1) = \frac{12 \text{ ft}}{0,416 \text{ ft}} = \begin{matrix} 45 \\ 45 \end{matrix} \quad (\text{terbilang})$$

- Faktor friksi :

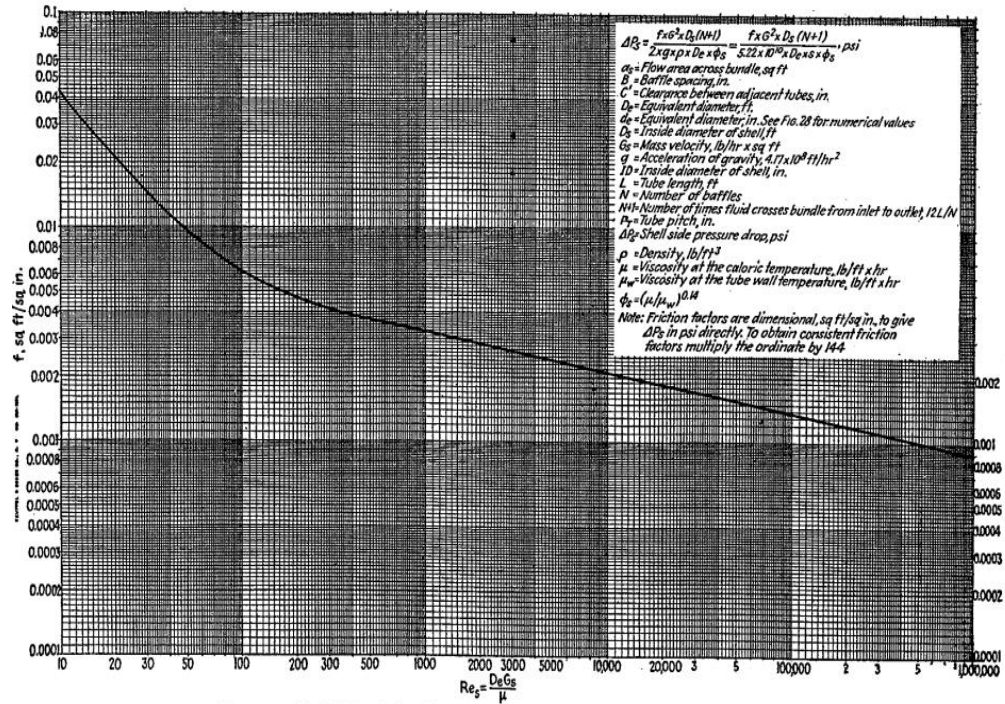


Fig. 29. Shell-side friction factors for bundles with 25% cut segmental baffles.

Dari fig 29 Kern.D.Q. Res = 771,226.5 didapat faktor friksi = 0.0019

- densitas fluida

Ditinjau pada suhu rerata :

t1 = 338.03387 K

t2 = 444.4 K

t rerata = 391.216935 K

Komponen	kg/jam	wi	ρi, kg/m3	wi/ρii
H <sub>2</sub> O	15637.0182	0.72618705	937.1123	7.75.E-04
HCl	5896.02662	0.27381295	425.2140	6.44.E-04
Total	21533.0448	1		1.42.E-03

$$\rho_{mix} = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}} = 704.790 \text{ Kg/m.s}$$

- menghitung s :

$$s = \frac{\rho_{mix}}{\rho_{air}} = \frac{\rho_{mix}}{1,000 \frac{kg}{m^3}}$$

$$s = \frac{\rho_{mix}}{\rho_{air}} = \frac{716,941 \frac{kg}{m^3}}{1000 \frac{kg}{m^3}} = 0.70479042$$

sehingga pressure drop di shell :

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s} = \frac{0,0024 \times 160.132,6^2 \frac{lb^2}{ft^4 jam^2} \times 2,08 ft \times 29}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,044 ft \times 0,86}$$

$$\Delta P_s = \begin{array}{l} 0.24 \quad \text{psi} \\ 0.01628117 \quad \text{atm} \end{array}$$

Pressure drop diizinkan 5 psi (Kern.D.Q hal 468).

## RINGKASAN VAPORIZER 2 (VP-02)

Alat : Vaporizer 2  
Kode : VP-02  
Tugas : Menguapkan HCL dari T-02  
Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

### 1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt)	=	0.75	in
Diameter dalam (Idt)	=	0.652	in
Jumlah tube	=	314	buah
Passes	=	4	
Panjang tube	=	12	ft
	=	3.65742152	m
Pitch (Pt)	=	0.9375	in
Clearence (C')	=	0.1875	in
Diameter dalam shell (ids)	=	21.25	in
	=	0.53975	m
Jarak baffle (B)	=	1	in
Jumlah baffle (N+1)	=	45	buah
Diameter ekuivalen (De)	=	0.53383758	in
Susunan tube	=	triangular pitch	

### 2. Fluida panas

Suhu masuk	=	522.35	K
Suhu keluar	=	522.248503	K
Massa fluida panas	=	50000	Kg/jam
Pressure drop tube	=	0.01218761	atm

### 3. Fluida dingin

Suhu masuk	=	338.03387	K
Suhu keluar	=	444.4	K
Massa fluida dingin	=	21,533.04	Kg/jam
Pressure drop shell	=	0.01628117	atm

### 4. Koefisien perpindahan panas

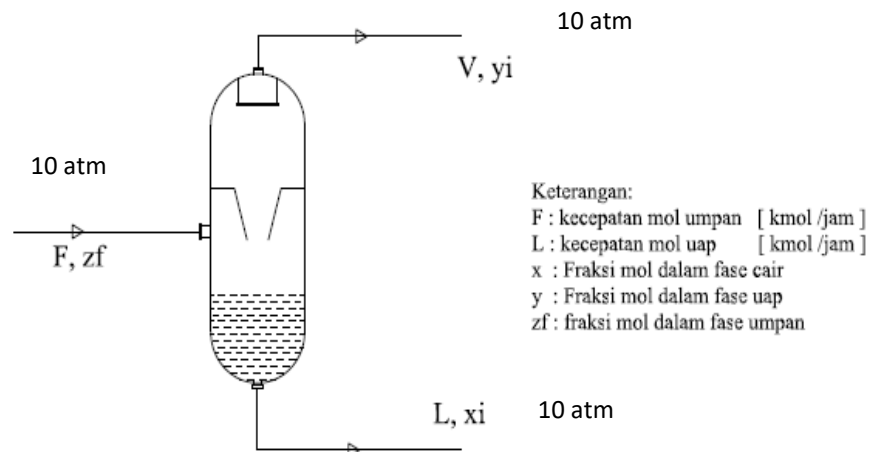
Uc	=	0.74466872	Kj/s.m <sup>2</sup> .K
		131.149828	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .oF
Ud	=	0.41727707	Kj/s.m <sup>2</sup> .K
		73.4901497	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .oF
Rd hitung	=	0.0059824	jam.ft <sup>2</sup> .oF/Btu
		1.05361021	s.m <sup>2</sup> .K/Kj



## SEPARATOR 1 (SP-01)

Tugas : Memisahkan fasa uap dan fasa cair keluar VP-01

Jenis : Silinder Vertical dengan 2 tutup thorispherical



Kondisi operasi :

Suhu = 413.083579 K

Tekanan = 10 atm

Umpan masuk :

Komponen	BM	Kg/jam	kmol/jam
H <sub>2</sub> O	18.015	136.16	7.55805583
CH <sub>3</sub> OH	32.042	4830.98	150.770118
Total		4967.1345	158.328174

Keluar komposisi uap :

Komponen	Kg/jam	kmol/jam
H <sub>2</sub> O	79.9315093	4.43694196
CH <sub>3</sub> OH	3916.64396	122.234691
Total	3996.57547	126.671633

Keluar komposisi cair :

Komponen	Kg/jam	kmol/jam
H <sub>2</sub> O	56.2268664	3.12111387
CH <sub>3</sub> OH	914.332169	28.5354275
Total	970.559035	31.6565414

### Densitas Cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	T <sub>c</sub> (Kelvin)	n
H <sub>2</sub> O	0.34710	0.274	647.13	0.28571
CH <sub>3</sub> OH	0.27197	0.27192	512.58	0.23310

### 1. Kecepatan uap

Dihitung dengan persamaan 18.8 Walas hal 614 :

$$u = K \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_g} - 1}$$

Keterangan :

- u : Kecepatan uap
- $\rho_l$  : Densitas cairan, kg/m<sup>3</sup>
- $\rho_g$  : Densitas uap, kg/m<sup>3</sup>
- K : 0,35 (Walas hal xviii)

### - Densitas cair :

Ditinjau pada suhu masuk = 413.083579 K

Komponen	kg/jam	w <sub>i</sub>	$\rho_i$ , kg/m <sup>3</sup>	w <sub>i</sub> / $\rho_i$
H <sub>2</sub> O	56.2268664	0.05793245	913.9523	6.34.E-05
CH <sub>3</sub> OH	914.332169	0.94206755	661.3972	1.42.E-03
Total	970.559035	1		1.49.E-03

$$\rho_{mix} = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}} = 672.157 \text{ Kg/m}^3$$

**- Densitas uap**

$$\rho_g = \frac{BM_{mix} \cdot P}{R \cdot T}$$

umpan masuk komposisi uap :

Komponen	kmol/jam	kg/jam
H <sub>2</sub> O	4.43694196	79.9315093
CH <sub>3</sub> OH	122.234691	3916.64396
Total	126.671633	3996.57547

$$\begin{aligned} BM &= \text{kg/jam} : \text{kmol/jam} = 31.5506746 \text{ kg/kmol} \\ P &= 10 \text{ atm} = 1013.25 \text{ kPa} \\ R &= 8.314 \text{ kPa} \cdot \text{m}^3 / \text{kmol} \cdot \text{K} \\ T &= 413.083579 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\rho_g = \frac{P \cdot BM_{mix}}{R \cdot T} = \frac{10 \text{ atm} \times \frac{101,325 \text{ kPa}}{1 \text{ atm}} \times 59,8 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}{8,314 \frac{\text{kPa} \cdot \text{m}^3}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \times 485,93 \text{ K}} =$$

$$\rho_g = 9.30844873 \text{ kg/m}^3$$

sehingga :

$$u = 0,35 \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_g} - 1} = \begin{matrix} 2.95349815 \text{ ft/s} \\ 0.90045675 \text{ m/s} \end{matrix}$$

**2. Kecepatan volume cairan**

$$Q_v = \frac{\text{Kec. Massa Cairan} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}}{\text{Densitas Cairan}} =$$

$$\begin{aligned} \text{Diketagui :} \\ \text{Kec. Massa Cairan} &= 970.559035 \text{ kg/jam} \\ \text{Densitas Cairan} &= 672.157 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$Qv = \frac{2.505,52 \frac{kg}{jam} \times \frac{1 jam}{3600 s}}{804,162 \frac{kg}{m^3}} = 0.0004011 \text{ m}^3/s$$

Waktu tinggal cairan berkisar antara 5 sampai 10 menit (Wallas, S.T hal xviii).

$$\text{Dipilih waktu tinggal } \theta = \begin{array}{ll} 10 & \text{menit} \\ 600 & \text{detik} \end{array}$$

$$\text{volume cairan} = Qv \times \theta = \begin{array}{l} 0.24065765 \text{ m}^3 \\ 240.657647 \text{ Liter} \\ 63.5819412 \text{ Gall} \end{array}$$

### 3. Diameter separator

#### - kecepatan volume uap

$$Qvol = \frac{\text{kecepatan massa uap}}{\text{rapat massa uap}} = \begin{array}{l} 533.615712 \text{ m}^3/\text{jam} \\ 0.14822659 \text{ m}^3/s \end{array}$$

#### - Luas penampang

$$A = \frac{Qvol}{\text{Kecepatan linier uap}} = 0.16461267 \text{ m}^2$$

$$D = \left( \frac{4xA}{3,14} \right)^{0,5} = \begin{array}{l} 0.45792757 \text{ m} \\ 18.0286447 \text{ in} \end{array}$$

Bentuk shell : Silinder

Dihitung dengan persamaan 13.41 Sinnott.2008."Chemical Engineering Design Principle Practice and Economics of Plant and Process Design". Mc.Graw Hill hal.986.

$$ts = \frac{Pgauge.Ids}{2.f.\varepsilon - 1,2.Pgauge} + C''$$

Keterangan :

ts	=	Tebal dinding selongsong (m)
C''	=	Faktor korosi (m)
Ids	=	Diameter dalam shell (m)
f	=	Tegangan yang diizinkan, fall (Pa)

$\epsilon$  = Efisiensi sambungan  
 $P_g$  = Tekanan terhitung alat (Pa)

Tekana operasi = 10 atm

Tekanan perancangan normalnya 5-10% di atas tekanan operasi. Dipilih 10%.  
 (Sinnott."Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 980). Dipilih 10%.

Tekana design = 11 atm  
 1114575 Pa

Tekanan gauge = Tekana design - tekana atmosferis  
 = 1013250 Pa

Menurut Dennis Moss."Pressure Vessel Design Manual".Appendix H :  
 material selection guide. Hal 464. Material pressure vessel dipilih  
 berdasarkan suhu operasi. Kolom beroperasi antara -50 - 775 °F. Maka

	Design Temperature, °F	Material	Plate	Pipe	Forgings	Fittings	Bolting	
Cryogenic	-425 to -321	Stainless steel	SA-240-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-312-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-182-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-403-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-320-B8 with SA-194-8	
	-320 to -151	9 nickel	SA-353	SA-333-8	SA-522-1	SA-420-WPL8		
Low temperature	-150 to -76	3½ nickel	SA-203-D	SA-333-3	SA-350-LF63	SA-420-WPL3	SA-320-L7 with SA-194-4	
	-75 to -51	2½ nickel	SA-203-A					
	-50 to -21	Carbon steel	SA-516-55, 60 to SA-20	SA-333-6	SA-350-LF2	SA-420-WPL6		
			SA-516-All	SA-333-1 or 6				
			SA-285-C					
-20 to 4								
5 to 32								
Intermediate	33 to 60 61 to 775	Carbon steel	SA-516-All SA-515-All SA-455-II	SA-53-B SA-106-B	SA-105 SA-181-60,70	SA-234-WPB	SA-193-B7 with SA-194-2H	
Elevated Temperature	776 to 875	C-½Mo	SA-204-B	SA-335-P1	SA-182-F1	SA-234-WP1	with SA-193-B5 SA-194-3	
	876 to 1000	1Cr-½Mo	SA-387-12-1	SA-335-P12	SA-182-F12	SA-234-WP12		
		1Cr-½Mo	SA-387-11-2	SA-335-P11	SA-182-F11	SA-234-WP11		
	1001 to 1100	2¼Cr-1Mo	SA-387-22-1	SA-335-P22	SA-182-F22	SA-234-WP22		
	1101 to 1500	Stainless steel	SA-240-347H	SA-312-347H	SA-182-347H	SA-403-347H		SA-193-BB with SA-194-B
		Incoloy	SB-424	SB-423	SB-425	SB-366		
Above 1500	Inconel	SB-443	SB-444	SB-446	SB-366			

dipilih :

Bahan konstruksi : Baja Karbon grade A 285

Allowable stress,  $f_{all}$  = 12900 psi

(Sinnott."Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 982)

$$f_{all, f} = 12.900 \text{ psi} \times \frac{1 \text{ atm}}{14,7 \text{ psi}} \times \frac{101.325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}}$$

$$f_{all, f} = 88917857.1 \text{ Pa}$$

Untukantisipasi kondisi korosi yang parah, faktor korosi dipilih 4 mm.

(Sinnott."Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 985)

$$C'' = \begin{matrix} 4 & \text{mm} \\ 0.004 & \text{m} \end{matrix}$$

Efisiensi sambungan = 0,7 untuk sambungan las ganda.

$$\epsilon = 70 \% \quad (\text{Table 13.3 Sinnott})$$

Jadi tebal dinding kolom :

$$t_s = \frac{P_{gauge} \cdot I_{ds}}{2 \cdot f \cdot E - 1,2 \cdot P_{gauge}} + C'' = \begin{matrix} 0.00776408 \text{ m} \\ 0.30567256 \text{ in} \end{matrix}$$

Table 5.7 Brownell and Young

OD	26		28		30	
$t$	$icr$	$r$	$icr$	$r$	$icr$	$r$
$\frac{3}{16}$	$1\frac{5}{8}$	24	$1\frac{3}{4}$	26	$1\frac{7}{8}$	30
$\frac{1}{4}$	↑	↑	↑	↑	↑	↑
$\frac{5}{16}$	↓	↓	↓	↓	↓	↓
$\frac{3}{8}$	↓	↓	↓	↓	↓	↓
$\frac{7}{16}$	↓	↓	↓	↓	↓	↓
$\frac{1}{2}$	$1\frac{5}{8}$	↓	$1\frac{3}{4}$	↓	$1\frac{7}{8}$	↓
$\frac{5}{8}$	$1\frac{7}{8}$	↓	$1\frac{7}{8}$	↓	$1\frac{7}{8}$	↓
$\frac{3}{4}$	$2\frac{1}{4}$ ←	↓	↓	26	↓	↓
$\frac{7}{8}$	$2\frac{3}{8}$ ←	↓	↓	24	↓	↓
1	3 ←	↓	↓	↑	↓	↓
$1\frac{1}{8}$	$3\frac{3}{8}$ ←	↓	↓	↓	↓	↓
$1\frac{1}{4}$	$3\frac{3}{4}$ ←	↓	↓	↓	↓	↓
$1\frac{3}{8}$	$4\frac{1}{8}$ ←	↓	↓	↓	↓	↓
$1\frac{1}{2}$	$4\frac{1}{2}$ ←	↓	↓	↓	↓	↓

Dari Table 5.7 Brownell and Young, dipilih :

Dipilih ts standar = 0.375 in  
 Diameter terhitung = 18.0 in  
 Dipilih OD standar = 20 in  
 Sehingga diameter dalam dekanter,  $D = OD - 2 \cdot ts = 19.25$  in  
 0.48895 m  
 Luas penampang separator = 0.1876716 m<sup>2</sup>

#### 4. Tinggi separator

Tekanan operasi 10 atm < 250 psig. maka L/D = 3.

P (psig)	0-250	251-500	501+
L/D	3	4	5

Diameter = 0.48895 m  
 Tinggi = 1.46685 m  
 4.811268 ft  
 57.735216 in

#### 5. Perhitungan pelengkap

a. Tebal tutup separator

Bentuk tutup reaktor Torispherical karena alat beroperasi 15-200 psig. (Brownell and Young, 1959. "Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New Yoerk. Hal 88).

Tebal penutup dihitung dengan persamaan :

$$t = \frac{0,885 \cdot P_{gauge} \cdot Ids}{f \cdot \varepsilon - 0,1 \cdot P_{gauge}} + C''$$

Keterangan :

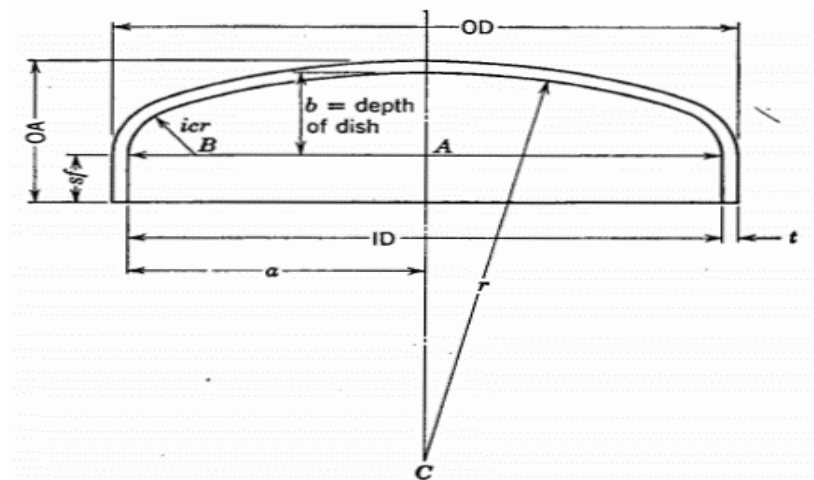
ts = Tebal dinding selongsong (m)  
 C'' = Faktor korosi (m)  
 Ids = Diameter dalam shell (m)  
 f = Tegangan yang diizinkan, fall (Pa)  
 ε = Efisiensi sambungan  
 Pg = Tekanan terhitung alat (Pa)

Tekanan operasi = 10 atm  
 Tekanan design = 11 atm  
 Tekanan gauge = Tekanan design - Tekanan atmosfer  
 = 10 atm  
 = 1013250 Pa

$$t = \frac{0,885 \cdot P_{gauge} \cdot Ids}{f \cdot \epsilon - 0,1 \cdot P_{gauge}} + C'' = \begin{matrix} 0.01105578 \text{ m} \\ 0.43526683 \text{ in} \end{matrix}$$

Dipilih tebal tutup separator standar = 0.625 in  
 Table 5.7 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New Yoerk.

b. Tinggi tutup separator



Keterangan :

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

Dari table 5.7 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son. Pada OD = 26 in didapat :

t = 0.625 in  
 icr = 1.875 in  
 r = 24 in



OD	26		28		30	
<i>t</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>
3/16	1 5/8	24	1 3/4	26	1 7/8	30
1/4	↑	↑	↑	↑	↑	↑
5/16	↓	↓	↓	↓	↓	↓
3/8	↓	↓	↓	↓	↓	↓
7/16	↓	↓	↓	↓	↓	↓
1/2	1 5/8	↓	1 3/4	↓	↓	↓
5/8	1 7/8	↓	1 7/8	↓	1 7/8	↓
3/4	2 1/4	↓	↓	26	↓	↓
7/8	2 5/8	↓	↓	24	↓	↓
1	3	↓	↓	↑	↓	↓
1 1/8	3 3/8	↓	↓	↓	↓	↓
1 1/4	3 3/4	↓	↓	↓	↓	↓
1 3/8	4 1/8	↓	↓	↓	↓	↓
1 1/2	4 1/2	↓	↓	↓	↓	↓

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads  
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.) <i>t</i>	Standard Straight Flange (in.) <i>sf</i>	Inside-corner Radius (in.) <i>icr</i>
3/16	1 1/4 - 2	3/16
1/4	1 1/2 - 2 1/2	3/4
5/16	1 3/4 - 3	1 1/16
3/8	1 3/4 - 3	1 1/8
7/16	1 3/4 - 3 1/2	1 3/16
1/2	1 3/4 - 3 1/2	1 1/2
5/8	1 3/4 - 3 1/2	1 3/4
3/4	1 3/4 - 3 1/2	2 1/4
7/8	1 3/4 - 4	2 3/8
1	1 3/4 - 4	3
1 1/8	1 3/4 - 4 1/2	3 3/8
1 1/4	1 3/4 - 4 1/2	3 3/4
1 3/8	1 3/4 - 4 1/2	4 1/8
1 1/2	1 3/4 - 4 1/2	4 1/4

Dari table 5.6 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New Yoerk. Pada  $t = 0,625$  in,  $sf = 1,5 - 3,5$  in.

Dipilih  $sf = 1.5$  in

$$OA = t + b + sf \quad \dots\dots\dots(1)$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr \quad \dots\dots\dots(2)$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \quad \dots\dots\dots(3)$$

$$BC = r - icr \quad \dots\dots\dots(4)$$

Penyelesaian :

$$BC = r - icr = 26 \text{ in} - 1,875 \text{ in} = 22,125 \text{ in}$$

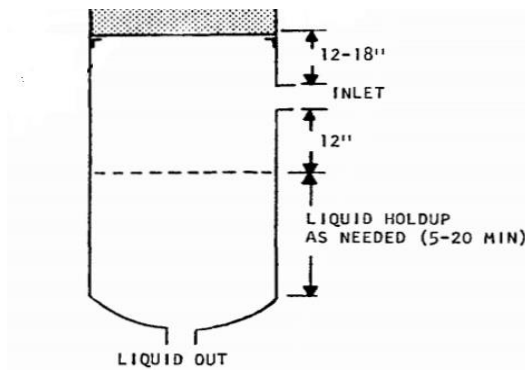
$$AB = \frac{Ids}{2} - icr = \frac{26 \text{ in}}{2} - 1,875 \text{ in} = 7,75 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 26 \text{ in} - \sqrt{22,125^2 - 10,625^2} \text{ in}$$

$$b = 3,27674917 \text{ in}$$

$$OA = t + b + sf = 5,40174917 \text{ in} \\ 0,13720443 \text{ m}$$

c. Ruang bagian bawah



(Walas)

Dipilih :

Jarak bahan isian ke weir	=	18	in
Jarak inlet ke permukaan cairan	=	12	in
Waktu tinggal cairan	=	5	menit

a. menghitung tinggi cairan :

$$HL = \frac{\text{kec. massa cairan} \times \text{waktu tinggal cairan}}{\text{densitas cairan} \times \text{Luas penampang menara}}$$

$$\text{kec. massa cairan} = Ln = 16,1759839 \text{ kg/menit}$$

$$\text{luas penampang menara} = 0,1876716 \text{ m}^2$$

densitas cairan pada : 413.083579 K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	Tc (Kelvin)	n
H <sub>2</sub> O	0.34710	0.274	647.13	0.28571
CH <sub>3</sub> OH	0.27197	0.27192	512.58	0.23310

Komponen	kg/jam	fraksi berat	ρ, kg/m <sup>3</sup>	fraksi berat x ρ, kg/m <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> O	56.2268664	0.05793245	913.952337	52.94750148
CH <sub>3</sub> OH	914.332169	0.94206755	661.397153	623.0807932
total	970.559035	1		676.0282946

$$HL = 0.63749573 \text{ m}$$

$$25.0982571 \text{ in}$$

#### b. Menghitung diameter nozzle/inlet :

Kecepatan linier uap masuk :

(Henry Z Kister. "Distillation Operation". Hal 97.)

$$v_{lin} = \sqrt{4000/\rho_m}$$

Keterangan :

v<sub>lin</sub> : Kecepatan linier uap masuk, ft/s

ρ<sub>m</sub> : densitas uap, lb/ft<sup>3</sup>

Densitas fluida :

(Henry Z Kister. "Distillation Operation". Hal 97.)

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{\% \text{ uap}}{\rho_v} + \frac{\% \text{ cair}}{\rho_L}}$$

Keterangan :

% uap : Fraksi massa uap masuk

% cair : Fraksi massa cair masuk

ρ<sub>v</sub> : Densitas uap masuk, lb/ft<sup>3</sup>

ρ<sub>L</sub> : Densitas cair masuk, lb/ft<sup>3</sup>

diketahui :

$$\begin{aligned} \rho_v &= 9.30844873 \text{ kg/m}^3 \\ & 0.5803346 \text{ lb/ft}^3 \\ \rho_l &= 672.157 \text{ kg/m}^3 \\ & 41.9056122 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

	Kg/jam	% massa
Uap	3996.57547	80.4603834
Cair	970.559035	19.5396166
Total	4967.1345	100

maka :

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{\% \text{ uap}}{\rho_v} + \frac{\% \text{ cair}}{\rho_l}} = 0.71884993 \text{ lb/ft}^3$$

maka :

$$\begin{aligned} v_{lin} &= \sqrt{4000/\rho_m} = 74.5951991 \text{ ft/s} \\ & 22.7424388 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Luas penampang pipa nozzle :

$$A_{nozzle} = \frac{Q_v}{v_{lin}}$$

Dimana :

$$Q_v = \frac{\text{kec. massa uap}(V_w)}{\text{densitas uap}(\rho_v)}$$

Diketahui :

$$V_w = 3996.57547 \text{ kg/jam} = 1.110 \text{ kg/s}$$

maka :

$$\begin{aligned} Q_v &= \frac{\text{kec. massa uap}(V_w)}{\text{densitas uap}(\rho_v)} = 0.11926368 \text{ m}^3/\text{s} \\ & 4.20852331 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

maka :

$$A_{nozzle} = \frac{Q_v}{v_{lin}} = 0.05641815 \text{ ft}^2$$

Diameter nozzle/inlet :

$$\begin{aligned} D_{nozzle} &= \sqrt{\frac{4 \times A_{nozzle}}{\pi}} = 0.26808629 \text{ ft} \\ & 3.21703546 \text{ in} \end{aligned}$$

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†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8

Dari tabel 11. Dimension of steel pipe Kern.D.Q. Dipilih diameter nozzle standar 6 in dan schedule number 40.

$$\begin{aligned} \text{maka : Diameter dalam nozzle} &= 6 \text{ in} \\ \text{Diameter luar nozzle} &= 6.625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ruang bagian bawah} &= 18 \text{ in} + \text{nozzle/inlet} + 12 \text{ in} + \text{tinggi cairan} \\ &= 61.7232571 \text{ in} = 1.56777073 \text{ m} \\ \text{Tinggi Shell} &= \text{Tinggi Awal} + \text{Ruang bagian bawah} = 3.03462073 \text{ m} \\ &= 119.473257 \text{ in} \\ \text{Tinggi total} &= \text{tinggi shell} + 2 \times \text{OA} = 3.30902959 \text{ m} \\ &= 10.853617 \text{ ft} \\ &= 130.243405 \text{ in} \end{aligned}$$

### RINGKASAN SEPARATOR 1 (SP-01)

Alat = Separator 1  
Kode = SP-01  
Tugas = Memisahkan fasa uap dan fasa cair keluaran VP-01  
Jenis = Silinder vertical dengan 2 tutup torispherical

#### Kondisi operasi :

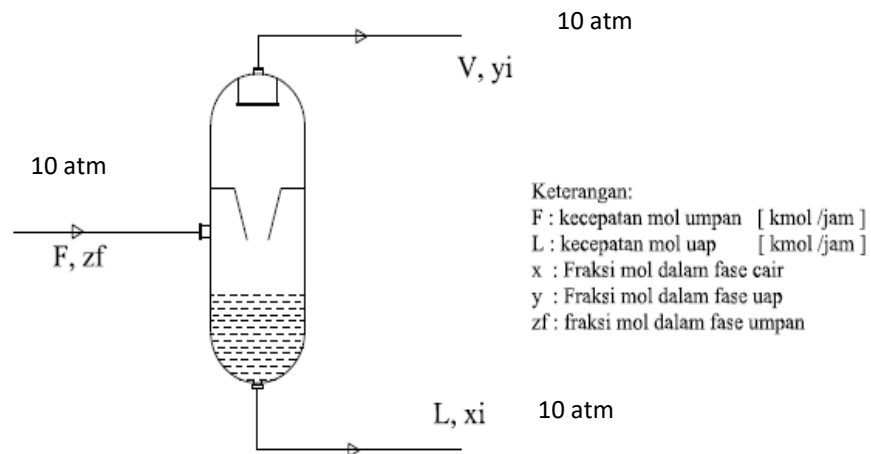
Suhu = 413.083579 K  
Tekanan = 10 atm

Diameter dalam	=	19.250	in	=	0.489	m
tebal shell	=	0.375	in	=	0.010	m
Diameter luar	=	20.000	in	=	0.508	m
Tinggi head	=	5.402	in	=	0.137	m
Tinggi shell	=	119.473	in	=	3.035	m
Tinggi total	=	130.243	in	=	3.308	m
Tinggi cairan	=	25.098	in	=	0.637	m

## SEPARATOR 1 (SP-01)

Tugas : Memisahkan fasa uap dan fasa cair keluar VP-01

Jenis : Silinder Vertical dengan 2 tutup thorispherical



Kondisi operasi :

Suhu = 444.4 K  
 Tekanan = 10 atm

Umpan masuk :

Komponen	BM	Kg/jam	kmol/jam
H <sub>2</sub> O	18.015	15637.02	867.999901
HCl	36.461	5896.03	161.707759
Total		21533.0448	1029.70766

Keluar komposisi uap :

Komponen	Kg/jam	kmol/jam
H <sub>2</sub> O	11927.9611	662.112747
HCl	5874.96594	161.130137
Total	17802.9271	823.242885

Keluar komposisi cair :

Komponen	Kg/jam	kmol/jam
H <sub>2</sub> O	3709.05707	205.887153
HCl	21.0606819	0.57762217
Total	3730.11775	206.464776

### Densitas Cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	Tc (Kelvin)	n
H <sub>2</sub> O	0.34710	0.274	647.13	0.28571
HCl	0.44134	0.26957	445.00	0.31870

### 1. Kecepatan uap

Dihitung dengan persamaan 18.8 Walas hal 614 :

$$u = K \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_g} - 1}$$

Keterangan :

- u : Kecepatan uap
- $\rho_l$  : Densitas cairan, kg/m<sup>3</sup>
- $\rho_g$  : Densitas uap, kg/m<sup>3</sup>
- K : 0,35 (Walas hal xviii)

### - Densitas cair :

Ditinjau pada suhu masuk = 444.4 K

Komponen	kg/jam	w <sub>i</sub>	$\rho_i$ , kg/m <sup>3</sup>	w <sub>i</sub> / $\rho_i$
H <sub>2</sub> O	3709.05707	0.99435388	879.0560	1.13.E-03
HCl	21.0606819	0.00564612	517.6741	1.09.E-05
Total	3730.11775	1		1.14.E-03



$$\rho_{mix} = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}} = 875.605 \text{ Kg/m}^3$$

**- Densitas uap**

$$\rho_g = \frac{BM_{mix} \cdot P}{R \cdot T}$$

umpan masuk komposisi uap :

Komponen	kmol/jam	kg/jam
H <sub>2</sub> O	662.112747	11927.9611
HCl	161.130137	5874.96594
Total	823.242885	17802.9271

$$\begin{aligned} BM &= \text{kg/jam} : \text{kmol/jam} = 21.625364 \text{ kg/kmol} \\ P &= 10 \text{ atm} = 1013.25 \text{ kPa} \\ R &= 8.314 \text{ kPa.m}^3/\text{kmol.K} \\ T &= 444.4 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\rho_g = \frac{P \cdot BM_{mix}}{R \cdot T} = \frac{10 \text{ atm} \times \frac{101,325 \text{ kPa}}{1 \text{ atm}} \times 59,8 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}{8,314 \frac{\text{kPa.m}^3}{\text{kmol.K}} \times 485,93 \text{ K}} =$$

$$\rho_g = 5.93056362 \text{ kg/m}^3$$

sehingga :

$$u = 0,35 \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_g} - 1} = \begin{matrix} 4.2383651 \text{ ft/s} \\ 1.29218448 \text{ m/s} \end{matrix}$$

**2. Kecepatan volume cairan**

$$Q_v = \frac{\text{Kec. Massa Cairan} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}}{\text{Densitas Cairan}} =$$

Diketagui :

$$\begin{aligned} \text{Kec. Massa Cairan} &= 3730.11775 \text{ kg/jam} \\ \text{Densitas Cairan} &= 875.605 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$Qv = \frac{2.505,52 \frac{kg}{jam} \times \frac{1 jam}{3600 s}}{804,162 \frac{kg}{m^3}} = 0.00118335 \text{ m}^3/s$$

Waktu tunggal cairan berkisar antara 5 sampai 10 menit (Wallas, S.T hal xviii).

$$\text{Dipilih waktu tinggal } \theta = \begin{array}{ll} 10 & \text{menit} \\ 600 & \text{detik} \end{array}$$

$$\text{volume cairan} = Qv \times \theta = \begin{array}{ll} 0.71000785 & \text{m}^3 \\ 710.007854 & \text{Liter} \\ 187.584638 & \text{gall} \end{array}$$

### 3. Diameter separator

#### - kecepatan volume uap

$$Qvol = \frac{\text{kecepatan massa uap}}{\text{rapat massa uap}} = \begin{array}{ll} 3630.85976 & \text{m}^3/\text{jam} \\ 1.00857216 & \text{m}^3/\text{s} \end{array}$$

#### - Luas penampang

$$A = \frac{Qvol}{\text{Kecepatan linier uap}} = 0.78051716 \text{ m}^2$$

$$D = \left( \frac{4xA}{3,14} \right)^{0,5} = \begin{array}{ll} 0.9971406 & \text{m} \\ 39.2575038 & \text{in} \end{array}$$

Bentuk shell : Silinder

Dihitung dengan persamaan 13.41 Sinnott.2008."Chemical Engineering Design Principle Practice and Economics of Plant and Process Design". Mc.Graw Hill hal.986.

$$ts = \frac{Pgauge.Ids}{2.f.\varepsilon - 1,2.Pgauge} + C''$$

Keterangan :

ts	=	Tebal dinding selongsong (m)
C''	=	Faktor korosi (m)
Ids	=	Diameter dalam shell (m)
f	=	Tegangan yang diizinkan, fall (Pa)

$\epsilon$  = Efisiensi sambungan  
 $P_g$  = Tekanan terhitung alat (Pa)

Tekana operasi = 10 atm

Tekanan perancangan normalnya 5-10% di atas tekanan operasi. Dipilih 10%.  
 (Sinnott."Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 980). Dipilih 10%.

Tekana design = 11 atm  
 1114575 Pa

Tekanan gauge = Tekana design - tekana atmosferis  
 = 1013250 Pa

Menurut Dennis Moss."Pressure Vessel Design Manual".Appendix H :  
 material selection guide. Hal 464. Material pressure vessel dipilih  
 berdasarkan suhu operasi. Kolom beroperasi antara -50 - 775 °F. Maka

	Design Temperature, °F	Material	Plate	Pipe	Forgings	Fittings	Bolting
Cryogenic	-425 to -321	Stainless steel	SA-240-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-312-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-182-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-403-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-320-B8 with SA-194-8
	-320 to -151	9 nickel	SA-353	SA-333-8	SA-522-1	SA-420-WPL8	
Low temperature	-150 to -76	Carbon steel	SA-203-D	SA-333-3	SA-350-LF63	SA-420-WPL3	SA-320-L7 with SA-194-4
	-75 to -51		SA-203-A				
	-50 to -21		SA-516-55, 60 to SA-20	SA-333-6	SA-350-LF2	SA-420-WPL6	
	-20 to 4		SA-516-All	SA-333-1 or 6			
	5 to 32		SA-285-C				
Intermediate	33 to 60 61 to 775		SA-516-All SA-515-All SA-455-II	SA-53-B SA-106-B	SA-105 SA-181-60,70	SA-234-WPB	SA-193-B7 with SA-194-2H
	Elevated Temperature	776 to 875	C-½Mo	SA-204-B	SA-335-P1	SA-182-F1	SA-234-WP1
876 to 1000		1Cr-½Mo	SA-387-12-1	SA-335-P12	SA-182-F12	SA-234-WP12	
		1Cr-½Mo	SA-387-11-2	SA-335-P11	SA-182-F11	SA-234-WP11	
1001 to 1100		2¼Cr-1Mo	SA-387-22-1	SA-335-P22	SA-182-F22	SA-234-WP22	
1101 to 1500		Stainless steel	SA-240-347H	SA-312-347H	SA-182-347H	SA-403-347H	SA-193-BB with SA-194-B
		Incoloy	SB-424	SB-423	SB-425	SB-366	
Above 1500	Inconel	SB-443	SB-444	SB-446	SB-366		

dipilih :

Bahan konstruksi : Baja Karbon grade A 285

Allowable stress,  $f_{all, f} = 12900$  psi

(Sinnott."Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 982)

$$f_{all, f} = 12.900 \text{ psi} \times \frac{1 \text{ atm}}{14,7 \text{ psi}} \times \frac{101.325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}}$$

$$f_{all, f} = 88917857.1 \text{ Pa}$$

Untukantisipasi kondisi korosi yang parah, faktor korosi dipilih 4 mm.

(Sinnott."Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 985)

$$C'' = \begin{matrix} 4 & \text{mm} \\ 0.004 & \text{m} \end{matrix}$$

Efisiensi sambungan = 0,7 untuk sambungan las ganda.

$$\epsilon = 70 \quad \% \quad (\text{Table 13.3 Sinnott})$$

Jadi tebal dinding kolom :

$$t_s = \frac{P_{gauge} \cdot I_{ds}}{2 \cdot f \cdot E - 1,2 \cdot P_{gauge}} + C'' = \begin{matrix} 0.01219632 \text{ m} \\ 0.48016999 \text{ in} \end{matrix}$$

Table 5.7 Brownell and Young

OD	26		28		30	
<i>t</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>
3/16	15/8	24	13/4	26	17/8	30
1/4	↑	↑	↑	↑	↑	↑
5/16	↓	↓	↓	↓	↓	↓
3/8	↓	↓	↓	↓	↓	↓
7/16	↓	↓	↓	↓	↓	↓
1/2	15/8	↓	13/4	↓	↓	↓
5/8	17/8	↓	17/8	↓	17/8	↓
3/4	21/4 ←	↓	↓	26	↓	↓
7/8	23/8 ←	↓	↓	24	↓	↓
1	3 ←	↓	↓	↑	↓	↓
1 1/8	33/8 ←	↓	↓	↓	↓	↓
1 1/4	33/4 ←	↓	↓	↓	↓	↓
1 3/8	41/8 ←	↓	↓	↓	↓	↓
1 1/2	41/2 ←	↓	↓	↓	↓	↓

Dari Table 5.7 Brownell and Young, dipilih :

Dipilih ts standar = 0.5 in

Diameter terhitung = 39.3 in

Dipilih OD standar = 40 in

Sehingga diameter dalam dekanter,  $D = OD - 2 \cdot ts = 39 \text{ in}$   
 $0.9906 \text{ m}$

Luas penampang separator = 0.77031136 m<sup>2</sup>

#### 4. Tinggi separator

Tekanan operasi 10 atm < 250 psig. maka L/D = 3.

P (psig)	0-250	251-500	501+
L/D	3	4	5

Diameter = 0.9906 m

Tinggi = 2.9718 m

9.747504 ft

116.970048 in

#### 5. Perhitungan pelengkap

a. Tebal tutup separator

Bentuk tutup reaktor Torispherical karena alat beroperasi 15-200 psig. (Brownell and Young, 1959. "Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New Yoerk. Hal 88).

Tebal penutup dihitung dengan persamaan :

$$t = \frac{0,885 \cdot P_{gauge} \cdot Ids}{f \cdot \varepsilon - 0,1 \cdot P_{gauge}} + C''$$

Keterangan :

ts = Tebal dinding selongsong (m)

C'' = Faktor korosi (m)

Ids = Diameter dalam shell (m)

f = Tegangan yang diizinkan, fall (Pa)

$\varepsilon$  = Efisiensi sambungan

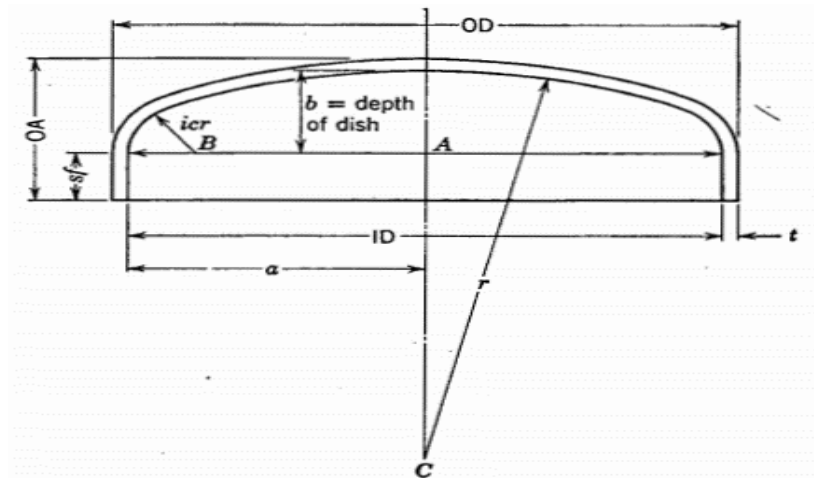
Pg = Tekanan terhitung alat (Pa)

Tekanan operasi = 10 atm  
 Tekanan design = 11 atm  
 Tekanan gauge = Tekanan design - Tekanan atmosfer  
 = 10 atm  
 1013250 Pa

$$t = \frac{0,885 \cdot P_{gauge} \cdot Ids}{f \cdot \varepsilon - 0,1 \cdot P_{gauge}} + C'' = \begin{matrix} 0.01829482 \text{ m} \\ 0.72026857 \text{ in} \end{matrix}$$

Dipilih tebal tutup separator standar = 0.625 in  
 Table 5.7 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New Yoerk.

b. Tinggi tutup separator



Keterangan :

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

Dari table 5.7 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son. Pada OD = 26 in didapat :

t = 0.625 in  
 icr = 1.875 in  
 r = 24 in

OD	26		28		30	
<i>t</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>
3/16	1 5/8	24	1 3/4	26	1 7/8	30
1/4	↑	↑	↑	↑	↑	↑
5/16	↓	↓	↓	↓	↓	↓
3/8	↓	↓	↓	↓	↓	↓
7/16	↓	↓	↓	↓	↓	↓
1/2	1 5/8	↓	1 3/4	↓	↓	↓
5/8	1 7/8	↓	1 7/8	↓	1 7/8	↓
3/4	2 1/4	↓	↓	26	↓	↓
7/8	2 5/8	↓	↓	24	↓	↓
1	3	↓	↓	↑	↓	↓
1 1/8	3 3/8	↓	↓	↓	↓	↓
1 1/4	3 3/4	↓	↓	↓	↓	↓
1 3/8	4 1/8	↓	↓	↓	↓	↓
1 1/2	4 1/2	↓	↓	↓	↓	↓

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads  
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.) <i>t</i>	Standard Straight Flange (in.) <i>sf</i>	Inside-corner Radius (in.) <i>icr</i>
3/16	1 1/4 - 2	3/16
1/4	1 3/8 - 2 1/2	3/4
5/16	1 3/8 - 3	1 1/16
3/8	1 3/8 - 3	1 3/8
7/16	1 3/8 - 3 1/2	1 3/8
1/2	1 3/8 - 3 1/2	1 3/8
5/8	1 3/8 - 3 1/2	1 3/8
3/4	1 3/8 - 3 1/2	2 1/4
7/8	1 3/8 - 4	2 3/8
1	1 3/8 - 4	3
1 1/8	1 3/8 - 4 1/2	3 3/8
1 1/4	1 3/8 - 4 1/2	3 3/4
1 3/8	1 3/8 - 4 1/2	4 1/8
1 1/2	1 3/8 - 4 1/2	4 1/4

Dari table 5.6 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New Yoerk. Pada  $t = 0,625$  in,  $sf = 1,5 - 3,5$  in.

Dipilih  $sf = 1.5$  in

$$OA = t + b + sf \quad \dots\dots\dots(1)$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr \quad \dots\dots\dots(2)$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \quad \dots\dots\dots(3)$$

$$BC = r - icr \quad \dots\dots\dots(4)$$

Penyelesaian :

$$BC = r - icr = 26 \text{ in} - 1,875 \text{ in} = 22,125 \text{ in}$$

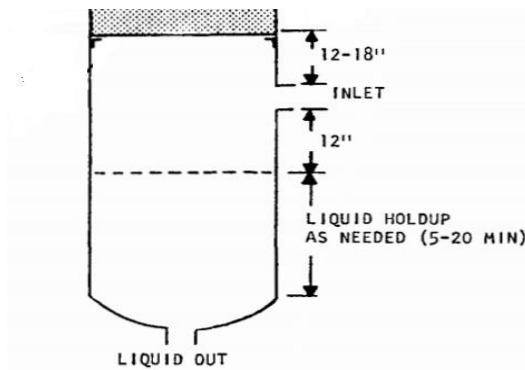
$$AB = \frac{Ids}{2} - icr = \frac{26 \text{ in}}{2} - 1,875 \text{ in} = 10,625 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 26 \text{ in} - \sqrt{22,125^2 - 10,625^2} \text{ in}$$

$$b = 10,6255841 \text{ in}$$

$$OA = t + b + sf = 12,7505841 \text{ in} \\ 0,32386484 \text{ m}$$

c. Ruang bagian bawah



(Walas)

Dipilih :

$$\text{Jarak bahan isian ke weir} = 18 \text{ in}$$

$$\text{Jarak inlet ke permukaan cairan} = 12 \text{ in}$$

$$\text{Waktu tinggal cairan} = 5 \text{ menit}$$

a. menghitung tinggi cairan :

$$HL = \frac{\text{kec. massa cairan} \times \text{waktu tinggal cairan}}{\text{densitas cairan} \times \text{Luas penampang menara}}$$

$$\text{kec. massa cairan} = Ln = 62,1686292 \text{ kg/menit}$$

$$\text{luas penampang menara} = 0,77031136 \text{ m}^2$$



densitas cairan pada : 444.4 K

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	Tc (Kelvin)	n
H <sub>2</sub> O	0.34710	0.274	647.13	0.28571
HCl	0.44134	0.26957	445.00	0.31870

Komponen	kg/jam	fraksi berat	ρ, kg/m <sup>3</sup>	fraksi berat x ρ, kg/m <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> O	3709.05707	0.99435388	879.055994	874.0927408
HCl	21.0606819	0.00564612	517.674052	2.922848348
total	3730.11775	1		877.0155892

$$HL = 0.46011636 \text{ m}$$

$$18.1148175 \text{ in}$$

### b. Menghitung diameter nozzle/inlet :

Kecepatan linier uap masuk :

(Henry Z Kister. "Distillation Operation". Hal 97.)

$$v_{lin} = \sqrt{4000/\rho_m}$$

Keterangan :

v<sub>lin</sub> : Kecepatan linier uap masuk, ft/s

ρ<sub>m</sub> : densitas uap, lb/ft<sup>3</sup>

Densitas fluida :

(Henry Z Kister. "Distillation Operation". Hal 97.)

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{\% \text{ uap}}{\rho_v} + \frac{\% \text{ cair}}{\rho_L}}$$

Keterangan :

% uap : Fraksi massa uap masuk

% cair : Fraksi massa cair masuk

ρ<sub>v</sub> : Densitas uap masuk, lb/ft<sup>3</sup>

ρ<sub>L</sub> : Densitas cair masuk, lb/ft<sup>3</sup>

diketahui :

$$\begin{aligned} \rho_v &= 5.93056362 \text{ kg/m}^3 \\ & 0.36974058 \text{ lb/ft}^3 \\ \rho_l &= 875.605 \text{ kg/m}^3 \\ & 54.5895216 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

	Kg/jam	% massa
Uap	17802.9271	82.6772397
Cair	3730.11775	17.3227603
Total	21533.0448	100

maka :

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{\% \text{ uap}}{\rho_v} + \frac{\% \text{ cair}}{\rho_l}} = 0.44657589 \text{ lb/ft}^3$$

maka :

$$\begin{aligned} v_{lin} &= \sqrt{4000/\rho_m} = 94.6416623 \text{ ft/s} \\ & 28.8541653 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Luas penampang pipa nozzle :

$$A_{nozzle} = \frac{Q_v}{v_{lin}}$$

Dimana :

$$Q_v = \frac{\text{kec. massa uap}(V_w)}{\text{densitas uap}(\rho_v)}$$

Diketahui :

$$V_w = 17802.9271 \text{ kg/jam} = 4.945 \text{ kg/s}$$

maka :

$$\begin{aligned} Q_v &= \frac{\text{kec. massa uap}(V_w)}{\text{densitas uap}(\rho_v)} = 0.83385962 \text{ m}^3/\text{s} \\ & 29.4248647 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

maka :

$$A_{nozzle} = \frac{Q_v}{v_{lin}} = 0.31090816 \text{ ft}^2$$

Diameter nozzle/inlet :

$$\begin{aligned} D_{nozzle} &= \sqrt{\frac{4 \times A_{nozzle}}{\pi}} = 0.62933405 \text{ ft} \\ & 7.55200858 \text{ in} \end{aligned}$$

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†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8

Dari tabel 11. Dimension of steel pipe Kern.D.Q. Dipilih diameter nozzle standar 6 in dan schedule number 40.

maka : Diameter dalam nozzle = 6 in  
 Diameter luar nozzle = 6.625 in

Ruang bagian bawah = 18 in + nozzle/inlet + 12 in + tinggi cairan  
 = 54.7398175 in = 1.39039136 m  
 Tinggi Shell = Tinggi Awal + Ruang bagian bawah = 4.36219136 m  
 171.739817 in  
 Tinggi total = tinggi shell + 2 x OA = 5.00992104 m  
 16.432541 ft  
 197.190492 in

### RINGKASAN SEPARATOR 2 (SP-02)

Alat = Separator 2  
Kode = SP-02  
Tugas = Memisahkan fasa uap dan fasa cair keluaran VP-02  
Jenis = Silinder vertical dengan 2 tutup torispherical

#### Kondisi operasi :

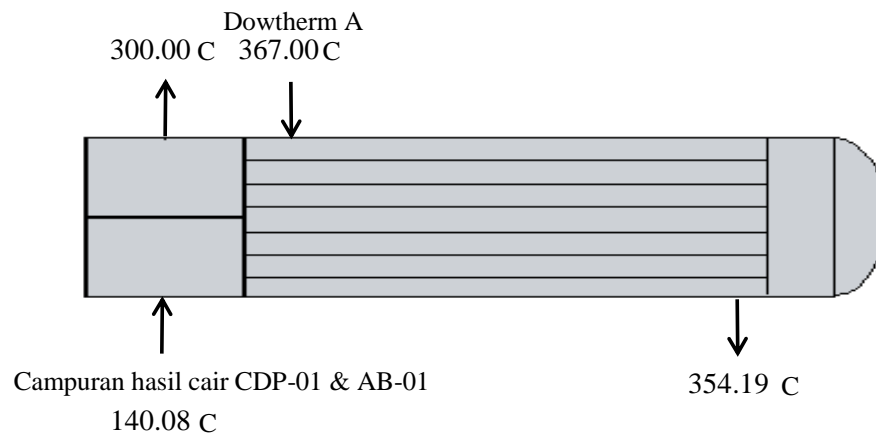
Suhu = 444.4 K  
Tekanan = 10 atm

Diameter dalam	=	39.000	in	=	0.991	m
tebal shell	=	0.500	in	=	0.013	m
Diameter luar	=	40.000	in	=	1.016	m
Tinggi head	=	12.751	in	=	0.324	m
Tinggi shell	=	171.740	in	=	4.362	m
Tinggi total	=	197.190	in	=	5.009	m
Tinggi cairan	=	18.115	in	=	0.460	m

## HEATER 1 (HE-01)

Tugas : Memanaskan bahan baku untuk masuk ke reaktor

Jenis : Heat Exchanger Shell & Tube 1-2



### 1. Sifat-sifat fisis komponen

#### a. Kapasitas panas fase cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3$$

$C_p$  = heat capacity of liquid, joule/(mol K)

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	9.21.E+01	-4.00.E-02	-2.11.E-04	5.35.E-07
CH <sub>3</sub> OH	4.02.E-01	3.10.E-01	-1.03.E-03	1.46.E-06

#### b. Viskositas Cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} n_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$$

$n_{liq}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-1.02.E+01	1.79.E+03	1.77.E-02	-1.26.E-05
CH <sub>3</sub> OH	-9.06.E+00	1.25.E+03	2.24.E-02	-2.35.E-05

### c. Konduktifitas termal cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} k_{lq} = A + B [1-T/C]^{2.7}$$

where  $k_{lq}$  = thermal conductivity of liquid, W/(m K)  
A, B, and C = regression coefficients for chemical compound  
T = temperature, K

komponen	A	B	C
H <sub>2</sub> O	-2.76.E-01	4.61.E-03	-5.54.E-06
CH <sub>3</sub> OH	-1.18.E+00	6.19.E-01	5.13.E+02

## 2. Neraca massa

Komponen	Fluida dingin, Kg/jam		Fluida panas, Kg/jam	
	masuk	keluar	masuk	keluar
H <sub>2</sub> O	79.93	79.93		
CH <sub>3</sub> OH	3,916.64	3,916.64		
Dowtherm A			50,000.00	50,000.00
Total	3,996.58	3,996.58	50,000.00	50,000.00

## 3. Neraca panas

Neraca panas disekitar HE-02 :

$$Q1 + Q2 = Q3 + Q4$$

Keterangan :

- Q1 : Panas fluida dingin masuk, Kj/jam
- Q2 : Panas fluida panas masuk, Kj/jam
- Q3 : Panas fluida dingin keluar, Kj/jam
- Q4 : Panas fluida panas keluar, Kj/jam

Komponen	Masuk		Keluar	
	Q1, Kj/jam	Q2, Kj/jam	Q3, Kj/jam	Q4, Kj/jam
Panas	698,164.81	35,429,743	2,336,489.3	33,791,418
Total	36,127,907.40		36,127,907.39	

**- Menghitung Q1 :**

$$\begin{aligned} \text{Suhu, } T1 &= 413.08 \text{ K} \\ &140.08 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \text{tref} &= 298.00 \text{ K} \\ &25.00 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

komponen	BM	fi, kmol/jam	kg/jam
H <sub>2</sub> O	18.02	4.44	79.93
CH <sub>3</sub> OH	32.04	122.23	3,916.64
Total		126.67	3,996.58

Panas arus fluida dingin masuk dapat dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q_{ref}}^{Q1} dQ1 = \int_{t_{ref}}^{T1} \sum fi.Cpi. dT \quad \dots\dots\dots(1)$$

Integral persamaan (1) :

$$\Delta Q1 = \sum fi.Cpi |(T1 - tref) \quad \dots\dots\dots(2)$$

Komponen	fi.Cpi Kj/J.K			
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>	D.T <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> O	4.08.E+02	-1.77.E-01	-9.36.E-04	2.37.E-06
CH <sub>3</sub> OH	4.91.E+01	3.79.E+01	-1.26.E-01	1.78.E-04
Total	4.58.E+02	3.78.E+01	-1.27.E-01	1.81.E-04

Komponen	integral $\sum fi.Cpi$ , Kj/J.K			
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>	D.T <sup>4</sup>
Total	4.58.E+02	1.89.E+01	-4.22.E-02	4.52.E-05

$$\Delta Q1 = \sum fi.Cpi |(T1 - tref) = 698,164.81 \text{ Kj/jam}$$

**- Menghitung Q3 :**

$$\begin{aligned} \text{Suhu, } T1 &= 573.00 \text{ K} \\ &300.00 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \text{tref} &= 298.00 \text{ K} \\ &25.00 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

komponen	BM	fi, kmol/jam	kg/jam
H <sub>2</sub> O	18.02	4.44	79.93
CH <sub>3</sub> OH	32.04	122.23	3,916.64
Total		126.67	3,996.58

Panas arus fluida dingin keluar dapat dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q_{ref}}^{Q3} dQ3 = \int_{t_{ref}}^{T1} \sum fi \cdot Cpi \cdot dT \quad \dots\dots\dots(3)$$

Integral persamaan (3) :

$$\Delta Q3 = \sum fi \cdot Cpi |(T1 - t_{ref}) \quad \dots\dots\dots(4)$$

Komponen	fi.Cpi Kj/J.K			
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>	D.T <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> O	4.08.E+02	-1.77.E-01	-9.36.E-04	2.37.E-06
CH <sub>3</sub> OH	4.91.E+01	3.79.E+01	-1.26.E-01	1.78.E-04
Total	4.58.E+02	3.78.E+01	-1.27.E-01	1.81.E-04

Komponen	integral $\sum fi.Cpi$ , Kj/J.K			
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>	D.T <sup>4</sup>
Total	4.58.E+02	1.89.E+01	-4.22.E-02	4.52.E-05

$$\Delta Q3 = \sum fi \cdot Cpi |(T1 - t_{ref}) = 2,336,489.34 \quad \text{Kj/jam}$$

**- Beban panas pemanas**

Kondisi fluida dingin masuk HE-02 :

Tekanan = 10.00 atm

Suhu = 413.08 K

komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
H <sub>2</sub> O	18.02	4.44	79.93
CH <sub>3</sub> OH	32.04	122.23	3,916.64
Total		126.67	3,996.58





**Media pemanas**

Sebagai pemanas digunakan dowtherm A.

m dowtherm A = 50,000.00 kg/jam  
 BM dowtherm A = 166.00 kg/kmol  
 fp dowtherm A = 301.20 kmol/jam

$$C_{pp} = 1,4344 \cdot 10^5 + 3,7289 \cdot 10^2 \cdot T + 0,1115 \cdot T^2, \text{ J/kmol.K}$$

Suhu masuk dowtherm A, T1 = 640.00 K  
 = 367.00 °C

tref = 298.00 K  
 = 25.00 °C

komponen	BM	fi, kmol/jam	kg/jam
Dowtherm A	166.00	301.20	50,000.00
Total		301.20	50,000.00

Panas fluida panas masuk dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q1}^{Q2} dQ2 = \int_{T1}^{T2} \sum fp \cdot C_{pp} \cdot dT \dots\dots\dots(7)$$

Integral persamaan (7) :

$$\Delta Q2 = \sum fp \cdot C_{pp} |(T2 - T1) \dots\dots\dots(8)$$

Komponen	fp.Cpp J/Jam.K		
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>
Dowtherm A	43,204,819	112,316.27	33.58
Total	43,204,819	112,316.27	33.58

Komponen	integral ∑fp.Cpp, J/Jam.K		
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>
Total	43,204,819	56,158.13	11.19

$$\Delta Q2 = \sum fp \cdot C_{pp} |(T2 - T1) = \begin{matrix} 35,429,742,585.54 & \text{J/jam} \\ 35,429,742.59 & \text{Kj/jam} \end{matrix}$$

**- Menghitung Q4**

Suhu keluar dowtherm A, T2 = 627.19 K

354.19 °C

$$t_{ref} = 298.00 \text{ K} - 25.00 \text{ °C}$$

komponen	BM	fi, kmol/jam	kg/jam
Dowtherm A	166.00	301.20	50,000.00
Total		301.20	50,000.00

Panas fluida panas keluar dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q1}^{Q2} dQ4 = \int_{T1}^{T2} \sum fp \cdot Cpp \cdot dT \dots\dots\dots(9)$$

Integral persamaan (7) :

$$\Delta Q4 = \sum fp \cdot Cpp (T2 - T1) \dots\dots\dots(10)$$

Komponen	fp.Cpp J/Jam.K		
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>
Dowtherm A	43,204,819	112,316.27	33.58
Total	43,204,819	112,316.27	33.58

Komponen	integral ∑fp.Cpp, J/Jam.K		
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>
Total	43,204,819	56,158.13	11.19

$$\Delta Q4 = \sum fp \cdot Cpp (T2 - T1) = \begin{matrix} 33,791,418,055.54 & \text{J/jam} \\ 33,791,418.06 & \text{Kj/jam} \end{matrix}$$

Panas dilepas pemanas = Q2 - Q4 = 1,638,324.53 Kj/jam

Panas dilepas pemanas = beban panas = 1,638,324.53 Kj/jam

**3. Beda sushu rerata**

	Hight temp	low temp
Hot fluid	T1	T2
Cold fluid	t2	t1
Δt	T1 - t2 = Δt2	T2 - t1 = Δt1

	Hight temp	low temp
Hot fluid	640.00	627.19
Cold fluid	573.00	413.08
$\Delta t$	67.00	214.10

$$(\Delta t) = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 126.62 \quad \text{K}$$

#### 4. Koefisien perpindahan panas gabungan kotor

Dipilih dari tabel 8 Kern.D.Q."Process Heat Transfer". Hal 840.

Exchangers		
Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Water	Water	250–500 §
Aqueous solutions	Aqueous solutions	250–500 §
Light organics	Light organics	40–75
Medium organics	Medium organics	20–60
Heavy organics	Heavy organics	10–40
Heavy organics	Light organics	30–60
Light organics	Heavy organics	10–40

\* *Light organics* are fluids with viscosities of less than 0.5 centipoise and include benzene, toluene, acetone, ethanol, methyl ethyl ketone, gasoline, light kerosene, and naphtha.

† *Medium organics* have viscosities of 0.5 to 1.0 centipoise and include kerosene, straw oil, hot gas oil, hot absorber oil, and some crudes.

‡ *Heavy organics* have viscosities above 1.0 centipoise and include cold gas oil, lube oils, fuel oils, reduced crude oils, tars, and asphalts.

§ Dirt factor 0.001.

|| Pressure drop 20 to 30 psi.

¶ These rates are greatly influenced by the operating pressure.

viskositas fluida dingin (umpan masuk vaporizer) pada suhu rata-rata :

$$t_1 = 413.08 \quad \text{K}$$

$$t_2 = 573.00 \quad \text{K}$$

$$t \text{ rata-rata} = 493.04 \quad \text{K}$$

Komponen	kg/jam	wi	$\mu_i$ , cP	wi/ $\mu_i$
H <sub>2</sub> O	79.93	0.02	0.12	0.16
CH <sub>3</sub> OH	3,916.64	0.98	0.06	15.48
Total	3,996.58	1.00		15.64

$$\mu_{mix} = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\mu_i}} = 0.06 \quad \text{cP}$$

Viskositas fluida panas pada suhu rata-rata :

Diperoleh dari CHAMCAD

$$\mu_p = \exp\left(A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T)\right) \quad \mu_p = \text{Pa.s}$$

T1 = 640.00 K

T2 = 627.19 K

T rata-rata = 633.59 K

komponen	A	B	C
Dowtherm A	-18.39	2,177.41	0.96

$$\begin{aligned} \mu_p &= 0.0001548 \text{ Pa.s} \\ &= 0.0001548 \text{ kg/m.s} \\ &= 0.15 \text{ cP} \end{aligned}$$

sehingga :

Fluida dingin = Light Organic

Fluida panas = Heavy Organic

Digunakan heavy organic - light organic, Ud 30 - 60 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.oF.

Dipilih Ud = 30.00 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.oF

$$Ud = 35 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2.\text{oF}} \times \frac{0,005678 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K}}{\text{Btu/jam.ft}^2.\text{oF}} = 0.17 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K}$$

## 5. Alat penukar panas

a. Luas perpindahan panas

$$A = \frac{Q_{tot}}{Ud \times \Delta T_{LMTD}}$$

Keterangan :

A = Luas perpindahan kalor, m<sup>2</sup>

Q<sub>tot</sub> = Beban panas kondensor parsial, Kj/jam

Ud = Koefisien perpindahan panas, Kj/s.m<sup>2</sup>.K

ΔT<sub>LMTD</sub> = Log perbedaan suhu rata-rata, K

Maka :

$$A = \frac{1638324.53 \text{ Kj/jam}}{0,4285 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} \times 3600 \text{ s/jam} \times 142,9 \text{ K}} = \begin{matrix} 21.10 & \text{m}^2 \\ 227.00 & \text{Ft}^2 \end{matrix}$$

Luas perpindahan panas > 100 ft<sup>2</sup>, jenis alat penukar panas yang digunakan adalah *Heat Exchanger Shell and tube*.

b. Ukuran tube

Menurut Sinnott hal 805, Tube diameter antara 0,625 - 2 in.

Dari tabel.9 Kern,D.Q."Process Heat Transfer" dipilih :

Diameter luar tube (Odt) = 0.75 in = 0.02 m

Dari tabel.10 Kern, BWG = 18.

Diameter dalam tube (Idt) = 0.65 in = 0.02 m

APPENDIX OF CALCULATION DATA

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft <sup>2</sup>		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401

c. Panjang tube

Menurut Sinnott hal 805, panjang standar tube 6, 8, 12, 16, 20, 24 ft.

Dipilih panjang tube = 6.00 ft = 1.83 m

d. Jumlah tube

Jumlah tube dipilih dari Tabel.9 Kern."Process Heat Transfer". Pada Triangular Pitch, Odt = 0,75 in, Pt = 0,9375 in.

¾ in. OD tubes on 1½ in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18
10	62	56	47	42	36
12	109	98	86	82	78
13¼	127	114	96	90	86
15¼	170	160	140	136	128
17¼	239	224	194	188	178
19¼	301	282	252	244	234
21¼	361	342	314	306	290

23 1/4	442	420	386	378	364
25	532	506	468	446	434
27	637	602	550	536	524
29	721	692	640	620	594
31	847	822	766	722	720
33	974	938	878	852	826
35	1102	1068	1004	988	958
37	1240	1200	1144	1104	1072
39	1377	1330	1258	1248	1212

Jumlah tube dihitung dari persamaan :

$$N_t = \frac{A}{\pi \cdot odt \cdot L} = \frac{12,5m^2}{3,14 \cdot 0,01905 m \cdot 3,658m} = 192.83 \text{ buah}$$

Dipilih : Jumlah tube (Nt) = 194.00  
 Diameter dalam shell (ids) = 17.25 in  
 Passes = 0.44 m  
 Passes = 4.00

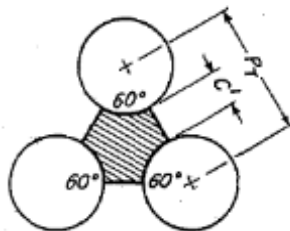
e. Ud terkoreksi

$$A_{\text{terkoreksi}} = \pi \cdot odt \cdot L \cdot N_t = \begin{matrix} 21.23 & m^2 \\ 228.38 & ft^2 \end{matrix}$$

$$Ud_{\text{terkoreksi}} = \frac{Q_{tot}}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta T L_{MTD}}$$

$$Ud_{\text{terkoreksi}} = \begin{matrix} 0.17 & Kj/s.m^2.K \\ 29.82 & Btu/jam.ft.^{\circ}F \end{matrix}$$

f. Pitch tube & clearence



Pitch tube 25% lebih besar dari diameter luar tube.

$$Pt = 1,25 \times odt = 1,25 \times 0,75 \text{ in} = \begin{matrix} 0.94 & \text{in} \\ = & 0.02 & \text{m} \end{matrix}$$

Clearance (C) merupakan selisih antara pitch tube dengan diameter luar tube.

$$C' = Pt - odt$$

$$C' = 0.19 \quad \text{in}$$

$$C' = 0.00 \quad \text{m}$$

g. Jarak antar baffle

Jarak antar baffle dihitung 1/5 dari diameter dalam shell.

$$B = \frac{Ids}{1} = 17.25 \quad \text{in} = 0.44 \quad \text{m}$$

$$= 1.44 \quad \text{ft}$$

h. Diameter ekuivalen

Untuk susunan triangular pitch, diameter ekuivalen dihitung dengan persamaan :

$$De = \frac{4 \times \left( \frac{1}{2} Pt \times 0,86 \cdot Pt - \frac{1}{2} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot OD^2 \right)}{\frac{1}{2} \pi \cdot OD} = 0.01 \quad \text{m}$$

$$= 0.04 \quad \text{ft}$$

$$= 0.53 \quad \text{in}$$

h. Luas aliran shell

$$as = \frac{IDs \cdot C \cdot B}{Pt} = \frac{13,25 \text{ in} \times 0,1875 \text{ in} \times 2,65 \text{ in}}{0,9375 \text{ in}} = 59.51 \quad \text{in}^2$$

$$= 0.41 \quad \text{ft}^2$$

$$= 0.04 \quad \text{m}^2$$

## 6. Route fluida

Fluida panas dialirkan di dalam tube, dan fluida dingin dialirkan kedalam shell.

## 7. Koefisien perpindahan panas gabungan bersih

Dihitung dari persamaan Kern. "Process Heat Transfer" :

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho} \dots\dots\dots(5)$$

$$hio = hi \frac{Idt}{Odt} \dots\dots\dots(6)$$

$$hi = \frac{kt}{Idt} \times 0,027 \times \left( \frac{Idt \times Gt}{\mu_{mix}} \right)^{0,8} \times \left( \frac{Cpt \times \mu_{mix}}{kt} \right)^{1/3} \dots\dots\dots(7)$$



$$h_o = \frac{k_s}{De} \times 0,36 \times \left( \frac{De \times G_s}{\mu_s} \right)^{0,55} \times \left( \frac{C_{ps} \times \mu_s}{k_s} \right)^{1/3} \dots\dots\dots(8)$$

Keterangan :

- Uc : Koefisien perpindahan gabungan bersih (Kj/m2.s.K)
- Ud : Koefisien perpindahan gabungan kotor (Kj/m2.s.K)
- hio : Koefisien perpindahan panas luar pipa tube (Kj/m2.s.K)
- hi : Koefisien perpindahan panas dalam pipa tube (Kj/m2.s.K)
- ho : Koefisien perpindahan panas dalam shell (Kj/m2.s.K)
- Rd : Foling factor (m2.s.K/Kj)
- kt : Konduktifitas termal fluida di tube (Kj/m2.s.K)
- Di : Diameter dalam pipa tube (m)
- Gt : Fluks massa di tube (Kg/s.m2)
- μt : Viskositas fluida di tube (Kg/m.s)
- Cpt : Kapasitas panas fluida di tube (Kj/kg.K)
- μs : Viskositas fluida di shell (Kg/m.s)
- ks : Konduktifitas termal fluida di shell (Kj/m2.s.K)
- De : Diameter ekuivalen shell (m)
- Gs : Fluks massa di shell (Kg/s/m2)
- Cps : Kapasitas panas fluida di shell (Kj/kg.K)
- Cps : Kapasitas panas fluida di shell (Kj/kg.K)

**a. Menghitung hi dan hio**

Fluida di tube	=	Fluida dingin		
Odt	=	0.75 in	=	0.02 m
Idt	=	0.65 in	=	0.02 m
n	=	4.00 Pass		
Nt	=	194.00		
wt	=	3,996.58 kg/jam		

- Viskositas fluida

Ditinjau pada suhu rerata :

t1	=	413.08 K	
t2	=	573.00 K	
t rerata	=	493.04 K	

Komponen	kg/jam	wi	μi, kg/m.s	wi/μi
H <sub>2</sub> O	79.93	0.02	0.1232971	0.16
CH <sub>3</sub> OH	3,916.64	0.98	0.0633137	15.48
Total	3,996.58	1.00		15.64

$$\mu t = \frac{\sum w_i}{\sum \bar{\mu}_i} = 0.0639358 \text{ Kg/m.s}$$

- Kapasitas panas fluida

Ditinjau pada suhu rerata :

$$\begin{aligned} t_1 &= 413.08 \text{ K} \\ t_2 &= 573.00 \text{ K} \\ t \text{ rerata} &= 493.04 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	fi, kmol/jam	Cpi, Kj/kmol.K	fi.Cpi, Kj/jam.K
H <sub>2</sub> O	4.44	85.14	377.76
CH <sub>3</sub> OH	122.23	78.27	9,567.24
Total	126.67		9,945.00

$$C_{pt} = \frac{\sum f_i \cdot C_{pi}}{w_s} = 0.20 \text{ Kj/kg.K}$$

- Konduktifitas termal fluida

Ditinjau pada suhu rerata :

$$\begin{aligned} t_1 &= 413.08 \text{ K} \\ t_2 &= 573.00 \text{ K} \\ t \text{ rerata} &= 493.04 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	kg/jam	wi	ki, Kj/s.m.K	wi/ki
H <sub>2</sub> O	79.93	0.02	2.97617	0.01
CH <sub>3</sub> OH	3,916.64	0.98	0.19962	4.91
Total	3,996.58	1.00		4.92

$$kt = \frac{\sum w_i}{\sum \bar{k}_i} = 0.203412 \text{ Kj/s.m.K}$$

- Luas aliran

$$at' = \frac{\pi}{4} Idt^2 = 0.00022 \text{ m}^2$$

$$at = \frac{Nt \times at'}{n} = 0.010442 \text{ m}^2$$

- Flux massa

$$Gt = \frac{wt}{at} = \frac{382,748.94 \text{ Kg/jam.m}^2}{106.32 \text{ kg/s.m}^2}$$

- Bilangan reynold

$$Ret = \frac{Idt \times Gt}{\mu t} = 27.54$$

Dari persamaan (7) :

$$hi = \frac{kt}{Idt} \times 0,027 \times \left( \frac{Idt \times Gt}{\mu t} \right)^{0,8} \times \left( \frac{Cpt \times \mu t}{kt} \right)^{1/3} = \begin{matrix} 1.87 & \text{Kj/s.m}^2.\text{K} \\ 328.92 & \text{Btu/j.ft}^2.\text{°F} \end{matrix}$$

Dari persamaan (6) :

$$hio = hi \frac{Idt}{Odt} = 1.62 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} = 285.94 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

## b. Menghitung ho

Fluida di shell	=	Fluida dingin	
ws	=	50,000.00 Kg/jam	= 13.89 Kg/s
Ids	=	0.44 m	
De	=	0.01 m	
Pt	=	0.02 m	
C'	=	0.00 m	
B	=	0.44 m	
as	=	0.04 m <sup>2</sup>	

Viskositas dowtherm A (Pa.s) :

Diperoleh dari CHAMCAD

$$\mu s = \exp \left( -18,3854 + \frac{2177,41}{T} + 0,9572 \cdot \ln(T) \right)$$

Viskositas ditinjau pada suhu rerata :

T1	=	640.00 K
T2	=	627.19 K
T rerata	=	633.59 K

$$\mu s = \begin{matrix} 0.000155 \text{ Pa.s} \\ 0.000155 \text{ Kg/m.s} \end{matrix}$$

- Kapasitas panas cair

Ditinjau pada suhu rerata :

T1	=	640.00	K
T2	=	627.19	K
T rerata	=	633.59	K

$$Cps = 1,4344 \cdot 10^5 + 3,7289 \cdot 10^2 \cdot T + 0,1115 \cdot T^2, \text{ J/kmol.K}$$

$$\begin{aligned} Cps &= 424,460.96 \text{ J/kmol.K} \\ &424.46 \text{ Kj/kmol.K} \\ &2.56 \text{ Kj/Kg.K} \end{aligned}$$

- Konduktifitas termal cair

Ditinjau pada suhu rerata :

T1	=	640.00	K
T2	=	627.19	K
T rerata	=	633.59	K

$$ks = 0,18557 - 1,599 \cdot 10^{-4} \cdot T, \text{ J/s.m.K}$$

$$\begin{aligned} ks &= 0.08 \text{ J/s.m.K} \\ &0.00 \text{ Kj/s.m.K} \end{aligned}$$

- Flux massa

$$Gs = \frac{ws}{as} = \frac{1,302,250 \text{ Kg/jam.m}^2}{361.74 \text{ kg/s.m}^2}$$

- Bilangan Reynold

$$Res = \frac{De \times Gs}{\mu s} = 76.72 \text{ (Turbulen)}$$

Dari persamaan (8) :

$$ho = \frac{ks}{De} \times 0,36 \times \left( \frac{De \times Gs}{\mu s} \right)^{0,55} \times \left( \frac{Cps \times \mu s}{ks} \right)^{1/3} = \begin{matrix} 1.12 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} \\ 197.21 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F} \end{matrix}$$

Sehingga dari persamaan (5) didapat :

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \begin{matrix} 0.66 & \text{Kj/s.m}^2.\text{K} \\ 116.71 & \text{Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \end{matrix}$$

**8. Dirt resistance/Dirt factor**

$$\begin{matrix} U_c & = & 0.66 & \text{Kj/s.m}^2.\text{K} \\ U_d \text{ terkoreksi} & = & 0.17 & \text{Kj/s.m}^2.\text{K} \end{matrix}$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \begin{matrix} 4.40 & \text{s.m}^2.\text{K/Kj} \\ 0.337619 & \text{jam.ft}^2.\text{°F/Btu} \end{matrix}$$

$$\text{Faktor pengotor terhitung} = 0.34 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

**9. Pressure drop**

**a. Pressure drop pada tube dihitung dari persamaan 7.45 & 7.46 Kern :**  
 Fluida di tube berupa dowtherm A.

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot I_d t \cdot s} \dots\dots\dots(7.45)$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} \dots\dots\dots(7.46)$$

pressure drop pada tube :  $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$

L	=	6.00	ft	
n	=	4.00		
I <sub>dt</sub>	=	0.65	in =	0.02 m
wt	=	3,996.58	kg/jam	
N <sub>t</sub>	=	194.00		
Ret	=	27.54		
G <sub>t</sub>	=	382,748.94	Kg/jam.m <sup>2</sup> =	78,268.86 lb/jam.ft <sup>2</sup>
Suhu rerata tube	=	493.04	K	

- Faktor friksi di tube :

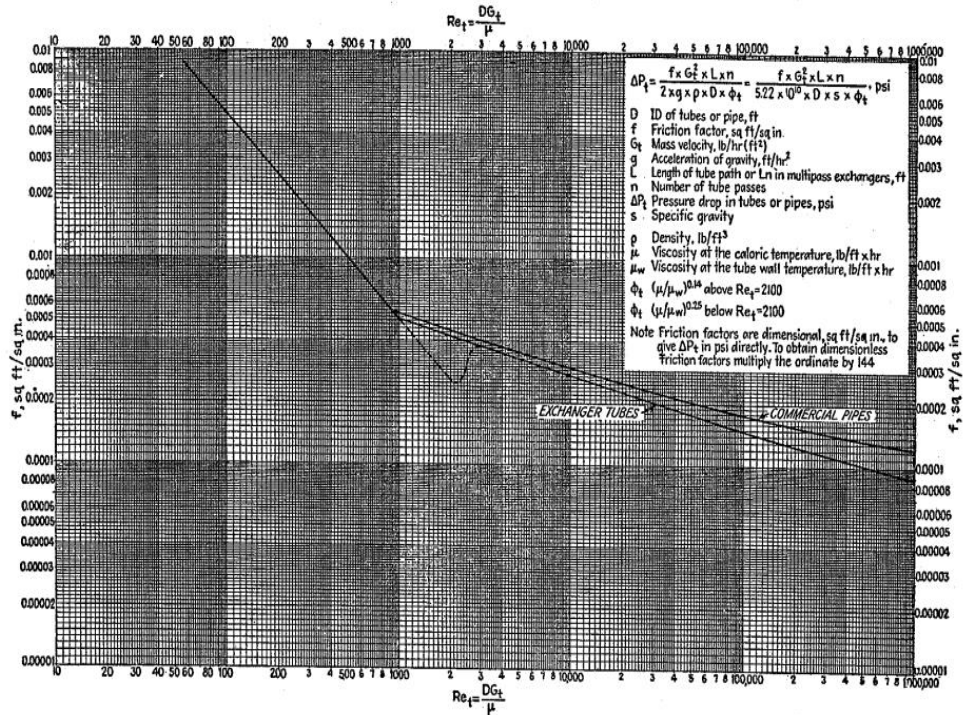


Fig. 26. Tube-side friction factors. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Dari fig 26 Kern.D.Q.  $Re_t = 27.54$  didapat faktor friksi,  $f = 0.00$

### Densitas cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

$T_c$  = critical temperature, K

komponen	A	B	$T_c$	n
H <sub>2</sub> O	0.35	0.27	647.13	0.29
CH <sub>3</sub> OH	0.35	0.27	592.17	0.27

- densitas fluida

ditinjau pada suhu rerata : 493.04 K

Komponen	kg/jam	wi	ρi, kg/m3	wi/ρi
H <sub>2</sub> O	79.93	0.02	819.58	0.00
CH <sub>3</sub> OH	3,916.64	0.98	791.98	0.00
Total	3,996.58	1.00		0.00

$$\rho_t = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}} = 792.52 \text{ kg/m}^3$$

- menghitung s :

$$s = \frac{\rho_{mix}}{\rho_{air}} = \frac{\rho_{mix}}{1000 \frac{kg}{m^3}} = 0.79$$

sehingga :

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot Idt \cdot s} = \frac{0,00017 \times 1.121.838^2 \frac{lb}{jam \cdot ft^2} \times 6ft \times 1}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,652in \times \frac{1ft}{12in} \times 0,89}$$

$$\Delta P_t = 0.02 \text{ psi}$$

$$= 0.00107 \text{ atm}$$

- Menghitung ΔPr:

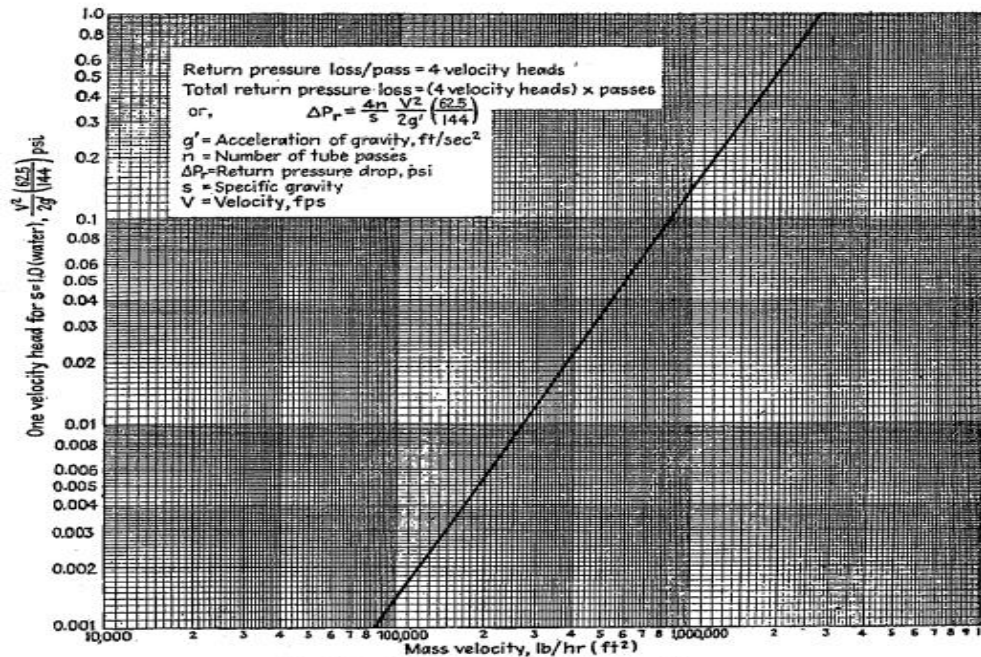


Fig. 27. Tube-side return pressure loss.

Pada fig.27 Kern hal 837. pada flux mass sebesar :

78,268.86 lb/jam.ft<sup>2</sup>

$$\text{Didapat : } \frac{v^2}{2g} = 0.01$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} = \frac{4 \times 1}{0.89} \times 0.2 = \begin{matrix} 0.13 & \text{psi} \\ 0.01 & \text{atm} \end{matrix}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 0.5 \text{ psi} + 0.89 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = 0.14 \text{ psi} = 0.01 \text{ atm}$$

Pressure drop diizinkan 10 psi (Kern.D.Q hal 153).

**b. Pressure drop pada shell dihitung dari persamaan 7.44 Kern :**

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot I_{ds} \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s}$$

Ids	=	17.25	in	=	1.44	ft
L	=	6.00	ft			
B	=	17.25	in	=	1.44	ft
De	=	0.01	m	=	0.04	ft
as	=	0.04	m <sup>2</sup>	=	0.41	ft <sup>2</sup>
ws	=	50,000.00	kg/jam			
Res	=	76.72				
Gs	=	1,302,250.0	Kg/jam.m <sup>2</sup>	=	266,298.90	lb/jam.ft <sup>2</sup>
suhu rerata shell	=	633.59	K			

- menghitung jumlah baffle (N+1) = L/B :

$$(N + 1) = \frac{6ft}{0.22ft} = \begin{matrix} 4.17 \\ 5.00 \end{matrix} \quad (\text{terbilang})$$



- Faktor friksi :

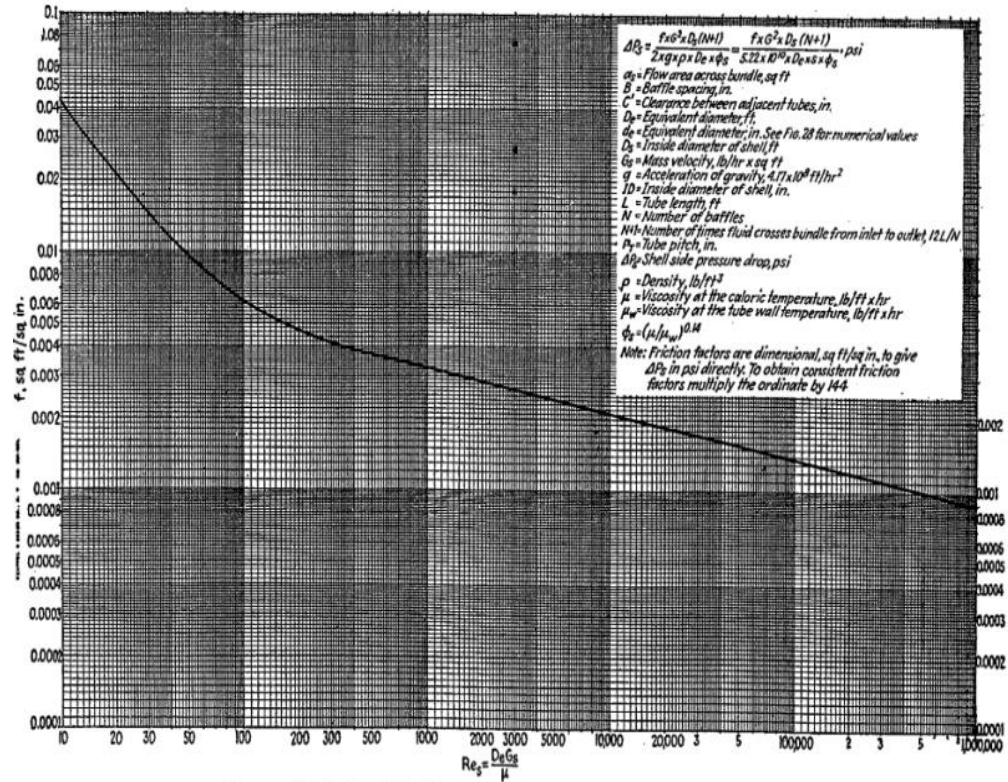


Fig. 29. Shell-side friction factors for bundles with 25% cut segmental baffles.

Dari fig 29 Kern.D.Q. Res = 76.72 didapat faktor friksi = 0.00

- menghitung s pada suhu rerata di shell :

$$s = \frac{\rho \text{ dowtherm } A}{\rho \text{ air}} = \frac{\rho \text{ dowtherm } A}{1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

Densitas cair dowtherm :

$$Y = \frac{0,538831}{0,265125 \left( 1 + \left( 1 - \frac{T}{770,15} \right)^{0,306928} \right)} = \begin{matrix} 5.36 & \text{kmol/m}^3 \\ 890.02 & \text{kg/m}^3 \end{matrix}$$

maka :

$$s = \frac{\rho \text{ dowtherm } A}{1000} = 0.89$$

maka :

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s} = \frac{0,0017 \times 822.438,5^2 \frac{lb^2}{ft^4 jam^2} \times 1,1 ft \times 28}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,044 ft \times 0,93}$$

$$\Delta P_s = \begin{array}{ll} 0.37 & \text{psi} \\ 0.03 & \text{atm} \end{array}$$

Pressure drop diizinkan 10 psi (Kern.D.Q hal 153).

## RINGKASAN HEAT EXCHANGER 1 (HE-01)

Alat : Heat Exchanger 1  
Kode : HE-01  
Tugas : Memanaskan bahan baku untuk masuk ke reaktor

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

### 1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt)	=	0.75	in
Diameter dalam (Idt)	=	0.65	in
Jumlah tube	=	194.00	buah
Passes	=	4.00	
Panjang tube	=	6.00	ft
	=	1.83	m
Pitch (Pt)	=	0.94	in
Clearence (C')	=	0.19	in
Diameter dalam shell (ids)	=	17.25	in
	=	0.44	m
Jarak baffle (B)	=	17.25	in
Jumlah baffle (N+1)	=	5.00	buah
Diameter ekuivalen (De)	=	0.53	in
Susunan tube	=	triangular pitch	

### 2. Fluida panas

Suhu masuk	=	640.00	K
Suhu keluar	=	627.19	K
Massa fluida panas	=	50,000.00	Kg/jam
Pressure drop	=	0.03	atm
Tekanan masuk	=	1.00	atm
Tekanan keluar	=	0.97	atm

### 3. Fluida dingin

Suhu masuk	=	413.08	K
Suhu keluar	=	573.00	K
Massa fluida dingin	=	3,996.58	Kg/jam
Pressure drop	=	0.00	atm
Tekanan masuk	=	10.00	atm
Tekanan keluar	=	10.00	atm

#### 4. Koefisien perpindahan panas

Uc	=	0.66	Kj/s.m <sup>2</sup> .K =	116.71	Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	=	0.17	Kj/s.m <sup>2</sup> .K =	29.82	Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Rd hitung	=	59.46	s.m <sup>2</sup> .K/Kj =	0.34	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu



komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-1.02.E+01	1.79.E+03	1.77.E-02	-1.26.E-05
HCl	-1.52.E+00	1.95.E+02	3.07.E-03	-1.38.E-05

### c. Konduktifitas termal cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} k_{lq} = A + B [1-T/C]^{2.7}$$

where  $k_{lq}$  = thermal conductivity of liquid, W/(m K)  
A, B, and C = regression coefficients for chemical compound  
T = temperature, K

komponen	A	B	C
H <sub>2</sub> O	-2.76.E-01	4.61.E-03	-5.54.E-06
HCl	8.05.E-01	-2.10.E-03	-2.32.E-16

## 2. Neraca massa

Komponen	Fluida dingin, Kg/jam		Fluida panas, Kg/jam	
	masuk	keluar	masuk	keluar
H <sub>2</sub> O	11,927.96	11,927.96		
HCl	5,874.97	5,874.97		
Dowtherm A			50,000.00	50,000.00
Total	17,802.93	17,802.93	50,000.00	50,000.00

## 3. Neraca panas

Neraca panas disekitar HE-02 :

$$Q1 + Q2 = Q3 + Q4$$

Keterangan :

- Q1 : Panas fluida dingin masuk, Kj/jam
- Q2 : Panas fluida panas masuk, Kj/jam
- Q3 : Panas fluida dingin keluar, Kj/jam
- Q4 : Panas fluida panas keluar, Kj/jam

Komponen	Masuk		Keluar	
	Q1, Kj/jam	Q2, Kj/jam	Q3, Kj/jam	Q4, Kj/jam
Panas	9,273,258.2	35,429,743	22,239,109	22,463,892
Total	44,703,000.83		44,703,000.84	

**- Menghitung Q1 :**

$$\begin{aligned} \text{Suhu, } T1 &= 444.40 \text{ K} \\ &171.40 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \text{tref} &= 298.00 \text{ K} \\ &25.00 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

komponen	BM	fi, kmol/jam	kg/jam
H <sub>2</sub> O	18.02	662.11	11,927.96
HCl	36.46	161.13	5,874.97
Total		823.24	17,802.93

Panas arus fluida dingin masuk dapat dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q_{ref}}^{Q1} dQ1 = \int_{tref}^{T1} \sum fi.Cpi.dT \dots\dots\dots(1)$$

Integral persamaan (1) :

$$\Delta Q1 = \sum fi.Cpi |(T1 - tref) \dots\dots\dots(2)$$

Komponen	fi.Cpi Kj/J.K			
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>	D.T <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> O	6.09.E+04	-2.65.E+01	-1.40.E-01	3.54.E-04
HCl	1.19.E+02	-2.09.E+01	-1.27.E-02	4.20.E-04
Total	6.11.E+04	-4.73.E+01	-1.52.E-01	7.74.E-04

Komponen	integral $\sum fi.Cpi$ , Kj/J.K			
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>	D.T <sup>4</sup>
Total	6.11.E+04	-2.37.E+01	-5.08.E-02	1.93.E-04

$$\Delta Q1 = \sum fi.Cpi |(T1 - tref) = 9,273,258.24 \text{ Kj/jam}$$

**- Menghitung Q3 :**

$$\begin{aligned} \text{Suhu, } T1 &= 573.00 \text{ K} \\ &300.00 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \text{tref} &= 298.00 \text{ K} \\ &25.00 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

komponen	BM	fi, kmol/jam	kg/jam
H <sub>2</sub> O	18.02	662.11	11,927.96
HCl	36.46	161.13	5,874.97
Total		823.24	17,802.93

Panas arus fluida dingin keluar dapat dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q_{ref}}^{Q3} dQ3 = \int_{t_{ref}}^{T1} \sum fi.Cpi.dT \quad \dots\dots\dots(3)$$

Integral persamaan (3) :

$$\Delta Q3 = \sum fi.Cpi |(T1 - t_{ref}) \quad \dots\dots\dots(4)$$

Komponen	fi.Cpi Kj/J.K			
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>	D.T <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> O	6.09.E+04	-2.65.E+01	-1.40.E-01	3.54.E-04
HCl	1.19.E+02	-2.09.E+01	-1.27.E-02	4.20.E-04
Total	6.11.E+04	-4.73.E+01	-1.52.E-01	7.74.E-04

Komponen	integral ∑fi.Cpi, Kj/J.K			
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>	D.T <sup>4</sup>
Total	6.11.E+04	-2.37.E+01	-5.08.E-02	1.93.E-04

$$\Delta Q3 = \sum fi.Cpi |(T1 - t_{ref}) = 22,239,108.81 \quad \text{Kj/jam}$$

**- Beban panas pemanas**

Kondisi fluida dingin masuk HE-02 :

Tekanan = 10.00 atm

Suhu = 444.40 K

komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
H <sub>2</sub> O	18.02	662.11	11,927.96
HCl	36.46	161.13	5,874.97
Total		823.24	17,802.93





**Media pemanas**

Sebagai pemanas digunakan dowtherm A.

- m dowtherm A = 50,000.00 kg/jam
- BM dowtherm A = 166.00 kg/kmol
- fp dowtherm A = 301.20 kmol/jam

$$C_{pp} = 1,4344 \cdot 10^5 + 3,7289 \cdot 10^2 \cdot T + 0,1115 \cdot T^2, \text{ J/kmol.K}$$

- Suhu masuk dowtherm A, T1 = 640.00 K
- = 367.00 °C

$$t_{ref} = 298.00 \text{ K}$$

$$= 25.00 \text{ °C}$$

komponen	BM	fi, kmol/jam	kg/jam
Dowtherm A	166.00	301.20	50,000.00
Total		301.20	50,000.00

Panas fluida panas masuk dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q_1}^{Q_2} dQ_2 = \int_{T_1}^{T_2} \sum f_p \cdot C_{pp} \cdot dT \dots\dots\dots(7)$$

Integral persamaan (7) :

$$\Delta Q_2 = \sum f_p \cdot C_{pp} |(T_2 - T_1) \dots\dots\dots(8)$$

Komponen	fp.Cpp J/Jam.K		
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>
Dowtherm A	43,204,819	112,316.27	33.58
Total	43,204,819	112,316.27	33.58

Komponen	integral ∑fp.Cpp, J/Jam.K		
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>
Total	43,204,819	56,158.13	11.19

$$\Delta Q_2 = \sum f_p \cdot C_{pp} |(T_2 - T_1) = \begin{matrix} 35,429,742,585.54 & \text{J/jam} \\ 35,429,742.59 & \text{Kj/jam} \end{matrix}$$

**- Menghitung Q4**

- Suhu keluar dowtherm A, T2 = 532.51 K

259.51 °C

$$t_{ref} = 298.00 \text{ K} - 25.00 \text{ °C}$$

komponen	BM	fi, kmol/jam	kg/jam
Dowtherm A	166.00	301.20	50,000.00
Total		301.20	50,000.00

Panas fluida panas keluar dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q1}^{Q2} dQ4 = \int_{T1}^{T2} \sum fp \cdot Cpp \cdot dT \dots\dots\dots(9)$$

Integral persamaan (7) :

$$\Delta Q4 = \sum fp \cdot Cpp (T2 - T1) \dots\dots\dots(10)$$

Komponen	fp.Cpp J/Jam.K		
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>
Dowtherm A	43,204,819	112,316.27	33.58
Total	43,204,819	112,316.27	33.58

Komponen	integral ∑fp.Cpp, J/Jam.K		
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>
Total	43,204,819	56,158.13	11.19

$$\Delta Q4 = \sum fp \cdot Cpp (T2 - T1) = \begin{matrix} 22,463,892,025.58 & \text{J/jam} \\ 22,463,892.03 & \text{Kj/jam} \end{matrix}$$

Panas dilepas pemanas = Q2 - Q4 = 12,965,850.56 Kj/jam

Panas dilepas pemanas = beban panas = 12,965,850.56 Kj/jam

**3. Beda sushu rerata**

	Hight temp	low temp
Hot fluid	T1	T2
Cold fluid	t2	t1
Δt	T1 - t2 = Δt2	T2 - t1 = Δt1

	Hight temp	low temp
Hot fluid	640.00	532.51
Cold fluid	573.00	444.40
$\Delta t$	67.00	88.11

$$(\Delta t) = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 77.07 \quad \text{K}$$

#### 4. Koefisien perpindahan panas gabungan kotor

Dipilih dari tabel 8 Kern.D.Q."Process Heat Transfer". Hal 840.

Exchangers		
Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Water	Water	250–500 §
Aqueous solutions	Aqueous solutions	250–500 §
Light organics	Light organics	40–75
Medium organics	Medium organics	20–60
Heavy organics	Heavy organics	10–40
Heavy organics	Light organics	30–60
Light organics	Heavy organics	10–40

\* *Light organics* are fluids with viscosities of less than 0.5 centipoise and include benzene, toluene, acetone, ethanol, methyl ethyl ketone, gasoline, light kerosene, and naphtha.

† *Medium organics* have viscosities of 0.5 to 1.0 centipoise and include kerosene, straw oil, hot gas oil, hot absorber oil, and some crudes.

‡ *Heavy organics* have viscosities above 1.0 centipoise and include cold gas oil, lube oils, fuel oils, reduced crude oils, tars, and asphalts.

§ Dirt factor 0.001.

|| Pressure drop 20 to 30 psi.

¶ These rates are greatly influenced by the operating pressure.

viskositas fluida dingin (umpan masuk vaporizer) pada suhu rata-rata :

$$t_1 = 444.40 \quad \text{K}$$

$$t_2 = 573.00 \quad \text{K}$$

$$t \text{ rata-rata} = 508.70 \quad \text{K}$$

Komponen	kg/jam	wi	$\mu_i$ , cP	$w_i/\mu_i$
H <sub>2</sub> O	11,927.96	0.67	0.11	5.86
HCl	5,874.97	0.33	0.00	448.27
Total	17,802.93	1.00		454.13

$$\mu_{mix} = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\mu_i}} = 0.0022 \quad \text{cP}$$

Viskositas fluida panas pada suhu rata-rata :

Diperoleh dari CHAMCAD

$$\mu_p = \exp\left(A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T)\right) \quad \mu_p = \text{Pa.s}$$

$$T1 = 640.00 \text{ K}$$

$$T2 = 532.51 \text{ K}$$

$$T \text{ rata-rata} = 586.26 \text{ K}$$

komponen	A	B	C
Dowtherm A	-18.39	2,177.41	0.96

$$\begin{aligned} \mu_p &= 0.0001897 \text{ Pa.s} \\ &= 0.0001897 \text{ kg/m.s} \\ &= 0.19 \text{ cP} \end{aligned}$$

sehingga :

Fluida dingin = Light Organic

Fluida panas = Heavy Organic

Digunakan heavy organic - light organic, Ud 30 - 60 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.oF.

Dipilih Ud = 60.00 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.oF

$$Ud = 35 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot \text{oF}} \times \frac{0,005678 \text{ Kj/s.m}^2 \cdot \text{K}}{\text{Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{oF}} = 0.34 \text{ Kj/s.m}^2 \cdot \text{K}$$

## 5. Alat penukar panas

a. Luas perpindahan panas

$$A = \frac{Q_{tot}}{Ud \times \Delta T_{LMTD}}$$

Keterangan :

A = Luas perpindahan kalor, m<sup>2</sup>

Q<sub>tot</sub> = Beban panas kondensor parsial, Kj/jam

Ud = Koefisien perpindahan panas, Kj/s.m<sup>2</sup>.K

ΔT<sub>LMTD</sub> = Log perbedaan suhu rata-rata, K

Maka :

$$A = \frac{1638324.53 \text{ Kj/jam}}{0,4285 \text{ Kj/s.m}^2 \cdot \text{K} \times 3600 \text{ s/jam} \times 142,9 \text{ K}} = \begin{matrix} 13.72 & \text{m}^2 \\ 147.57 & \text{Ft}^2 \end{matrix}$$

Luas perpindahan panas > 100 ft<sup>2</sup>, jenis alat penukar panas yang digunakan adalah *Heat Exchanger Shell and tube*.

b. Ukuran tube

Menurut Sinnott hal 805, Tube diameter antara 0,625 - 2 in.

Dari tabel.9 Kern,D.Q."Process Heat Transfer" dipilih :

Diameter luar tube (Odt) = 0.75 in = 0.02 m

Dari tabel.10 Kern, BWG = 18.

Diameter dalam tube (Idt) = 0.65 in = 0.02 m

APPENDIX OF CALCULATION DATA

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft <sup>2</sup>		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401

c. Panjang tube

Menurut Sinnott hal 805, panjang standar tube 6, 8, 12, 16, 20, 24 ft.

Dipilih panjang tube = 6.00 ft = 1.83 m

d. Jumlah tube

Jumlah tube dipilih dari Tabel.9 Kern."Process Heat Transfer". Pada Triangular Pitch, Odt = 0,75 in, Pt = 0,9375 in.

¾ in. OD tubes on 1½ in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18
10	62	56	47	42	36
12	109	98	86	82	78
13¼	127	114	96	90	86
15½	170	160	140	136	128
17¼	239	224	194	188	178
19¼	301	282	252	244	234
21¼	361	342	314	306	290

23 1/4	442	420	386	378	364
25	532	506	468	446	434
27	637	602	550	536	524
29	721	692	640	620	594
31	847	822	766	722	720
33	974	938	878	852	826
35	1102	1068	1004	988	958
37	1240	1200	1144	1104	1072
39	1377	1330	1258	1248	1212

Jumlah tube dihitung dari persamaan :

$$Nt = \frac{A}{\pi \cdot odt \cdot L} = \frac{12,5m^2}{3,14 \cdot 0,01905 m \cdot 3,658m} = 125.35 \text{ buah}$$

Dipilih : Jumlah tube (Nt) = 114.00  
Diameter dalam shell (ids) = 13.25 in  
= 0.34 m  
Passes = 2.00

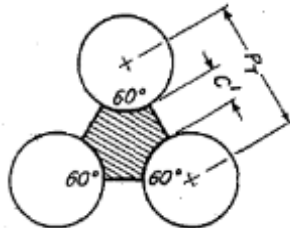
e. Ud terkoreksi

$$A_{\text{terkoreksi}} = \pi \cdot odt \cdot L \cdot Nt = \begin{matrix} 12.47 & m^2 \\ 134.20 & ft^2 \end{matrix}$$

$$Ud_{\text{terkoreksi}} = \frac{Q_{tot}}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta T L_{MTD}}$$

$$Ud_{\text{terkoreksi}} = \begin{matrix} 3.75 & Kj/s.m^2.K \\ 659.76 & Btu/jam.ft.^{\circ}F \end{matrix}$$

f. Pitch tube & clearence



Pitch tube 25% lebih besar dari diameter luar tube.

$$Pt = 1,25 \times odt = 1,25 \times 0,75 \text{ in} = 0,94 \text{ in}$$

$$= 0,02 \text{ m}$$

Clearance (C') merupakan selisih antara pitch tube dengan diameter luar tube.

$$C' = Pt - odt$$

$$C' = 0,19 \text{ in}$$

$$C' = 0,00 \text{ m}$$

g. Jarak antar baffle

Jarak antar baffle dihitung 1/5 dari diameter dalam shell.

$$B = \frac{Ids}{1} = 13,25 \text{ in} = 0,34 \text{ m}$$

$$= 1,10 \text{ ft}$$

h. Diameter ekuivalen

Untuk susunan triangular pitch, diameter ekuivalen dihitung dengan persamaan :

$$De = \frac{4 \times \left( \frac{1}{2} Pt \times 0,86 \cdot Pt - \frac{1}{2} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot OD^2 \right)}{\frac{1}{2} \pi \cdot OD} = 0,01 \text{ m}$$

$$= 0,04 \text{ ft}$$

$$= 0,53 \text{ in}$$

h. Luas aliran shell

$$as = \frac{IDs \cdot C \cdot B}{Pt} = \frac{13,25 \text{ in} \times 0,1875 \text{ in} \times 2,65 \text{ in}}{0,9375 \text{ in}} = 35,11 \text{ in}^2$$

$$= 0,24 \text{ ft}^2$$

$$= 0,02 \text{ m}^2$$

## 6. Route fluida

Fluida panas dialirkan di dalam tube, dan fluida dingin dialirkan kedalam shell.

## 7. Koefisien perpindahan panas gabungan bersih

Dihitung dari persamaan Kern. "Process Heat Transfer" :

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho} \dots\dots\dots(5)$$

$$hio = hi \frac{Idt}{Odt} \dots\dots\dots(6)$$



$$h_i = \frac{kt}{Idt} \times 0,027 \times \left( \frac{Idt \times Gt}{\mu_{mix}} \right)^{0,8} \times \left( \frac{C_{pt} \times \mu_{mix}}{kt} \right)^{1/3} \dots\dots\dots(7)$$

$$h_o = \frac{ks}{De} \times 0,36 \times \left( \frac{De \times Gs}{\mu_s} \right)^{0,55} \times \left( \frac{C_{ps} \times \mu_s}{ks} \right)^{1/3} \dots\dots\dots(8)$$

Keterangan :

- Uc : Koefisien perpindahan gabungan bersih (Kj/m2.s.K)
- Ud : Koefisien perpindahan gabungan kotor (Kj/m2.s.K)
- hio : Koefisien perpindahan panas luar pipa tube (Kj/m2.s.K)
- hi : Koefisien perpindahan panas dalam pipa tube (Kj/m2.s.K)
- ho : Koefisien perpindahan panas dalam shell (Kj/m2.s.K)
- Rd : Folling factor (m2.s.K/Kj)
- kt : Konduktifitas termal fluida di tube (Kj/m2.s.K)
- Di : Diameter dalam pipa tube (m)
- Gt : Fluks massa di tube (Kg/s.m2)
- μt : Viskositas fluida di tube (Kg/m.s)
- Cpt : Kapasitas panas fluida di tube (Kj/kg.K)
- μs : Viskositas fluida di shell (Kg/m.s)
- ks : Konduktifitas termal fluida di shell (Kj/m2.s.K)
- De : Diameter ekuivalen shell (m)
- Gs : Fluks massa di shell (Kg/s.m2)
- Cps : Kapasitas panas fluida di shell (Kj/kg.K)
- Cps : Kapasitas panas fluida di shell (Kj/kg.K)

**a. Menghitung hi dan hio**

Fluida di tube	=	Fluida dingin			
Odt	=	0.75 in	=	0.02	m
Idt	=	0.65 in	=	0.02	m
n	=	2.00	Pass		
Nt	=	114.00			
wt	=	17,802.93	kg/jam		

- Viskositas fluida

Ditinjau pada suhu rerata :

t1	=	444.40	K
t2	=	573.00	K
t rerata	=	508.70	K

Komponen	kg/jam	wi	$\mu_i$ , kg/m.s	wi/ $\mu_i$
H <sub>2</sub> O	11,927.96	0.67	0.1144308	5.86
HCl	5,874.97	0.33	0.0007362	448.27
Total	17,802.93	1.00		454.13

$$\mu_t = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\mu_i}} = 0.0022020 \text{ Kg/m.s}$$

- Kapasitas panas fluida

Ditinjau pada suhu rerata :

t1	=	444.40	K
t2	=	573.00	K
t rerata	=	508.70	K

Komponen	fi, kmol/jam	C <sub>pi</sub> , Kj/kmol.K	fi.C <sub>pi</sub> , Kj/jam.K
H <sub>2</sub> O	662.11	87.51	57,938.60
HCl	161.13	257.35	41,467.24
Total	823.24		99,405.83

$$C_{pt} = \frac{\sum f_i \cdot C_{pi}}{w_s} = 1.99 \text{ Kj/kg.K}$$

- Konduktifitas termal fluida

Ditinjau pada suhu rerata :

t1	=	444.40	K
t2	=	573.00	K
t rerata	=	508.70	K

Komponen	kg/jam	wi	ki, Kj/s.m.K	wi/ki
H <sub>2</sub> O	11,927.96	0.67	3.91956	0.17
HCl	5,874.97	0.33	6.34451	0.05
Total	17,802.93	1.00		0.22

$$k_t = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{k_i}} = 4.485292 \text{ Kj/s.m.K}$$

- Luas aliran

π

$$at' = \frac{n}{4} Idt^2 = 0.00022 \text{ m}^2$$

$$at = \frac{Nt \times at'}{n} = 0.012272 \text{ m}^2$$

- Flux massa

$$Gt = \frac{wt}{at} = \frac{1,450,722.3 \text{ Kg/jam.m}^2}{402.98 \text{ kg/s.m}^2}$$

- Bilangan reynold

$$Ret = \frac{Idt \times Gt}{\mu t} = 3,030.68$$

Dari persamaan (7) :

$$hi = \frac{kt}{Idt} \times 0,027 \times \left( \frac{Idt \times Gt}{\mu t} \right)^{0,8} \times \left( \frac{Cpt \times \mu t}{kt} \right)^{1/3} = \begin{matrix} 442.38 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} \\ 77,911.41 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F} \end{matrix}$$

Dari persamaan (6) :

$$hio = hi \frac{Idt}{Odt} = 384.58 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} = 67,730.99 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

## b. Menghitung ho

Fluida di shell	=	Fluida dingin	
ws	=	50,000.00 Kg/jam	= 13.89 Kg/s
Ids	=	0.34 m	
De	=	0.01 m	
Pt	=	0.02 m	
C'	=	0.00 m	
B	=	0.34 m	
as	=	0.02 m <sup>2</sup>	

Viskositas dowtherm A (Pa.s) :

Diperoleh dari CHAMCAD

$$\mu s = \exp \left( -18,3854 + \frac{2177,41}{T} + 0,9572 \cdot \ln(T) \right)$$

Viskositas ditinjau pada suhu rerata :

T1	=	640.00 K
T2	=	532.51 K

$$T \text{ rerata} = 586.26 \text{ K}$$

$$\mu_s = \begin{array}{l} 0.000190 \text{ Pa.s} \\ 0.000190 \text{ Kg/m.s} \end{array}$$

- Kapasitas panas cair

Ditinjau pada suhu rerata :

$$\begin{array}{l} T1 = 640.00 \text{ K} \\ T2 = 532.51 \text{ K} \\ T \text{ rerata} = 586.26 \text{ K} \end{array}$$

$$Cps = 1,4344.10^5 + 3,7289.10^2.T + 0,1115.T^2, \text{ J/kmol.K}$$

$$Cps = \begin{array}{l} 400,371.12 \text{ J/kmol.K} \\ 400.37 \text{ Kj/kmol.K} \\ 2.41 \text{ Kj/Kg.K} \end{array}$$

- Konduktifitas termal cair

Ditinjau pada suhu rerata :

$$\begin{array}{l} T1 = 640.00 \text{ K} \\ T2 = 532.51 \text{ K} \\ T \text{ rerata} = 586.26 \text{ K} \end{array}$$

$$ks = 0,18557 - 1,599.10^{-4}.T, \text{ J/s.m.K}$$

$$ks = \begin{array}{l} 0.09 \text{ J/s.m.K} \\ 0.00 \text{ Kj/s.m.K} \end{array}$$

- Flux massa

$$G_s = \frac{ws}{as} = \begin{array}{l} 2,207,196 \text{ Kg/jam.m}^2 \\ 613.11 \text{ kg/s.m}^2 \end{array}$$

- Bilangan reynold

$$Res = \frac{De \times Gs}{\mu_s} = 3,775.35 \text{ (Turbulen)}$$

Dari persamaan (8) :

$$h_o = \frac{ks}{De} \times 0,36 \times \left( \frac{De \times Gs}{\mu s} \right)^{0,55} \times \left( \frac{Cps \times \mu s}{ks} \right)^{1/3} = \begin{matrix} 1.49 & \text{Kj/s.m2.K} \\ 261.99 & \text{Btu/j.ft2.°F} \end{matrix}$$

Sehingga dari persamaan (5) didapat :

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \begin{matrix} 1.48 & \text{Kj/s.m2.K} \\ 260.98 & \text{Btu/jam.ft2.°F} \end{matrix}$$

### 8. Dirt resistance/Dirt factor

$$\begin{matrix} U_c & = & 1.48 & \text{Kj/s.m2.K} \\ U_d \text{ terkoreksi} & = & 3.75 & \text{Kj/s.m2.K} \end{matrix}$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \begin{matrix} 0.35 & \text{s.m2.K/Kj} \\ 0.019283 & \text{jam.ft2.°F/Btu} \end{matrix}$$

$$\text{Faktor pengotor terhitung} = 0.02 \quad \text{jam.ft2.°F/Btu}$$

### 9. Pressure drop

#### a. Pressure drop pada tube dihitung dari persamaan 7.45 & 7.46 Kern :

Fluida di tube berupa dowtherm A.

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot Idt \cdot s} \dots\dots\dots(7.45)$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} \dots\dots\dots(7.46)$$

pressure drop pada tube :  $\Delta P_r = \Delta P_t + \Delta P_r$

L	=	6.00	ft	
n	=	2.00		
Idt	=	0.65	in	= 0.02 m
wt	=	17,802.93	kg/jam	
Nt	=	114.00		
Ret	=	3,030.68		
Gt	=	1,450,722.3	Kg/jam.m2	= 296,660.19 lb/jam.ft2
Suhu rerata tube	=	508.70	K	

- Faktor friksi di tube :

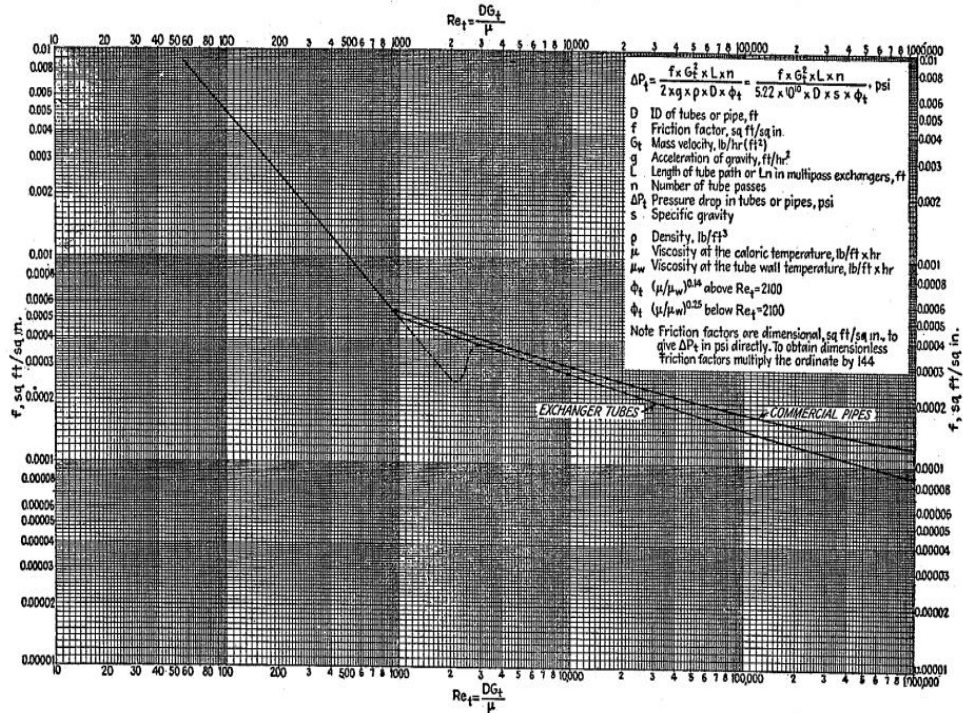


Fig. 26. Tube-side friction factors. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Dari fig 26 Kern.D.Q.  $Re_t = 3,030.68$  didapat faktor friksi,  $f = 0.00$

### Densitas cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

$T_c$  = critical temperature, K

komponen	A	B	$T_c$	n
H <sub>2</sub> O	0.35	0.27	647.13	0.29
HCl	0.44	0.27	512.58	0.32

- densitas fluida

ditinjau pada suhu rerata : 508.70 K

Komponen	kg/jam	wi	$\rho_i$ , kg/m <sup>3</sup>	wi/ $\rho_i$
H <sub>2</sub> O	11,927.96	0.67	798.62	0.00
HCl	5,874.97	0.33	581.89	0.00
Total	17,802.93	1.00		0.00

$$\rho_t = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}} = 711.20 \text{ kg/m}^3$$

- menghitung s :

$$s = \frac{\rho_{mix}}{\rho_{air}} = \frac{\rho_{mix}}{1000 \frac{kg}{m^3}} = 0.71$$

sehingga :

$$\Delta Pt = \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot Idt \cdot s} = \frac{0,00017 \times 1.121.838^2 \frac{lb}{jam \cdot ft^2} \times 6ft \times 1}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,652in \times \frac{1ft}{12in} \times 0,89}$$

$$\Delta Pt = 0.13 \text{ psi}$$

$$= 0.00855 \text{ atm}$$

- Menghitung  $\Delta P_r$ :

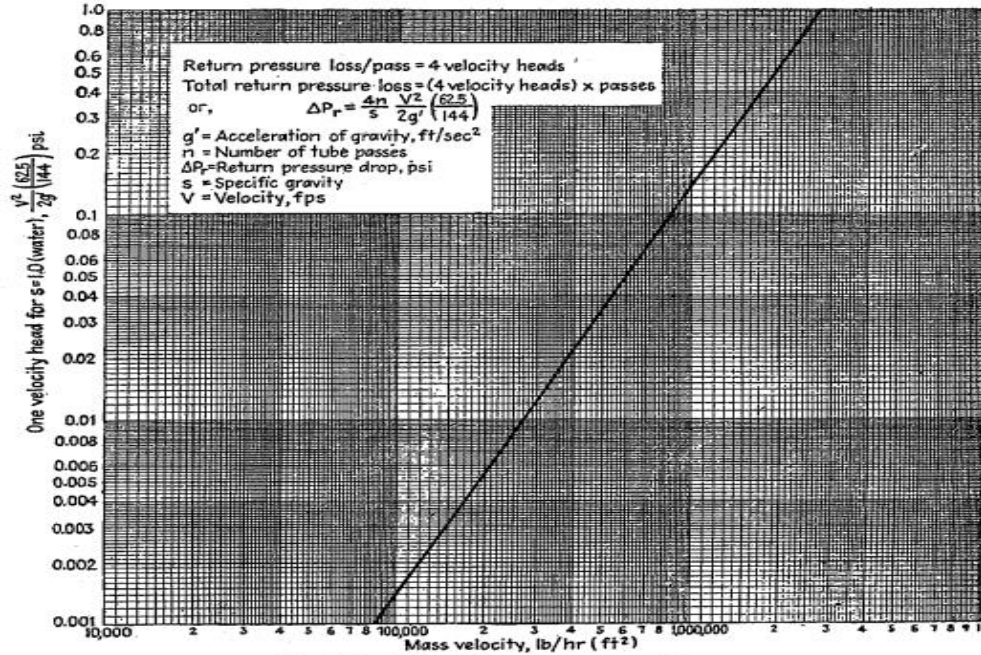


Fig. 27. Tube-side return pressure loss.

Pada fig.27 Kern hal 837. pada flux mass sebesar : 296,660.19 lb/jam.ft<sup>2</sup>

Didapat :  $\frac{v^2}{2g} = 0.01$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} = \frac{4 \times 1}{0.89} \times 0.2 = \begin{matrix} 0.06 & \text{psi} \\ 0.00 & \text{atm} \end{matrix}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 0.5 \text{ psi} + 0.89 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = 0.19 \text{ psi} = 0.01 \text{ atm}$$

Pressure drop diizinkan 10 psi (Kern.D.Q hal 153).

**b. Pressure drop pada shell dihitung dari persamaan 7.44 Kern :**

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot I_d s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s}$$

$$I_d s = 13.25 \text{ in} = 1.10 \text{ ft}$$



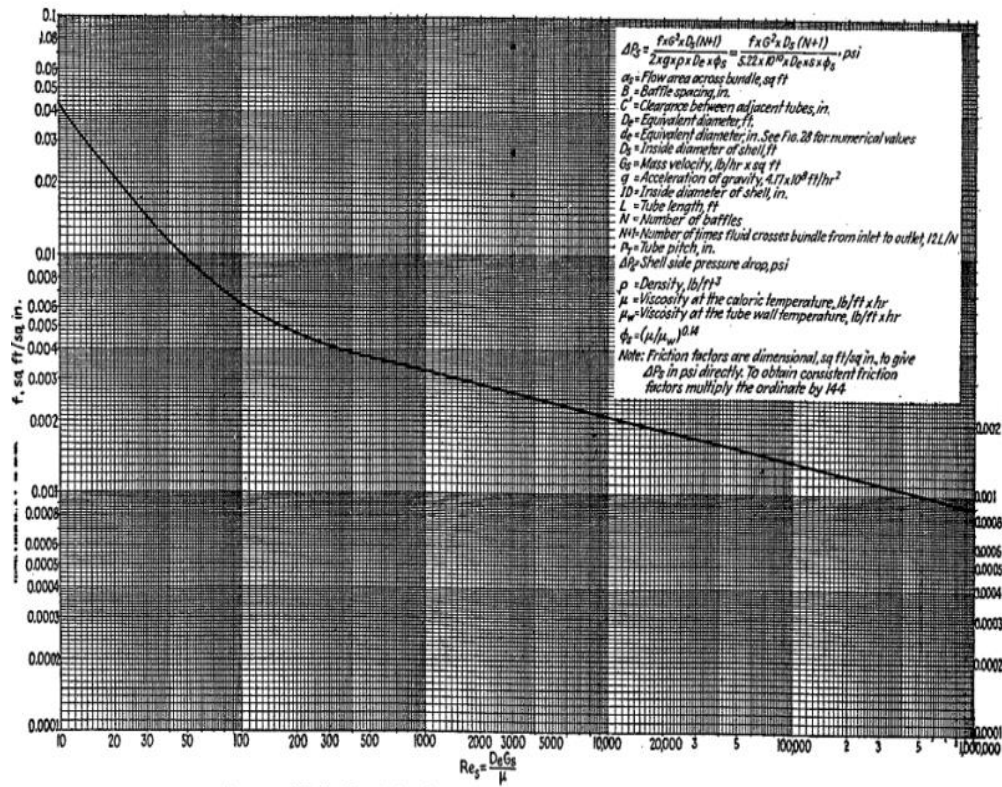
L	=	6.00	ft		
B	=	13.25	in	=	1.10 ft
De	=	0.01	m	=	0.04 ft
as	=	0.02	m <sup>2</sup>	=	0.24 ft <sup>2</sup>
ws	=	50,000.00	kg/jam		
Res	=	3,775.35			
Gs	=	2,207,195.6	Kg/jam.m <sup>2</sup>	=	451,352.46 lb/jam.ft <sup>2</sup>
suhu rerata shell	=	586.26	K		

- menghitung jumlah baffle (N+1) = L/B :

$$(N + 1) = \frac{6ft}{0,22ft} = 5.43$$

5.00 (terbilang)

- Faktor friksi :



Dari fig 29 Kern.D.Q. Res = 3,775.35 didapat faktor friksi = 0.00

- menghitung s pada suhu rerata di shell :

$$s = \frac{\rho_{dowtherm} A}{\rho_{air}} = \frac{\rho_{dowtherm} A}{1000 \frac{kg}{m^3}}$$

Densitas cair dowtherm :

$$Y = \frac{0,538831}{0,265125 \left( 1 + \left( 1 - \frac{T}{770,15} \right)^{0,306928} \right)} = \begin{matrix} 5.27 & \text{kmol/m}^3 \\ 874.88 & \text{kg/m}^3 \end{matrix}$$

maka :

$$s = \frac{\rho \text{ dowtherm } A}{1000} = 0.87$$

maka :

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s} = \frac{0,0017 \times 822.438,5^2 \frac{\text{lb}^2}{\text{ft}^4 \text{jam}^2} \times 1,1 \text{ft} \times 28}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,044 \text{ft} \times 0,93}$$

$$\Delta P_s = \begin{matrix} 0.83 & \text{psi} \\ 0.06 & \text{atm} \end{matrix}$$

Pressure drop diizinkan 10 psi (Kern.D.Q hal 153).

## RINGKASAN HEAT EXCHANGER 2 (HE-02)

Alat : Heat Exchanger 2  
Kode : HE-02  
Tugas : Memanaskan bahan baku untuk masuk ke reaktor

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

### 1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt)	=	0.75	in
Diameter dalam (Idt)	=	0.65	in
Jumlah tube	=	114.00	buah
Passes	=	2.00	
Panjang tube	=	6.00	ft
	=	1.83	m
Pitch (Pt)	=	0.94	in
Clearence (C')	=	0.19	in
Diameter dalam shell (ids)	=	13.25	in
	=	0.34	m
Jarak baffle (B)	=	13.25	in
Jumlah baffle (N+1)	=	5.00	buah
Diameter ekuivalen (De)	=	0.53	in
Susunan tube	=	triangular pitch	

### 2. Fluida panas

Suhu masuk	=	640.00	K
Suhu keluar	=	532.51	K
Massa fluida panas	=	50,000.00	Kg/jam
Pressure drop	=	0.06	atm
Tekanan masuk	=	1.00	atm
Tekanan keluar	=	0.94	atm

### 3. Fluida dingin

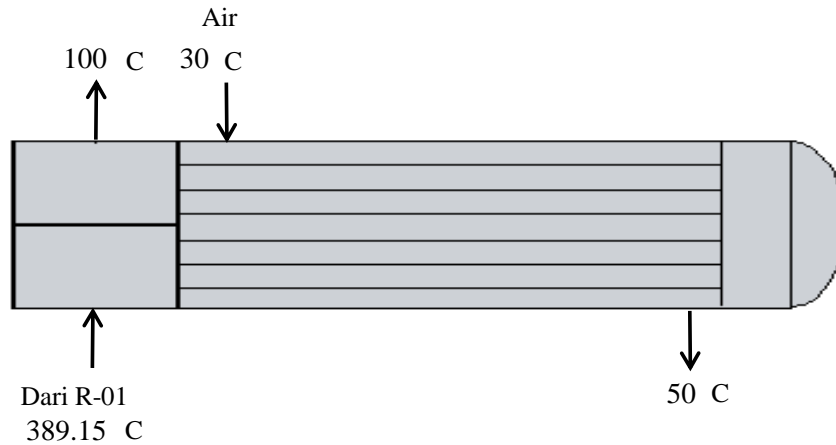
Suhu masuk	=	444.40	K
Suhu keluar	=	573.00	K
Massa fluida dingin	=	17,802.93	Kg/jam
Pressure drop	=	0.01	atm
Tekanan masuk	=	10.00	atm
Tekanan keluar	=	9.99	atm

#### 4. Koefisien perpindahan panas

Uc	=	1.48	Kj/s.m <sup>2</sup> .K =	260.98	Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	=	3.75	Kj/s.m <sup>2</sup> .K =	659.76	Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Rd hitung	=	3.40	s.m <sup>2</sup> .K/Kj =	0.02	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu

### Cooler 1 (CL-01)

Tugas : Mendinginkan cairan keluar R-01



Kondisi cair masuk CL-01 :

Tekanan = 10 atm  
Suhu = 662.15 K

Komposisi :

komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	fi, Kmol/jam
CH <sub>3</sub> OH	32.042	9.65654056	309.415	0.01016569
HCL	36.461	48.5519872	1770.254	0.05111195
CH <sub>3</sub> CL	50.488	112.57815	5683.846	0.11851398
H <sub>2</sub> O	18.015	779.127839	14035.988	0.82020837
Total		949.914517	21799.50	1

### Tekanan uap murni

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

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

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
CH <sub>3</sub> OH	4.6.E+01	-3.2.E+03	-1.4.E+01	6.6.E-03	-1.1.E-13
HCL	4.4.E+01	-1.6.E+03	-1.5.E+01	1.4.E-02	-1.5.E-11
CH <sub>3</sub> CL	2.6.E+01	-1.8.E+03	-6.7.E+00	-1.3.E-09	4.4.E-06
H <sub>2</sub> O	3.0.E+01	-3.2.E+03	-7.3.E+00	2.4.E-09	1.8.E-06

### Kapasitas panas fase cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3$$

$C_p$  = heat capacity of liquid, joule/(mol K)

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

komponen	A	B	C	D
CH3OH	4.0.E-01	3.1.E-01	-1.0.E-03	1.5.E-06
HCL	7.4.E-01	-1.3.E-01	-7.9.E-05	2.6.E-06
CH3CL	1.1.E-01	6.2.E-01	-2.4.E-03	3.8.E-06
H2O	9.2.E-01	-4.0.E-02	-2.1.E-04	5.3.E-07

### Kapasitas Panas Fasa Gas

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

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

$C_p$  = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
CH3OH	4.0.E-01	-3.8.E-02	2.5.E-04	-2.2.E-07	6.0.E-11
HCL	2.9.E-01	-1.3.E-07	1.1.E-06	5.0.E-09	-2.5.E-12
CH3CL	2.7.E-01	2.6.E-01	1.0.E-04	-1.1.E-07	3.2.E-11
H2O	3.4.E-01	-8.4.E-03	3.0.E-05	-1.8.E-08	3.7.E-12

### Panas Penguapan

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

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

$\Delta H_{\text{vap}}$  = enthalpy of vaporization, kjoule/mol

A,  $T_c$ , and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	$T_c$ (Kelvin)	n
CH3OH	52.723	512.58	0.377
HCL	30.540	324.65	0.647
CH3CL	32.534	416.25	0.452
H2O	52.053	647.13	0.321

### Konduktifitas termal gas

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$k_{\text{gas}} = A + B T + C T^2$$

$k_{\text{gas}}$  = thermal conductivity of gas, W/(m K)

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C
CH3OH	2.34.E-03	5.43.E-06	1.32.E-07
HCL	1.19.E-03	4.48.E-05	2.10.E-10
CH3CL	-1.85.E-03	2.03.E-05	7.32.E-08
H2O	5.30.E-04	4.71.E-05	4.96.E-08

### Konduktifitas termal cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} k_{\text{liq}} = A + B [1 - T/C]^{2/7}$$

where

$k_{\text{liq}}$  = thermal conductivity of liquid, W/(m K)

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

komponen	A	B	C
CH3OH	-1.2.E+00	6.2.E-01	5.1.E+02
HCL	8.0.E-01	-2.1.E-03	-2.3.E-16
CH3CL	-1.8.E+00	1.4.E+00	4.2.E+02
H2O	-2.8.E-01	4.6.E-03	-5.5.E-06

### Densitas Cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

$T_c$  = critical temperature, K

Komponen	A	B	Tc (Kelvin)	n
CH3OH	0.27197	0.27192	512.58	0.23310
HCL	0.44134	0.26957	324.65	0.31870
CH3CL	0.35821	0.26109	416.25	0.28690
H2O	0.34710	0.274	647.13	0.28571

**Viskositas Gas**

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\eta_{gas} = A + B T + C T^2$$

$\eta_{gas}$  = viscosity of gas, micropoise

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C
CH3OH	-1.4.E+01	3.9.E-01	-6.3.E-05
HCL	-9.1.E+00	5.6.E-01	-1.1.E-04
CH3CL	-1.4.E+00	3.9.E-01	-4.9.E-05
H2O	-3.7.E+01	4.3.E-01	-1.6.E-05

**Viskositas Cair**

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\eta_{liq}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

komponen	A	B	C	D
CH3OH	-9.1.E+00	1.3.E+03	2.2.E-02	-2.4.E-05
HCL	-1.5.E+00	1.9.E+02	3.1.E-03	-1.4.E-05
CH3CL	-7.3.E+00	8.5.E+02	1.9.E-02	-2.3.E-05
H2O	-1.0.E+01	1.8.E+03	1.8.E-02	-1.3.E-05

**1. Beban panas**

Beban panas CL-01 dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q1}^{Q2} dQp = \int_{t1}^{t2} \sum fi \cdot Cpi \cdot dT \dots\dots\dots(1)$$

Integral persamaan (1) :

$$\Delta Qtot = \sum fi \cdot Cpi (t2 - t1) \dots\dots\dots(2)$$

Keterangan :

- Qtot : Beban panas HE-02
- fi : Laju alir mol komponen, kmol/jam
- Cpi : Kapasitas panas gas, Kj/kmol.K
- t2 : Suhu fluida dingin keluar HE-02, K
- t1 : Suhu fluida dingin HE-02, K



Suhu masuk,  $t_1 = 662.154 \text{ K}$   
 $389.154 \text{ }^\circ\text{C}$   
 Suhu keluar,  $t_2 = 373 \text{ K}$   
 $100 \text{ }^\circ\text{C}$

komponen	BM	$f_i$ , kmol/jam
CH3OH	32.042	9.65654056
HCL	36.461	48.5519872
CH3CL	50.488	112.57815
H2O	18.015	779.127839
Total		891.705989

Komponen	$f_i.C_{pli} \text{ Kj/J.K}$			
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>	D.T <sup>3</sup>
CH3OH	3.9.E+00	3.0.E+00	-9.9.E-03	1.4.E-05
HCL	3.6.E+01	-6.3.E+00	-3.8.E-03	1.3.E-04
CH3CL	1.3.E+01	7.0.E+01	-2.7.E-01	4.3.E-04
H2O	7.2.E+02	-3.1.E+01	-1.6.E-01	4.2.E-04
Total	7.7.E+02	3.6.E+01	-4.5.E-01	9.9.E-04

Komponen	integral $\sum f_i.C_{pli}$ , Kj/J.K			
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>	D.T <sup>4</sup>
Total	7.70.E+02	1.79.E+01	-1.51.E-01	2.47.E-04

$$\Delta Q_{tot} = \sum f_i.C_{pli} |(t_2 - t_1)| = -12,354,269.03 \text{ Kj/jam}$$

Beban panas = 12,354,269.03 Kj/jam

## 2. Media pendingin

Sebagai pendingin digunakan air

Suhu masuk = 303 K  
 Suhu keluar = 323 K  
 BM air = 18.02 kg/kmol

Suhu didih air :

Tekanan air = 1 atm  
 Suhu air = 373.179372 K = 100.179372 C

Komponen	xi	Poi	ki	yi = ki.xi
Air	1	1.0.E+00	1.00051291	1.00051291

**- Menghitung kebutuhan massa pendingin**

Massa pendingin = 702,126 Kg/jam  
 Kecepatan mol pendingin = 38,963.70 kmol/jam

Panas yang diserap dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q_1}^{Q_2} dQ_{tot} = \int_{T_1}^{T_2} \sum fp.Cpp.dT \dots\dots\dots(3)$$

Integral persamaan (3) :

$$\Delta Q_{tot} = \sum fp.Cpp |(T_2 - T_1) \dots\dots\dots(4)$$

Komponen	fp.Cpp Kj/Jam.K			
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>	D.T <sup>3</sup>
Air	3.6.E+04	-1.6.E+03	-8.2.E+00	2.1.E-02
Total	3.6.E+04	-1.6.E+03	-8.2.E+00	2.1.E-02

Komponen	integral ∑fp.Cpp, J/Jam.K			
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>	D.T <sup>4</sup>
Air	3.6.E+04	-7.8.E+02	-2.7.E+00	5.2.E-03

$$\Delta Q_{serap} = \sum fp.Cpp |(T_2 - T_1) = -12,354,269.03 \text{ Kj/jam}$$

**3. Beda sushu rerata**

	Hight temp	low temp
Hot fluid	T1	T2
Cold fluid	t2	t1
Δt	T1 - t2 = Δt2	T2 - t1 = Δt1

	Hight temp	low temp
Hot fluid	662.15393	373
Cold fluid	323	303
Δt	339.15393	70

$$(\Delta t) = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 170.570945 \text{ K}$$

**4. Koefisien perpindahan panas gabungan kotor**

Dipilih dari tabel 8 Kern.D.Q."Process Heat Transfer". Hal 840.

**TABLE 8. APPROXIMATE OVERALL DESIGN COEFFICIENTS**  
 Values include total dirt factors of 0.003 and allowable pressure drops of 5 to 10 psi on the controlling stream  
 Coolers

Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Water	Water	250–500§
Methanol	Water	250–500§
Ammonia	Water	250–500§
Aqueous solutions	Water	250–500§
Light organics*	Water	75–150
Medium organics†	Water	50–125
Heavy organics‡	Water	5–75
Gases	Water	2–50¶
Water	Brine	100–200
Light organics	Brine	40–100

viskositas cairan :

T1 = 662.15393 K  
 T2 = 373 K  
 T rerata = 517.576965 K

komponen	kg/jam	wi	$\mu_i$ , cP	wi. $\mu_i$
CH3OH	309.415	0.01419367	4.43.E-02	6.29.E-04
HCL	1770.254	0.08120617	5.78.E-04	4.70.E-05
CH3CL	5683.846	0.26073281	1.25.E-02	3.26.E-03
H2O	14035.988	0.64386735	1.10.E-01	7.07.E-02
Total	21799.503	1.000		0.075

Viskositas cair fluida panas = 0.075 cP

Untuk sistem air dan light organic,  $U_d$  75 - 150 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.oF.

Dipilih  $U_d$  = 150 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.oF

$$U_d = 50 \frac{\text{Btu}}{\text{Jam. ft}^2. \text{oF}} \times \frac{0,005678 \text{ Kj/s.m}^2. \text{K}}{\text{Btu/jam. ft}^2. \text{oF}} = 0.8517 \text{ Kj/s.m}^2. \text{K}$$

### 5. Alat penukar panas

a. Luas perpindahan panas

$$A = \frac{Q_{tot}}{U_d \times \Delta T_l}$$

$$U \times A \times \Delta T_{LMTD}$$

Keterangan :

- A = Luas perpindahan kalor, m<sup>2</sup>  
 Q<sub>tot</sub> = Beban panas kondensor parsial, Kj/jam  
 U<sub>d</sub> = Koefisien perpindahan panas, Kj/s.m<sup>2</sup>.K  
 ΔT<sub>LMTD</sub> = Log perbedaan suhu rata-rata, K

$$A = \frac{19.231.154,23 \text{ Kj/jam}}{0,2839 \text{ Kj/s.m}^2.K \times 3600 \text{ s/jam} \times 48,3 \text{ K}} = \begin{matrix} 23.6223364 \text{ m}^2 \\ 254.138544 \text{ Ft}^2 \end{matrix}$$

Luas perpindahan panas > 100 ft<sup>2</sup>, jenis alat penukar panas yang digunakan adalah *Heat Exchanger Shell and tube*.

b. Ukuran tube

Menurut Sinnott hal 805, Tube diameter antara 0,625 - 2 in.

Dari tabel.9 Kern,D.Q."Process Heat Transfer" dipilih :

$$\text{Diameter luar tube (Odt)} = 0.75 \text{ in} = 0.01905 \text{ m}$$

Dari tabel.10 Kern, BWG = 18.

$$\text{Diameter dalam tube (Idt)} = 0.652 \text{ in} = 0.0165608 \text{ m}$$

APPENDIX OF CALCULATION DATA

843

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft <sup>2</sup>		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401

c. Panjang tube

Menurut Sinnott hal 805, panjang standar tube 6, 8, 12, 16, 20, 24 ft.

$$\text{Dipilih panjang tube} = 6 \text{ ft} = 1.82926829 \text{ m}$$

d. Jumlah tube

Jumlah tube dipilih dari Tabel.9 Kern."Process Heat Transfer". Pada Triangular

Pitch, Odt = 0,75 in, Pt = 0,9375 in.

3/4 in. OD tubes on 1 5/16-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18
10	62	56	47	42	36
12	109	98	86	82	78
13 1/4	127	114	96	90	86
15 1/4	170	160	140	136	128
17 1/4	239	224	194	188	178
19 1/4	301	282	252	244	234
21 1/4	361	342	314	306	290
23 1/4	442	420	386	378	364
25	532	506	468	446	434
27	637	602	550	536	524
29	721	692	640	620	594
31	847	822	766	722	720
33	974	938	878	852	826
35	1102	1068	1004	988	958
37	1240	1200	1144	1104	1072
39	1377	1330	1258	1248	1212

Jumlah tube dihitung dari persamaan :

$$Nt = \frac{A}{\pi \cdot odt \cdot L} = \frac{12,5m^2}{3,14 \cdot 0,01905 m \cdot 3,658m} = 215.884178 \text{ buah}$$

Dipilih : Jumlah tube (Nt) = 224  
 Diameter dalam shell (ids) = 17.25 in  
 = 0.43815 m  
 Passes = 2

e. Ud terkoreksi

$$A_{\text{terkoreksi}} = \pi \cdot odt \cdot L \cdot Nt = 24.5103805 \text{ m}^2$$

$$= 263.692477 \text{ ft}^2$$

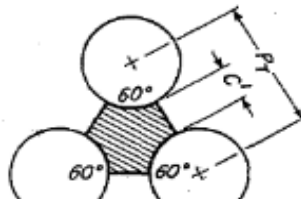
$$Ud_{\text{terkoreksi}} = \frac{Q_{\text{tot}}}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$Ud_{\text{terkoreksi}} = 0.82084176 \text{ Kj/s.m}^2 \cdot \text{K}$$

$$= 144.565298 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

(Masih dalam batas 75-150 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F)

f. Pitch tube & clearence





Pitch tube 25% lebih besar dari diameter luar tube.

$$Pt = 1,25 \times odt = 1,25 \times 0,75 \text{ in} = 0,9375 \text{ in}$$

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

Clearance (C') merupakan selisih antara pitch tube dengan diameter luar tube.

$$C' = Pt - odt$$

$$C' = 0,1875 \text{ in}$$

$$C' = 0,0047625 \text{ m}$$

g. Jarak antar baffle

Jarak antar baffle dihitung 1/2 dari diameter dalam shell.

$$B = \frac{Ids}{5} = 3,45 \text{ in} = 0,08763 \text{ m}$$

$$= 0,2875 \text{ ft}$$

h. Diameter ekuivalen

Untuk susunan triangular pitch, diameter ekuivalen dihitung dengan persamaan :

$$De = \frac{4 \times \left( \frac{1}{2} Pt \times 0,86 \cdot Pt - \frac{1}{2} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot OD^2 \right)}{\frac{1}{2} \pi \cdot OD} = 0,0136 \text{ m}$$

$$= 0,04448646 \text{ ft}$$

$$= 0,53383758 \text{ in}$$

h. Luas aliran shell

$$as = \frac{IDs \cdot C \cdot B}{Pt} = \frac{13,25 \text{ in} \times 0,1875 \text{ in} \times 2,65 \text{ in}}{0,9375 \text{ in}} = 11,903 \text{ in}^2$$

$$= 0,08265625 \text{ ft}^2$$

$$= 0,00767902 \text{ m}^2$$

## 6. Route fluida

Fluida panas dialirkan di dalam tube, dan fluida dingin dialirkan kedalam shell.

## 7. Koefisien perpindahan panas gabungan bersih

Dihitung dari persamaan Kern. "Process Heat Transfer" :

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho} \dots\dots\dots(5)$$

$$hio = hi \frac{Idt}{\dots\dots\dots}(6)$$

*Uat*

$$hi = \frac{kt}{Idt} \times 0,027 \times \left( \frac{Idt \times Gt}{\mu_{mix}} \right)^{0,8} \times \left( \frac{Cpt \times \mu_{mix}}{kt} \right)^{1/3} \dots\dots\dots(7)$$

$$ho = \frac{ks}{De} \times 0,36 \times \left( \frac{De \times Gs}{\mu_s} \right)^{0,55} \times \left( \frac{Cps \times \mu_s}{ks} \right)^{1/3} \dots\dots\dots(8)$$

Keterangan :

- Uc : Koefisien perpindahan gabungan bersih (Kj/m2.s.K)
- Ud : Koefisien perpindahan gabungan kotor (Kj/m2.s.K)
- hio : Koefisien perpindahan panas luar pipa tube (Kj/m2.s.K)
- hi : Koefisien perpindahan panas dalam pipa tube (Kj/m2.s.K)
- ho : Koefisien perpindahan panas dalam shell (Kj/m2.s.K)
- Rd : Folling factor (m2.s.K/Kj)
- kt : Konduktifitas termal fluida di tube (Kj/m2.s.K)
- Di : Diameter dalam pipa tube (m)
- Gt : Fluks massa di tube (Kg/s.m2)
- μt : Viskositas fluida di tube (Kg/m.s)
- Cpt : Kapasitas panas fluida di tube (Kj/kg.K)
- μs : Viskositas fluida di shell (Kg/m.s)
- ks : Konduktifitas termal fluida di shell (Kj/m2.s.K)
- De : Diameter ekuivalen shell (m)
- Gs : Fluks massa di shell (Kg/s/m2)
- Cps : Kapasitas panas fluida di shell (Kj/kg.K)
- Cps : Kapasitas panas fluida di shell (Kj/kg.K)

**a. Menghitung hi dan hio**

Fluida di tube	=	Fluida panas		
Odt	=	0.75 in	=	0.01905 m
Idt	=	0.652 in	=	0.0165608 m
n	=	2	Pass	
Nt	=	224		
wt	=	21799.503	kg/jam	

Viskositas gas :

Viskositas ditinjau pada suhu rerata :

T1	=	662.15393	K
T2	=	373	K
T rerata	=	517.576965	K

Komponen	Kg/jam	wi	μi, Kg/m.s	wi.μi
----------	--------	----	------------	-------

CH3OH	309.415	0.01419367	1.7047E-05	2.4196E-07
HCL	1770.254	0.08120617	2.484E-05	2.0172E-06
CH3CL	5683.846	0.26073281	1.8552E-05	4.8371E-06
H <sub>2</sub> O	14035.988	0.64386735	1.8087E-05	1.1646E-05
Total	21799.503	1.000		1.87.E-05

$$\mu t = 1.8742E-05 \text{ Kg/m.s}$$

- Luas aliran

$$at' = \frac{\pi}{4} Idt^2 = 0.00021529 \text{ m}^2$$

$$at = \frac{Nt \times at'}{n} = 0.02411295 \text{ m}^2$$

- Flux massa

$$Gt = \frac{wt}{at} = \frac{904057.97 \text{ Kg/jam.m}^2}{251.127214 \text{ kg/s.m}^2}$$

- Bilangan reynold

$$Ret = \frac{Idt \times Gt}{\mu t} = 221899.423$$

- Kapasitas panas cair

Ditinjau pada suhu rerata :

$$T \text{ rerata} = 517.576965 \text{ K}$$

Komponen	fi, kmol/jam	Cpi, Kj/kmol.K	fi.Cpi, Kj/jam.K
CH3OH	0.01016569	87.811	0.892656163
HCL	0.05111195	273.750	13.99191195
CH3CL	0.11851398	201.820	23.91845699
H <sub>2</sub> O	0.82020837	2.155	1.7672
Total	1.000		40.5702251

$$C_{pt} = \frac{\sum fi.Cpi}{wt} = 0.00186106 \text{ Kj/kg.K}$$

- Konduktifitas termal cair



Ditinjau pada suhu rerata :

$$T \text{ rerata} = 517.576965 \text{ K}$$

Komponen	Kg/jam	wi	ki, Kj/s.m.K	wi.ki
CH3OH	309.415	0.01419367	6.6.E-02	9.4.E-04
HCL	1770.254	0.08120617	-2.8.E-01	-2.3.E-02
CH3CL	5683.846	0.26073281	1.8.E-02	4.7.E-03
H2O	14035.988	0.64386735	6.3.E-01	4.0.E-01
Total	21799.503	1.000		4.09.E-01

$$kt = 0.40870534 \text{ Kj/s.m.K}$$

Dari persamaan (7) :

$$hi = \frac{kt}{Idt} \times 0,027 \times \left( \frac{Idt \times Gt}{\mu t} \right)^{0,8} \times \left( \frac{Cpt \times \mu t}{kt} \right)^{1/3} = 55.5061169 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K}$$

$$9775.64581 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F}$$

Dari persamaan (6) :

$$hio = hi \frac{Idt}{Odt} = 48.2533176 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} = 8498.29476 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

### b. Menghitung ho

Fluida di shell = Fluida dingin

ws = 702,125.87 Kg/jam = 195.034963 Kg/s

Ids = 0.43815 m

De = 0.0136 m

Pt = 0.0238125 m

C' = 0.0047625 m

B = 0.08763 m

as = 0.00767902 m<sup>2</sup>

- Viskositas cair

Ditinjau pada suhu rerata :

t1 = 303 K

t2 = 323 K

t rerata = 313 K

Komponen	kg/jam	wi	μi, kg/m.s	wi/μi
H <sub>2</sub> O	702,125.87	1	0.0006654	0.0006654

Total	702125.866	1	6.65.E-04
-------	------------	---	-----------

$$\mu_s = 6.65.E-04 \text{ Kg/m.s}$$

- Kapasitas panas cair

Ditinjau pada suhu rerata :

$$t \text{ rerata} = 313 \text{ K}$$

Komponen	fi, kmol/jam	Cpi, Kj/kmol.K	fi.Cpi, Kj/jam.K
H <sub>2</sub> O	38,963.70	-1.59.E+01	-6.18.E+05
Total	38,963.70		-6.18.E+05

$$C_{ps} = \frac{\sum f_i \cdot C_{pi}}{w_s} = -8.80.E-01 \text{ Kj/kg.K}$$

- Konduktifitas cair

Ditinjau pada suhu rerata :

$$t \text{ rerata} = 313 \text{ K}$$

Komponen	kg/jam	wi	ki, Kj/s.m.K	wi/ki
H <sub>2</sub> O	702,125.87	1	0.00302443	0.00302443
Total	702,125.87	1		0.00302443

$$k_s = 3.02.E-03 \text{ Kj/s.m.K}$$

- Flux massa

$$G_s = \frac{w_s}{a_s} = \frac{91434343.1 \text{ Kg/jam.m}^2}{25398.4286 \text{ kg/s.m}^2}$$

- Bilangan Reynold

$$Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu_s} = 517570.0 \text{ (Turbulen)}$$

Dari persamaan (8) :

$$h_o = \frac{k_s}{De} \times 0,36 \times \left( \frac{De \times G_s}{\mu_s} \right)^{0,55} \times \left( \frac{C_p s \times \mu_s}{k_s} \right)^{1/3} = \begin{matrix} -64.527438 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} \\ -11364.466 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F} \end{matrix}$$

Sehingga dari persamaan (5) didapat :

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \begin{matrix} 191.326042 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} \\ 33696.027 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \end{matrix}$$

### 8. Dirt resistance/Dirt factor

$$\begin{matrix} U_c & = & 191.326042 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} \\ U_d \text{ terkoreksi} & = & 0.82084176 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} \end{matrix}$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 1.213 \text{ s.m}^2.\text{K/Kj} = 0.00688761 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

$$\text{Faktor pengotor terhitung} = 0.00688761 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

### 9. Pressure drop

#### a. Pressure drop pada tube dihitung dari persamaan 7.45 & 7.46 Kern :

Fluida di tube berupa distilat MD-02.

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot I_d t \cdot s} \dots\dots\dots(7.45)$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} \dots\dots\dots(7.46)$$

$$\text{pressure drop pada tube : } \Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$\begin{matrix} L & = & 6 & \text{ft} \\ n & = & 2 & \\ I_d t & = & 0.652 & \text{in} = 0.0165608 \text{ m} \\ w_t & = & 21799.5025 & \text{kg/jam} \\ N_t & = & 224 & \\ R_e t & = & 221899.423 & \\ G_t & = & 904057.97 & \text{Kg/jam.m}^2 = 184872.057 \text{ lb/jam.ft}^2 \\ \text{Suhu rerata tube} & = & 517.576965 & \text{K} \end{matrix}$$

$$\text{- menghitung s pada suhu rerata di tube : } s = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho \text{ air}} = \frac{\rho \text{ campuran}}{1000}$$

densitas campuran distilat MD-02 ditinjau pada suhu rerata :

Komponen	Kg/jam	wi	ρi, kg/m3	wi.ρi
CH3OH	309.415	0.01419367	271.16636	3.84884499
HCL	1770.254	0.08120617	344.30834	27.9599601
CH3CL	5683.846	0.26073281	326.14191	85.0358974
H2O	14035.988	0.64386735	373.77840	240.663712
Total	21799.503	1.000		325.700

$$\rho_{mix} = 325.69961 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{sehingga, } s = 0.32569961$$

- Faktor friksi di tube :

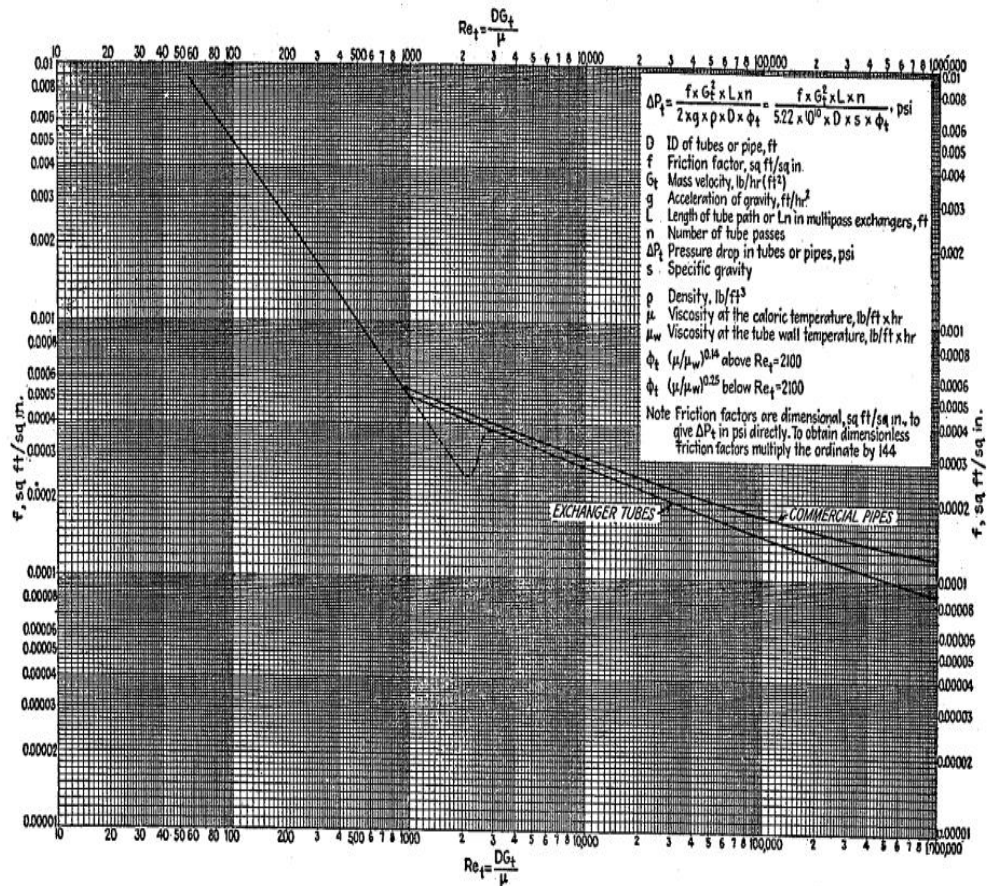


Fig. 26. Tube-side friction factors. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

$$\text{Dari fig 26 Kern.D.Q. } Re_t = 221,899.4 \text{ didapat faktor friksi, } f = 0.00018$$

sehingga :

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot Idt \cdot s} = \frac{0,00018 \times 18.348,9^2 \frac{lb}{jam \cdot ft^2} \times 16ft \times 1}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,652in \times \frac{1ft}{12in} \times 1,4}$$

$$\Delta P_t = 0.07991756 \text{ psi}$$

$$= 0.00543657 \text{ atm}$$

- Menghitung  $\Delta P_r$ :

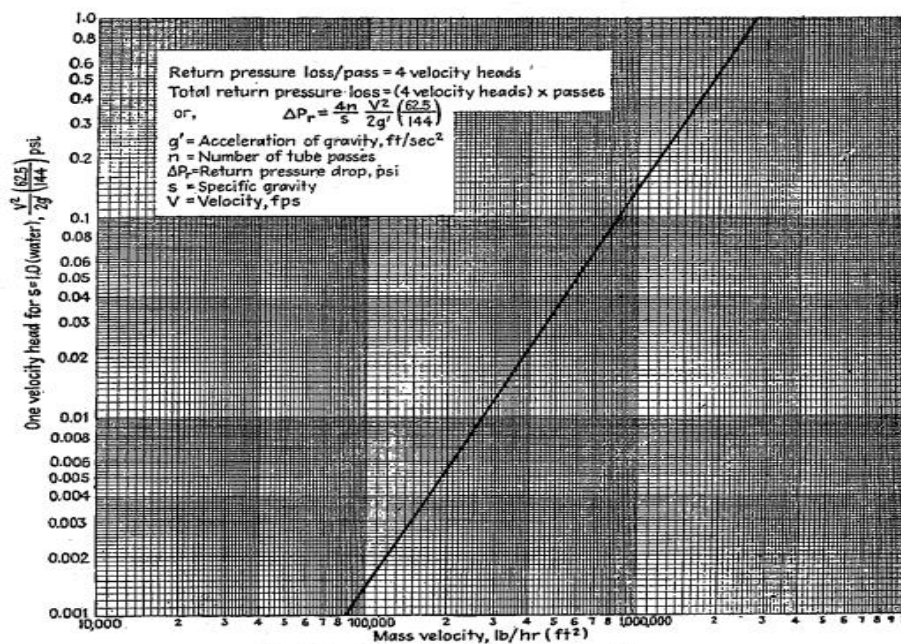


FIG. 27. Tube-side return pressure loss.

Pada fig.27 Kern hal 837. pada flux mass sebesar : 184,872.1 lb/jam.ft2

Didapat :  $\frac{v^2}{2g} = 0.003$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} = \frac{4 \times 1}{1,4} \times 0,1 = 0.07368753 \text{ psi}$$

$$= 0.00501276 \text{ atm}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 2,84 \text{ psi} + 1,65e - 5 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = 0.15360509 \text{ psi} = 0.01044933 \text{ atm}$$

Pressure drop diizinkan 10 psi (Kern.D.Q hal 153).

**b. Pressure drop pada shell dihitung dari persamaan 7.44 Kern :**

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot I_d s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s}$$

Ids	=	17.25	in	=	1.4375	ft
L	=	6	ft			
B	=	3.45	in	=	0.2875	ft
De	=	0.0136	m	=	0.04447508	ft
as	=	0.00767902	m <sup>2</sup>	=	0.08261394	ft <sup>2</sup>
ws	=	702125.866	kg/jam			
Res	=	517570.0				
Gs	=	91434343.1	Kg/jam.m <sup>2</sup>	=	18697534.5	lb/jam.ft <sup>2</sup>
suhu rerata shell	=	313	K			

- menghitung jumlah baffle (N+1) = L/B :

$$(N + 1) = \frac{16 \text{ ft}}{0,65 \text{ ft}} = \frac{20.87}{30} \quad (\text{terbilang})$$

- Faktor friksi :

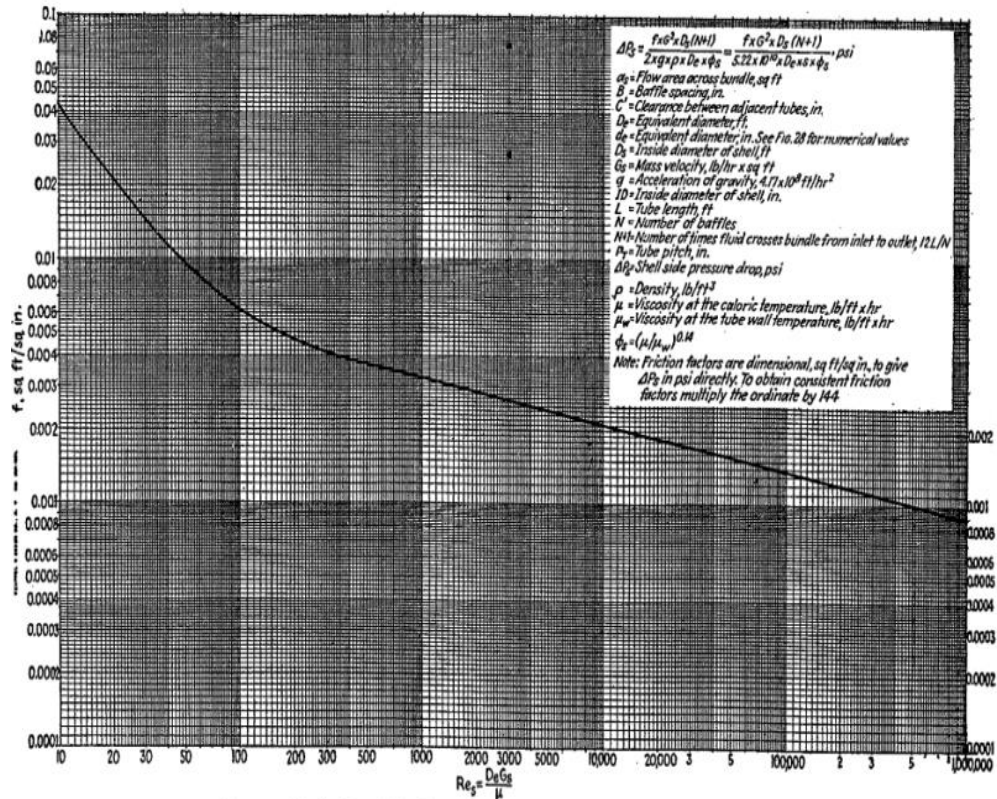


Fig. 29. Shell-side friction factors for bundles with 25% cut segmental baffles.

Dari fig 29 Kern.D.Q. Res = 517,570 didapat faktor friksi = 0.0014

- densitas fluida

ditinjau pada suhu rerata : 313 K

Komponen	kg/jam	wi	ρi, kg/m <sup>3</sup>	wi.ρi
H <sub>2</sub> O	702125.866	1	1013.7775	1.01.E+03

$$\rho_t = 1013.78 \text{ kg/m}^3$$

- menghitung s :

$$s = \frac{\rho_{\text{air pd T rerata}}}{\rho_{\text{air}}} = 1.01377751$$

maka :

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s} = \frac{0,0017 \times 1.198.821,9^2 \frac{lb^2}{ft^4 jam^2} \times 3,25 ft \times 25}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,044 ft \times 1,01}$$

$$\Delta P_s = 0.09 \text{ psi}$$

$$0.00610069 \text{ atm}$$

Pressure drop diizinkan 10 psi (Kern.D.Q hal 153).

## RINGKASAN COOLER 1 (CL-01)

Alat : Condenser 1  
Kode : CD-01  
Tugas : Mendinginkan hasil keluaran Reaktor (R - 01 )

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

### 1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt)	=	0.75	in
Diameter dalam (Idt)	=	0.652	in
Jumlah tube	=	224	buah
Passes	=	2	
Panjang tube	=	6	ft
	=	1.82871076	m
Pitch (Pt)	=	0.9375	in
Clearence (C')	=	0.1875	in
Diameter dalam shell (ids)	=	17.25	in
	=	0.43815	m
Jarak baffle (B)	=	3.45	in
Jumlah baffle (N+1)	=	30	buah
Diameter ekuivalen (De)	=	0.53383758	in
Susunan tube	=	triangular pitch	

### 2. Fluida panas

Suhu masuk	=	662.15393	K
Suhu keluar	=	373	K
Massa fluida panas	=	21800	Kg/jam
Pressure drop tube	=	0.01044933	atm
Tekanan masuk	=	10	atm
Tekanan keluar	=	9.98955067	atm

### 3. Fluida dingin

Suhu masuk	=	303	K
Suhu keluar	=	323	K
Massa fluida dingin	=	702,125.9	Kg/jam
Pressure drop shell	=	0.00610069	atm
Tekanan masuk	=	1	atm
Tekanan keluar	=	0.994	atm

### 4. Koefisien perpindahan panas

Uc	=	191.326042	Kj/s.m <sup>2</sup> .K =	33696.027	Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
----	---	------------	--------------------------	-----------	----------------------------

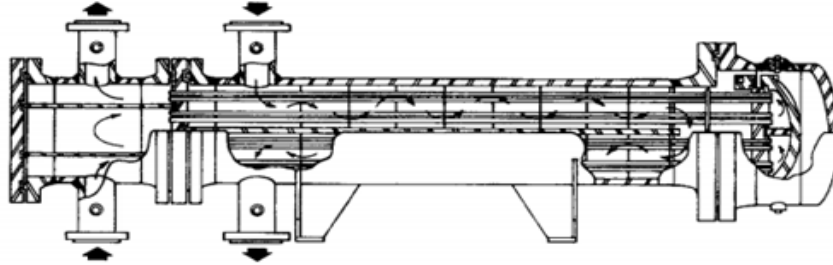


$$\begin{aligned} \text{Ud} &= 0.82084176 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} = 144.565298 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F} \\ \text{Rd hitung} &= 1.21303492 \text{ s.m}^2.\text{K/Kj} = 0.00688761 \text{ hr.ft}^2.\text{°F/Btu} \end{aligned}$$

## Condenser 1 (CD-01)

Tugas : Mengembunkan uap bagian atas AB-01

Jenis : Heat Exchanger Shell & Tube



### 1. Sifat-sifat fisis komponen

#### a. Tekanan uap murni

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

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

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
CH <sub>3</sub> Cl	2.57.E+01	-1.75.E+03	-6.72.E+00	-1.30.E-09	4.43.E-06
H <sub>2</sub> O	2.99.E+01	-3.15.E+03	-7.30.E+00	2.42.E-09	1.81.E-06

#### b. Kapasitas panas fase cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3$$

C<sub>p</sub> = heat capacity of liquid, joule/(mol K)

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

komponen	A	B	C	D
CH <sub>3</sub> Cl	1.14.E-01	6.23.E-01	-2.44.E-03	3.83.E-06
H <sub>2</sub> O	9.21.E+01	-4.00.E-02	-2.11.E-04	5.35.E-07

#### c. Kapasitas Panas Fasa Gas

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

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

$C_p$  = heat capacity of ideal gas, joule/(mol K)

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
CH <sub>3</sub> Cl	2.74.E-01	2.60.E-01	1.03.E-04	-1.09.E-07	3.16.E-11
H <sub>2</sub> O	3.39.E+01	-8.42.E-03	2.99.E-05	-1.78.E-08	3.69.E-12

#### d. Panas Penguapan

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

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

$\Delta H_{\text{vap}}$  = enthalpy of vaporization, kjoule/mol

A,  $T_c$ , and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	T <sub>c</sub> (Kelvin)	n
CH <sub>3</sub> Cl	32.5	416.3	0.5
H <sub>2</sub> O	52.1	647.1	0.3

#### e. Konduktifitas termal gas

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$k_{\text{gas}} = A + B T + C T^2$$

$k_{\text{gas}}$  = thermal conductivity of gas, W/(m K)

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C
CH <sub>3</sub> Cl	-1.85.E-03	2.03.E-05	7.32.E-08
H <sub>2</sub> O	5.30.E-04	4.71.E-05	4.96.E-08

#### f. Konduktifitas termal cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} k_{\text{liq}} = A + B (1 - T/C)^{2.7}$$

where

$k_{\text{liq}}$  = thermal conductivity of liquid, W/(m K)

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

komponen	A	B	C
CH3Cl	-1.75.E+00	1.37.E+00	4.16.E+02
H <sub>2</sub> O	-2.76.E-01	4.61.E-03	-5.54.E-06

### g. Densitas Cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	Tc (Kelvin)	n
CH3Cl	0.36	0.26	416.25	0.29
H <sub>2</sub> O	0.35	0.27	647.13	0.29

### h. Viskositas Gas

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\eta_{\text{gas}} = A + B T + C T^2$$

$\eta_{\text{gas}}$  = viscosity of gas, micropoise

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C
CH3Cl	-1.37.E+00	3.86.E-01	-4.87.E-05
H <sub>2</sub> O	-3.68.E+01	4.29.E-01	-1.62.E-05

### i. Viskositas Cair

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} \eta_{\text{liq}} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\eta_{\text{liq}}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

komponen	A	B	C	D
CH3Cl	-7.35.E+00	8.54.E+02	1.95.E-02	-2.35.E-05
H <sub>2</sub> O	-1.02.E+01	1.79.E+03	1.77.E-02	-1.26.E-05

## 2. Neraca massa

Komponen	BM	Fluida dingin, Kg/jam		Fluida panas, Kg/jam	
		masuk	keluar	masuk	keluar
CH <sub>3</sub> Cl	50.49			5,683.85	5,683.85
H <sub>2</sub> O	18.02	24,766.29	24,766.29	343.64	343.64
Total		24,766.29	24,766.29	6,027.48	6,027.48

### 3. Beban Panas

Beban panas CD-01 berupa panas laten penguapan.

Kondisi operasi di CD-01 : Suhu masuk = 373.00 K  
: Suhu keluar = 308.00 K  
: Tekanan = 9.90 atm

Panas laten pada CD-01 dihitung dengan persamaan :

$$Q_{\text{laten}} = f \cdot \lambda \quad \dots\dots\dots(1)$$

Keterangan :

Q<sub>laten</sub> : Panas laten, Kj/jam  
f : Laju alir mol komponen, kmol/jam  
λ : Panas laten komponen, Kj/kmol

Panas laten ditinjau pada = 373.00 K

Komponen	f <sub>i</sub> , Kmolel/jam	λ, Kj/kmolel	f <sub>i</sub> · λ, Kj/jam
CH <sub>3</sub> Cl	112.58	11,691.09	1,316,161.47
H <sub>2</sub> O	19.08	39,509.50	753,645.82
Total	131.65		2,069,807.29

Q<sub>laten</sub> = 2,069,807.29 Kj/jam

beban panas = 2,069,807.29 Kj/jam

### 4. Kebutuhan media pendingin

Sebagai pendingin digunakan air

Suhu masuk = 303.00 K  
Suhu keluar = 323.00 K

BM air = 18.02 kg/kmol

Massa pendingin = 24,766.29 Kg/jam

Kecepatan mol pendingin = 1,374.76 kmol/jam

Panas yang diserap dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q_1}^{Q_2} dQ_{tot} = \int_{T_1}^{T_2} \sum fp.C_{pp}.dT \dots\dots\dots(3)$$

Integral persamaan (3) :

$$\Delta Q_{tot} = \sum fp.C_{pp} |(T_2 - T_1) \dots\dots\dots(4)$$

Komponen	fp.C <sub>pp</sub> Kj/Jam.K			
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>	D.T <sup>3</sup>
Air	126,551	-54.93	-0.29	0.00
Total	126,551	-54.93	-0.29	0.00

Komponen	integral ∑fp.C <sub>pp</sub> , J/Jam.K			
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>	D.T <sup>4</sup>
Air	126,551	-27.46	-0.10	0.00

$$\Delta Q_{serap} = \sum fp.C_{pp} |(T_2 - T_1) = 2,069,807.29 \text{ Kj/jam}$$

Q serap = Q<sub>cond</sub> = 2,069,807.29 Kj/jam

**5. Beda sushu rerata**

	Hight temp	low temp
Hot fluid	T1	T2
Cold fluid	t2	t1
Δt	T1 - t2 = Δt2	T2 - t1 = Δt1

	Hight temp	low temp
Hot fluid	373.00	308.00
Cold fluid	323.00	303.00
Δt	50.00	5.00

$$(\Delta t) = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 19.54 \text{ K}$$

## 6. Koefisien perpindahan panas gabungan kotor

Dipilih dari tabel 8 Kern.D.Q. "Process Heat Transfer". Hal 840.

TABLE 8. APPROXIMATE OVERALL DESIGN COEFFICIENTS  
Values include total dirt factors of 0.003 and allowable pressure drops of 5 to 10 psi on the controlling stream  
Coolers

Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Water	Water	250-500§
Methanol	Water	250-500§
Ammonia	Water	250-500§
Aqueous solutions	Water	250-500§
Light organics*	Water	75-150
Medium organics†	Water	50-125
Heavy organics‡	Water	5-75
Gases	Water	2-50¶
Water	Brine	100-200
Light organics	Brine	40-100

Untuk sistem air dan gas,  $U_d$  75 - 150 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.oF.

Dipilih  $U_d = 150.00$  Btu/jam.ft<sup>2</sup>.oF

$$U_d = 45 \frac{\text{Btu}}{\text{jam. ft}^2 \cdot \text{oF}} \times \frac{0,005678 \text{ Kj/s.m}^2 \cdot \text{K}}{\text{Btu/jam. ft}^2 \cdot \text{oF}} = 0.8517 \text{ Kj/s.m}^2 \cdot \text{K}$$

## 6. Alat penukar panas

a. Luas perpindahan panas

$$A = \frac{Q_{tot}}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}$$

Keterangan :

- A = Luas perpindahan kalor, m<sup>2</sup>
- $Q_{tot}$  = Beban panas kondensor parsial, Kj/jam
- $U_d$  = Koefisien perpindahan panas, Kj/s.m<sup>2</sup>.K
- $\Delta T_{LMTD}$  = Log perbedaan suhu rata-rata, K

Maka :

$$A = \frac{19.482864,14 \text{ Kj/jam}}{0,2555 \text{ Kj/s.m}^2 \cdot \text{K} \times 3600 \text{ s/jam} \times 48,3 \text{ K}} = \begin{matrix} 34.54 & \text{m}^2 \\ 371.61 & \text{Ft}^2 \end{matrix}$$

Luas perpindahan panas > 100 ft<sup>2</sup>, jenis alat penukar panas yang digunakan adalah *Heat Exchanger Shell and tube*.

b. Ukuran tube

Menurut Sinnott hal 805, Tube diameter antara 0,625 - 2 in.

Dari tabel.9 Kern,D.Q."Process Heat Transfer" dipilih :

Diameter luar tube (Odt) = 0.75 in = 0.01905 m

Dari tabel.10 Kern, BWG = 18.

Diameter dalam tube (Idt) = 0.65 in = 0.01656 m

APPENDIX OF CALCULATION DATA

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft <sup>2</sup>		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401

c. Panjang tube

Menurut Sinnott hal 805, panjang standar tube 6, 8, 12, 16, 20, 24 ft.

Dipilih panjang tube = 12.00 ft = 3.66 m

d. Jumlah tube

Jumlah tube dipilih dari Tabel.9 Kern."Process Heat Transfer". Pada Triangular Pitch, Odt = 0,75 in, Pt = 0,9375 in.

¾ in. OD tubes on 1½/16-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18
10	62	56	47	42	36
12	109	98	86	82	78
13½/4	127	114	96	90	86
15½/4	170	160	140	136	128
17½/4	239	224	194	188	178
19½/4	301	282	252	244	234
21½/4	361	342	314	306	290



23 3/4	442	420	386	378	364
25	532	506	468	446	434
27	637	602	550	536	524
29	721	692	640	620	594
31	847	822	766	722	720
33	974	938	878	852	826
35	1102	1068	1004	988	958
37	1240	1200	1144	1104	1072
39	1377	1330	1258	1248	1212

Jumlah tube dihitung dari persamaan :

$$Nt = \frac{A}{\pi \cdot odt \cdot L} = 157.84 \text{ buah}$$

Dipilih : Jumlah tube (Nt) = 160.00  
Diameter dalam shell (ids) = 15.25 in  
= 0.3874 m  
Passes = 2.00

e. Ud terkoreksi

$$A_{\text{terkoreksi}} = \pi \cdot odt \cdot L \cdot Nt = 35.01 \text{ m}^2$$

$$= 376.70 \text{ ft}^2$$

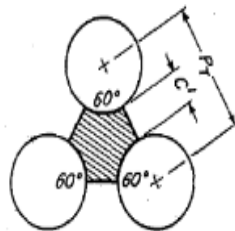
$$Ud_{\text{terkoreksi}} = \frac{Q_{\text{tot}}}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta T_{L_{MTD}}}$$

$$Ud_{\text{terkoreksi}} = 0.8402 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K}$$

$$= 147.97 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

(Masih dalam batas 75-150 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F)

f. Pitch tube & clearence



Pitch tube 25% lebih besar dari diameter luar tube.

$$Pt = 1,25 \times odt = 1,25 \times 0,75 \text{ in} = 0.9375 \text{ in}$$

$$= 0.0238 \text{ m}$$

Clearence (C) merupakan selisih antara pitch tube dengan diameter luar tube.

$$C' = Pt - odt$$

$$C' = 0.1875 \text{ in}$$

$$C' = 0.004763 \text{ m}$$

g. Jarak antar baffle

Jarak antar baffle :

$$B = \frac{Ids}{1} = 15.25 \text{ in} = 0.3874 \text{ m}$$

$$= 1.2708 \text{ ft}$$

h. Diameter ekuivalen

Untuk susunan triangular pitch, diameter ekuivalen dihitung dengan persamaan :

$$De = \frac{4 \times \left( \frac{1}{2} Pt \times 0,86 \cdot Pt - \frac{1}{2} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot OD^2 \right)}{\frac{1}{2} \pi \cdot OD} = 0.0136 \text{ m}$$

$$= 0.0445 \text{ ft}$$

$$= 0.5338 \text{ in}$$

h. Luas aliran shell

$$as = \frac{IDs \cdot C \cdot B}{Pt} = 46.51 \text{ in}^2$$

$$= 0.3230 \text{ ft}^2$$

$$= 0.0300 \text{ m}^2$$

## 7. Route fluida

Fluida panas dialirkan di dalam tube, dan fluida dingin dialirkan kedalam shell.

## 8. Koefisien perpindahan panas gabungan bersih

Dihitung dari persamaan Kern. "Process Heat Transfer" :

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho} \dots\dots\dots(9)$$

$$hio = hi \frac{Idt}{Odt} \dots\dots\dots(10)$$

$$hi = \frac{kt}{Idt} \times 0,027 \times \left( \frac{Idt \times Gt}{\mu mix} \right)^{0,8} \times \left( \frac{Cpt \times \mu mix}{kt} \right)^{1/3} \dots\dots\dots(11)$$

$$ho = \frac{ks}{r} \times 0,36 \times \left( \frac{De \times Gs}{r} \right)^{0,55} \times \left( \frac{Cps \times \mu s}{r} \right)^{1/3} \dots\dots\dots(12)$$

$De \quad \backslash \quad \mu s \quad / \quad \backslash \quad ks \quad /$

Keterangan :

- Uc : Koefisien perpindahan gabungan bersih (Kj/m<sup>2</sup>.s.K)
- Ud : Koefisien perpindahan gabungan kotor (Kj/m<sup>2</sup>.s.K)
- hio : Koefisien perpindahan panas luar pipa tube (Kj/m<sup>2</sup>.s.K)
- hi : Koefisien perpindahan panas dalam pipa tube (Kj/m<sup>2</sup>.s.K)
- ho : Koefisien perpindahan panas dalam shell (Kj/m<sup>2</sup>.s.K)
- Rd : Foling factor (m<sup>2</sup>.s.K/Kj)
- kt : Konduktifitas termal fluida di tube (Kj/m<sup>2</sup>.s.K)
- Di : Diameter dalam pipa tube (m)
- Gt : Fluks massa di tube (Kg/s.m<sup>2</sup>)
- μt : Viskositas fluida di tube (Kg/m.s)
- Cpt : Kapasitas panas fluida di tube (Kj/kg.K)
- μs : Viskositas fluida di shell (Kg/m.s)
- ks : Konduktifitas termal fluida di shell (Kj/m<sup>2</sup>.s.K)
- De : Diameter ekuivalen shell (m)
- Gs : Fluks massa di shell (Kg/s.m<sup>2</sup>)
- Cps : Kapasitas panas fluida di shell (Kj/kg.K)
- Cps : Kapasitas panas fluida di shell (Kj/kg.K)

**a. Menghitung hi dan hio**

- Fluida di tube = Fluida panas
- Odt = 0.75 in = 0.01905 m
- Idt = 0.652 in = 0.01656 m
- n = 2.00 Pass
- Nt = 160.00
- wt = 6,027.48 kg/jam

Viskositas gas :

Viskositas ditinjau pada suhu rerata :

- T1 = 373.00 K
- T2 = 308.00 K
- T rerata = 340.50 K

Komponen	Kg/jam	wi	μi, Kg/m.s	wi.μi
CH3Cl	5,683.85	0.94	1.25.E-05	1.17.E-05
H <sub>2</sub> O	343.64	0.06	1.07.E-05	6.12.E-07
Total	6,027.48	1.00		1.24.E-05

μt = 1.24.E-05 Kg/m.s

- Luas aliran

$$at' = \frac{\pi}{4} Idt^2 = 0.0002153 \text{ m}^2$$

$$at = \frac{Nt \times at'}{n} = 0.0172235 \text{ m}^2$$

- Flux massa

$$Gt = \frac{wt}{at} = \frac{349,956.21 \text{ Kg/jam.m}^2}{97.21 \text{ kg/s.m}^2}$$

- Bilangan reynold

$$Ret = \frac{Idt \times Gt}{\mu t} = 130,319.27$$

- Kapasitas panas gas

Ditinjau pada suhu rerata :

$$T \text{ rerata} = 340.50 \text{ K}$$

Komponen	fi, kmol/jam	Cpi, Kj/kmol.K	fi.Cpi, Kj/jam.K
CH3Cl	112.58	97.02	10,922.20
H <sub>2</sub> O	19.08	33.88	646.26
Total	131.65		11,568.46

$$C_{pt} = \frac{\sum fi \cdot Cpi}{wt} = 1.92 \text{ Kj/kg.K}$$

- Konduktifitas termal gas

Ditinjau pada suhu rerata :

$$T \text{ rerata} = 340.50 \text{ K}$$

Komponen	Kg/jam	wi	ki, Kj/s.m.K	wi.ki
CH3Cl	5,683.85	0.94	1.36.E-05	1.28.E-05
H <sub>2</sub> O	343.64	0.06	2.23.E-05	1.27.E-06
Total	6,027.48	1.00		1.41.E-05

$$kt = 1.41.E-05 \text{ Kj/s.m.K}$$

Dari persamaan (7) :

$$h_i = \frac{kt}{Idt} \times 0,027 \times \left( \frac{Idt \times Gt}{\mu t} \right)^{0,8} \times \left( \frac{Cpt \times \mu t}{kt} \right)^{1/3} = \begin{matrix} 0.34 & \text{Kj/s.m}^2.\text{K} \\ 59.37 & \text{Btu/j.ft}^2.\text{°F} \end{matrix}$$

Dari persamaan (6) :

$$h_{io} = h_i \frac{Idt}{Odt} = 0.29304 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} = 51.61 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

### b. Menghitung ho

Fluida di shell	=	Fluida dingin	
ws	=	24,766.29 Kg/jam	= 6.88 Kg/s
Ids	=	0.387350 m	
De	=	0.013559 m	
Pt	=	0.023813 m	
C'	=	0.004763 m	
B	=	0.387350 m	
as	=	0.030008 m <sup>2</sup>	

- Viskositas cair

Ditinjau pada suhu rerata :

t1	=	303.00 K
t2	=	323.00 K
t rerata	=	313.00 K

Komponen	kg/jam	wi	μi, kg/m.s	wi/μi
H <sub>2</sub> O	24,766.29	1.00	6.65.E-04	6.65.E-04
Total	24,766.29	1.00		6.65.E-04

$$\mu_s = 6.65.E-04 \text{ Kg/m.s}$$

- Kapasitas panas cair

Ditinjau pada suhu rerata :

t rerata	=	313.00 K
----------	---	----------

Komponen	fi, kmol/jam	Cpi, Kj/kmol.K	fi.Cpi, Kj/jam.K
H <sub>2</sub> O	1,374.76	75.27	103,477.03
Total	1,374.76		103,477.03

∇ fi Cpi

$$Cps = \frac{LJ \cdot \mu \mu}{ws} = 4.18 \text{ Kj/kg.K}$$

- Konduktifitas cair

Ditinjau pada suhu rerata :

$$t \text{ rerata} = 313.00 \text{ K}$$

Komponen	kg/jam	wi	ki, Kj/s.m.K	wi/ki
H <sub>2</sub> O	24,766.29	1.00	3.02.E-03	3.02.E-03
Total	24,766.29	1.00		3.02.E-03

$$ks = 3.02.E-03 \text{ Kj/s.m.K}$$

- Flux massa

$$Gs = \frac{ws}{as} = \frac{825,322.6 \text{ Kg/jam.m}^2}{229.26 \text{ kg/s.m}^2}$$

- Bilangan Reynold

$$Res = \frac{De \times Gs}{\mu s} = 4,671.79 \text{ (Turbulen)}$$

Dari persamaan (8) :

$$ho = \frac{ks}{De} \times 0,36 \times \left( \frac{De \times Gs}{\mu s} \right)^{0,55} \times \left( \frac{Cps \times \mu s}{ks} \right)^{1/3} = \begin{matrix} 8.14 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} \\ 1,433.94 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F} \end{matrix}$$

Sehingga dari persamaan (5) didapat :

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho} = \begin{matrix} 0.28285 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} \\ 49.82 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \end{matrix}$$

### 9. Dirt resistance/Dirt factor

$$Uc = 0.28285 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K}$$

$$Ud \text{ terkoreksi} = 0.84019 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K}$$

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud} = 0.53200 \text{ s.m}^2.\text{K/Kj} = 0.03021 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

$$\text{Faktor pengotor terhitung} = 0.03021 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

## 10. Pressure drop

### a. Pressure drop pada tube dihitung dari persamaan 7.45 & 7.46 Kern :

Fluida di tube berupa hasil uap MD-01.

$$\Delta Pt = \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot Idt \cdot s} \dots\dots\dots(7.45)$$

$$\Delta Pr = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} \dots\dots\dots(7.46)$$

pressure drop pada tube :  $\Delta P_T = \Delta Pt + \Delta Pr$

- L = 12.00 ft
- n = 2.00
- Idt = 0.652 in = 0.016561 m
- wt = 6,027.48 kg/jam
- Nt = 160.00
- Ret = 130,319.27
- Gt = 349,956.21 Kg/jam.m<sup>2</sup> = 71,563.03 lb/jam.ft<sup>2</sup>
- Suhu rerata tube = 340.50 K

- Faktor friksi di tube :

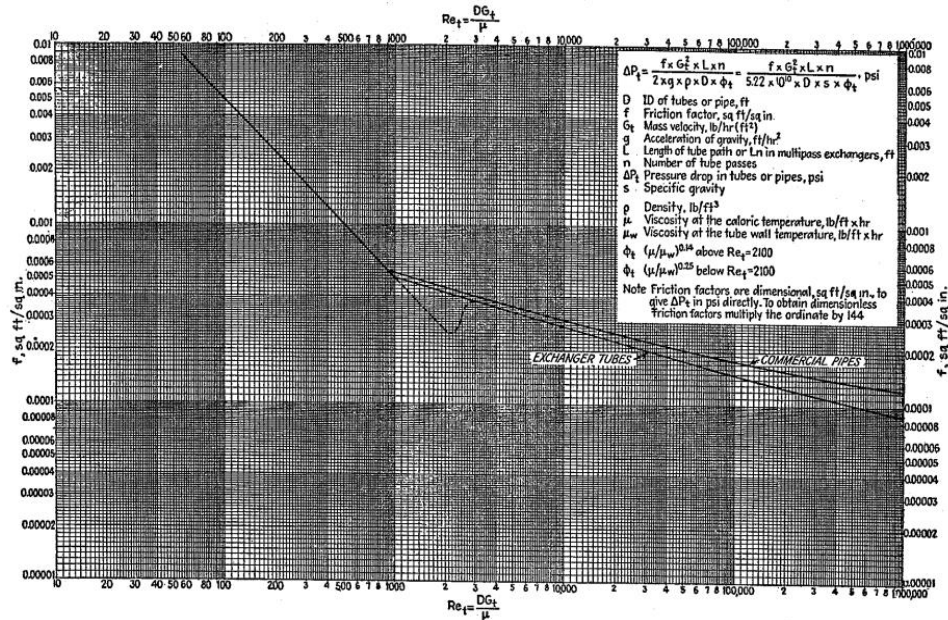


FIG. 26. Tube-side friction factors. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Dari fig 26 Kern.D.Q. Ret = 130,319.27 didapat faktor friksi, f = 0.00011

- menghitung s pada suhu rerata di tube :  $s = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho \text{ udara}} = \frac{\rho \text{ campuran}}{1,2}$

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam
CH3Cl	5,683.85	112.58
H <sub>2</sub> O	343.64	19.08
Total	6,027.48	131.65

$$BM \text{ mix} = \frac{kg/jam}{kmol/jam} = 45.78 \text{ kg/kmol}$$

diketahui :

P = 9.90 atm = 1,003.12 kPa

R = 8.314 kPa.m<sup>3</sup>/kmol.K

T = 340.50 K

$$\rho \text{ mix} = \frac{BM \text{ mix} \times P}{R \times T} = 16.223 \text{ kg/m}^3$$

sehingga, s = 13.5

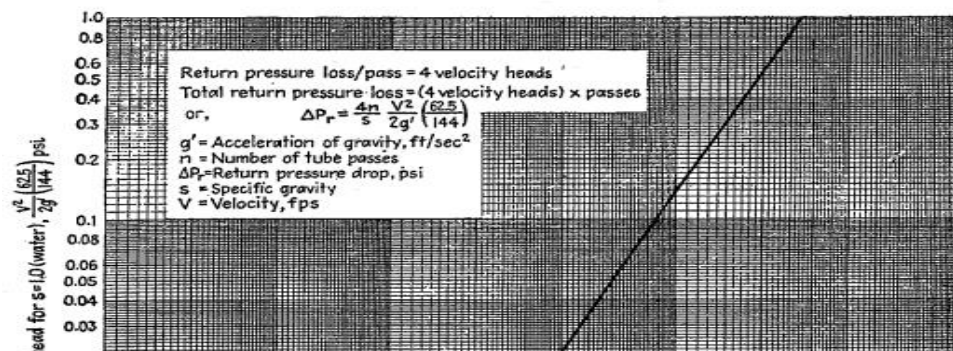
sehingga :

$$\Delta Pt = \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot Idt \cdot s} =$$

$$\Delta Pt = 0.0004 \text{ psi}$$

$$= 0.000024 \text{ atm}$$

- Menghitung ΔPr:





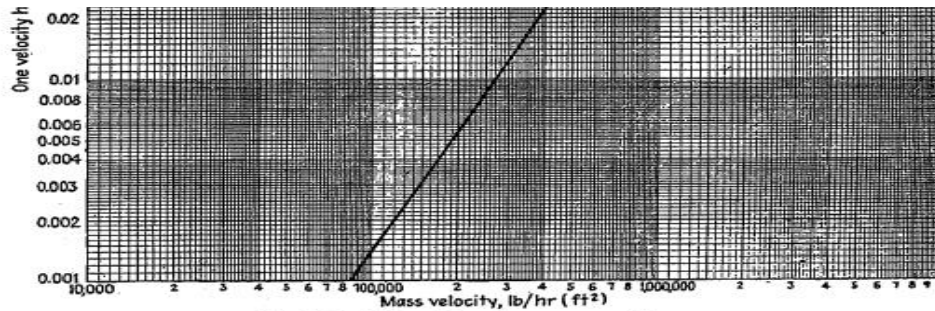


FIG. 27. Tube-side return pressure loss.

Pada fig.27 Kern hal 837. pada flux mass sebesar : 71,563.03 lb/jam.ft<sup>2</sup>

$$\text{Didapat : } \frac{v^2}{2g} = 0.0050$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} = \begin{matrix} 0.0030 & \text{psi} \\ 0.0002 & \text{atm} \end{matrix}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r =$$

$$\Delta P_T = \quad 0.0033 \quad \text{psi} \quad = \quad 0.0002 \quad \text{atm}$$

Pressure drop diizinkan 10 psi (Kern.D.Q hal 153).

**b. Pressure drop pada shell dihitung dari persamaan 7.44 Kern :**

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot I_d s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s}$$

Ids	=	15.2500	in	=	1.2708	ft
L	=	12.0000	ft			
B	=	15.2500	in	=	1.2708	ft
De	=	0.0136	m	=	0.0445	ft
as	=	0.0300	m <sup>2</sup>	=	0.3228	ft <sup>2</sup>
ws	=	24,766.29	kg/jam			
Res	=	4,671.79				
Gs	=	825,322.6	kg/jam.m <sup>2</sup>	=	168,771.36	lb/jam.ft <sup>2</sup>
suhu rerata shell	=	313.00	K			

- menghitung jumlah baffle (N+1) = L/B :

$$(N + 1) = \frac{24ft}{3,08ft} = \begin{matrix} 9.44 \\ 8.00 \end{matrix} \quad (\text{terbilang})$$

- Faktor friksi :

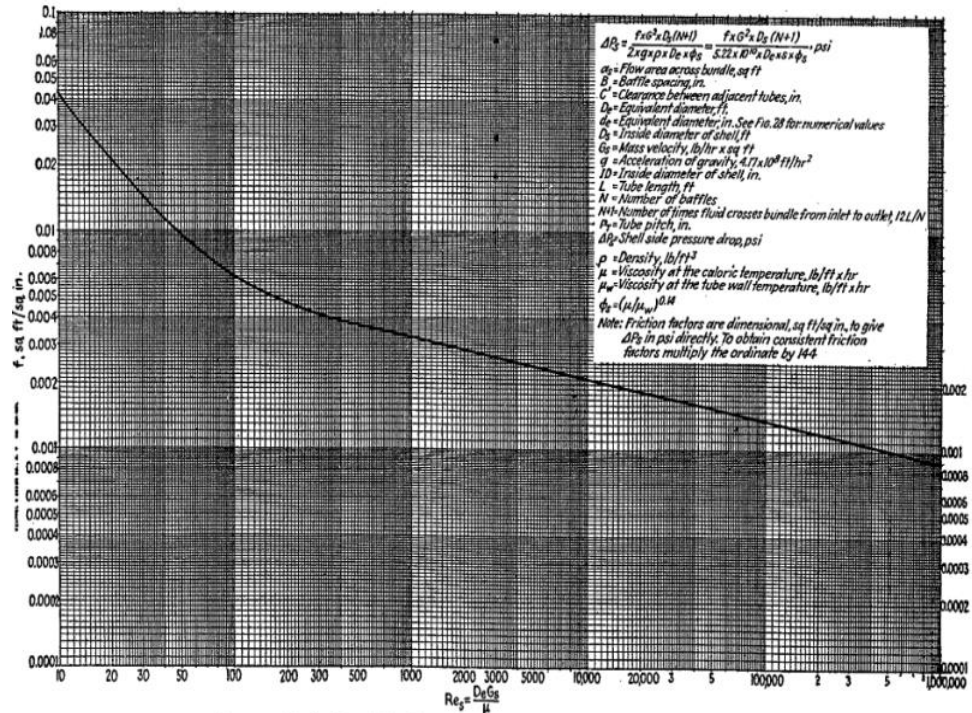


FIG. 29. Shell-side friction factors for bundles with 25% cut segmental baffles.

Dari fig 29 Kern.D.Q. Res = 4,671.79 didapat faktor friksi = 0.0021

- densitas fluida

ditinjau pada suhu rerata : 313.00 K

Komponen	kg/jam	wi	$\rho_i$ , kg/m <sup>3</sup>	wi. $\rho_i$
H <sub>2</sub> O	24,766.29	1.00	1,013.78	1,013.78

$$\rho_t = 1,013.78 \text{ kg/m}^3$$

- menghitung s :

$$s = \frac{\rho_{\text{air}} \cdot p_d \cdot T_{\text{rerata}}}{\rho_{\text{air}}} = 1.01$$

maka :

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s} =$$

$$\Delta P_s = \begin{array}{ll} 0.26 & \text{psi} \\ 0.02 & \text{atm} \end{array}$$

Pressure drop diizinkan 10 psi (Kern.D.Q hal 153).

## RINGKASAN CONDENSER 1 (CD-01)

Alat : Condenser 1  
Kode : CD-01  
Tugas : Mengembunkan hasil atas AB-01

Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

### 1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt)	=	0.7500	in
Diameter dalam (Idt)	=	0.6520	in
Jumlah tube	=	160.0000	buah
Passes	=	2.0000	
Panjang tube	=	12.0000	ft
	=	3.6574	m
Pitch (Pt)	=	0.9375	in
Clearence (C')	=	0.1875	in
Diameter dalam shell (ids)	=	15.2500	in
	=	0.3874	m
Jarak baffle (B)	=	15.2500	in
Jumlah baffle (N+1)	=	8.0000	buah
Diameter ekuivalen (De)	=	0.5338	in
Susunan tube	=	triangular	pitch

### 2. Fluida panas

Suhu masuk	=	373.0000	K
Suhu keluar	=	308.0000	K
Massa fluida panas	=	6,027.48	Kg/jam
Pressure drop tube	=	0.0002	atm

### 3. Fluida dingin

Suhu masuk	=	303.0000	K
Suhu keluar	=	323.0000	K
Massa fluida dingin	=	24,766.29	Kg/jam
Pressure drop shell	=	0.0176	atm

### 4. Koefisien perpindahan panas

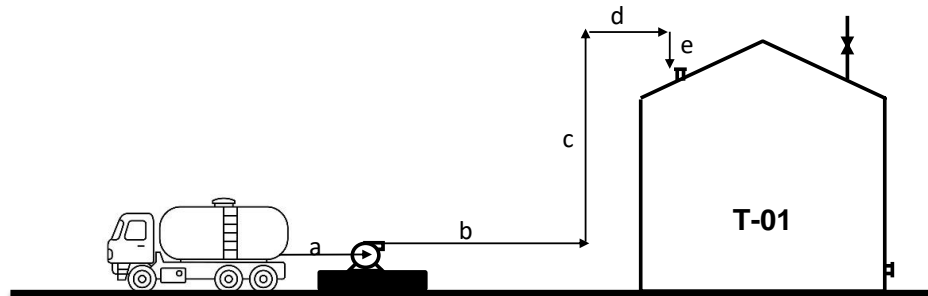
Uc	=	0.2829	Kj/s.m <sup>2</sup> .K =	49.8159	Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	=	0.8402	Kj/s.m <sup>2</sup> .K =	147.9732	Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Rd hitung	=	5.3200	s.m <sup>2</sup> .K/Kj =	0.0302	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu

## POMPA 1 (P-01)

Tugas : Mengalirkan cairan dari tangki mobil ke T-01

Jenis : Pompa sentrifugal, single stage

Sketsa :



### 1. Bahan yang dipompa

Suhu = 303 K

Komponen	BM	% wt
H <sub>2</sub> O	18.015	0.020000
CH <sub>3</sub> OH	32.042	0.980000
Total		1

#### - Titik 1 (suction)

head titik 1, z1 (cairan di mobil ke datum) = 1 m  
 pressure titik 1, P1 = 1 atm  
 temperature titik 1, T1 = 303 K

#### - Titik 2 (Discharge)

head titik 2 = Tinggi shell T-01  
 Tinggi shell T-01 = 10.8422876 m  
 head titik 2, z2 = 10.8422876 m  
 pressure titik 2, P2 = 1 atm  
 temperature titik 2, T2 = 303 K

### 2. Kapasitas pompa

**- densitas cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	T <sub>c</sub> (Kelvin)	n
H <sub>2</sub> O	0.34710	0.274	647.13	0.28571
CH <sub>3</sub> OH	0.27197	0.27192	512.58	0.23310

Bahan yang dipompa = kebutuhan make-up + absorben AB-01  
ditinjau pada = 303 K

Komponen	kg/jam	w <sub>i</sub>	ρ <sub>i</sub> , kg/m <sup>3</sup>	w <sub>i</sub> /ρ <sub>i</sub>
H <sub>2</sub> O	79.932	0.020000	1023.01299	1.955E-05
CH <sub>3</sub> OH	3916.644	0.980000	782.806688	0.00125191
Total	3996.575	1		0.00127146

$$\rho = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}} = 786.500136 \text{ kg/m}^3$$

Bahan baku dibeli dari PT. Badak NGL, Bontang, Kalimantan Timur dengan transportasi kapal dengan waktu shipping 7 hari.

Dirancang T-01 diisi kembali 7 hari dari waktu pembelian.

Komponen	Kg/jam	% wt	kmol/jam	x <sub>i</sub>
H <sub>2</sub> O	79.932	0.020000	4.43694196	0.03502712
CH <sub>3</sub> OH	3916.644	0.980000	122.234691	0.96497288
Total	3996.575	1	126.671633	1

$$\begin{aligned} \text{bahan yang dipompa} &= 7 \text{ hari} \times 3996.575 \text{ kg/jam} \\ &= 671424.678 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{dirancang waktu pengisian penuh T-01} = 12 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{kecepatan massa bahan} &= \text{bahan yang dipompa} / \text{waktu pengisian} \\ &= 55952.0565 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Diketahui :

$$G = 55952.057 \text{ kg/jam}$$

$$Q = \frac{G}{\rho_i} = \begin{matrix} 71.1405554 \text{ m}^3/\text{jam} & 1.18567592 \text{ m}^3/\text{menit} \\ 0.01976127 \text{ m}^3/\text{s} & 313.220009 \text{ gall}/\text{menit} \end{matrix}$$

### 3. Bilangan reynold

$$Re = \frac{ID \times G}{at' \times \mu}$$

diketahui :

$$G = \begin{matrix} 55952.057 \text{ Kg}/\text{jam} \\ 15.5422379 \text{ kg}/\text{s} \end{matrix}$$

#### - viskositas campuran

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\eta_{liq}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-1.02.E+01	1.79.E+03	1.77.E-02	-1.26.E-05
CH <sub>3</sub> OH	-9.06.E+00	1.25.E+03	2.24.E-02	-2.35.E-05

ditinjau pada = 303 K

Komponen	kg/jam	wi	$\mu_i$ , cP	wi. $\mu_i$
H <sub>2</sub> O	79.932	0.02	8.18.E-01	2.45.E-02
CH <sub>3</sub> OH	3916.644	0.98	5.06.E-01	1.94.E+00
Total	3996.57547	1		1.96.E+00

$$\mu_{mix} = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\mu_i}} = \begin{matrix} 5.1.E-01 \text{ cP} \\ 5.10.E-04 \text{ kg}/\text{m.s} \end{matrix}$$

#### - pemilihan pipa

diameter optimum pipa dihitung dari persamaan 5.14 Sinnott hal 269 :

$$d_{i, optimum} = 0,664 \cdot G^{0,51} \cdot \rho^{-0,36}$$

Keterangan :

G : Laju alir, kg/s  
 ρ : Densitas, kg/m<sup>3</sup>

Diketahui :

G = 15.5422379 kg/s  
 ρ = 786.500136 kg/m<sup>3</sup>

maka :

di, optimum = 0.23506201 m = 9.25440982 in  
 pipa standar dari tabel 11 Kern.D.Q :

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	
½	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
¾	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
¾	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 ¼	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 ½	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 ¾	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 ½	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	3.655	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

Dipilih :

IPS = 10 in  
 OD = 10.75 in = 0.2731 m  
 Schedule no = 40  
 ID = 10.02 in = 0.2545 m



Flow area,  $at'$  = 78.8 in<sup>2</sup> = 0.0508 m<sup>2</sup>  
 maka :

$$Re = \frac{ID \times G}{at' \times \mu} = 152,607.07 \text{ (Turbulen)}$$

#### 4. Head pump

Head pump merupakan penjumlahan antara static head dan dynamic head. Static head meliputi difference elevation dan head of liquid (Sinnott hal 257)

##### a. Static head

diketahui :

$z_1$  = 1 m  
 $z_2$  = 10.8422876 m  
 $P_1$  = 1 atm = 101325 kg/m.s<sup>2</sup>  
 $P_2$  = 1 atm = 101325 kg/m.s<sup>2</sup>  
 $\rho$  = 786.500136 kg/m<sup>3</sup>  
 $g$  = 9.82 m/s<sup>2</sup>

Difference elevation,  $\Delta z$  = 9.842 m

$$\text{Head of liquid} = \frac{P_2 - P_1}{\rho \times g} = 0.00000 \text{ m}$$

Total static head = Difference elevation + Head of liquid = 9.842 m

##### b Dynamic head

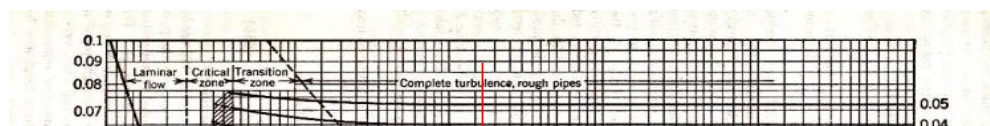
###### - kecepatan fluida :

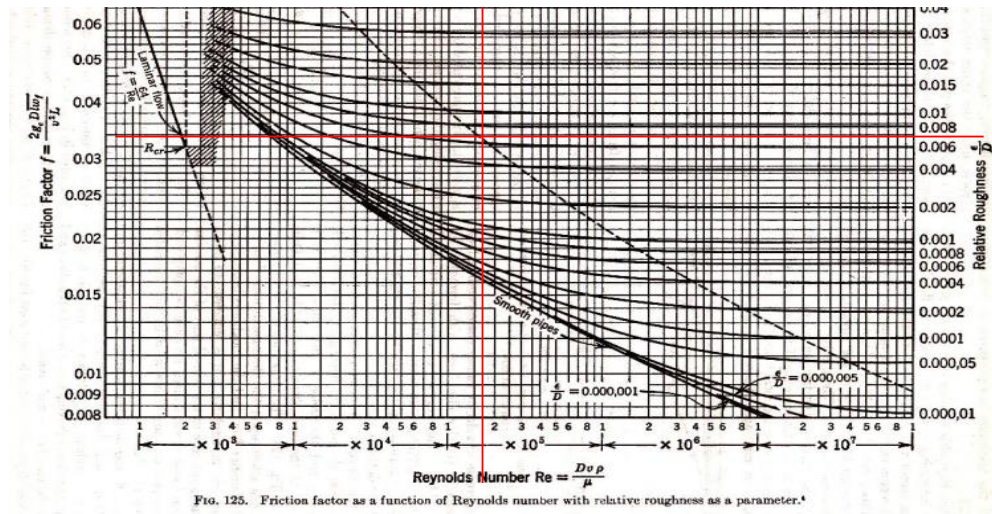
diketahui :

$at'$  = 0.0508 m<sup>2</sup>  
 $g$  = 9.82 m/s<sup>2</sup>  
 $\rho$  = 786.500 kg/m<sup>3</sup>  
 $G$  = 15.5422379 kg/s

$$u = \frac{G}{at' \times \rho} = 0.38870587 \text{ m/s}$$

###### - factor friction pipe





Faktor friction didapat dari fig 125 GG.Brown hal 140 pada garis operasi complete turbulen.

Dengan  $Re = 152,607.1$  Didapat :  
 $f = 0.034$

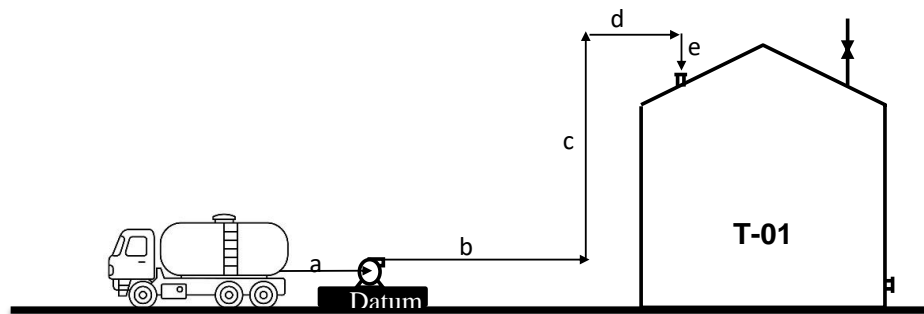
-panjang pipa

**Table 5.3.** Pressure Loss in Pipe Fittings and Valves (for Turbulent Flow)

Fitting or Valve	K, Number of Velocity Heads	Number of Equivalent Pipe Diameters
45° standard elbow	0.35	15
45° long radius elbow	0.2	10
90° standard radius elbow	0.6-0.8	30-40
90° standard long elbow	0.45	23
90° square elbow	1.5	75
Tee-entry from leg	1.2	60
Tee-entry into leg	1.8	90
Union and coupling	0.04	2
Sharp reduction (tank outlet)	0.5	25
Sudden expansion (tank inlet)	1.0	50
Gate valve		
fully open	0.15	7.5
1/4 open	16	800
1/2 open	4	200
3/4 open	1	40
Globe valve, bevel seat-		
fully open	6	300
1/2 open	8.5	450
Globe valve, plug disk-		
fully open	9	450
1/2 open	36	1800
1/4 open	112	5600
Plug valve - open	0.4	18

Fitting Valve	jumlah	No of Eq pipe diameter	total
Sharp reduction	1	25	25

90° standard radius elbow	3	40	120
Globe valve, bevel seat full open	1	300	300
Sudden expansion	1	50	50
Total fitting	6		495



Panjang pipa lurus a	=	1.5	m
Panjang pipa lurus b	=	3	m
Panjang pipa lurus c	=	10.8422876	m
Panjang pipa lurus d	=	1.5	m

Dirancang panjang pipa lurus = a + b + c + d	=	16.8422876	m
head loss = Number of equivalent pipe diameter x id	=	125.98146	m
panjang pipa total = panjang pipa lurus + head loss	=	142.823748	m

### - pressure drop in pipe

Dihitung dari persamaan 5.31a Sinnott hal 246 :

$$\Delta P_p = 8 \cdot f \cdot \frac{L}{d_i} \cdot \frac{\rho \cdot u^2}{2}$$

Keterangan :

$\Delta P_p$	:	Pressure drop in pipe, Kg/m.s <sup>2</sup>
f	:	Friction factor
L	:	Panjang pipa total, m
$d_i$	:	Diameter dalam pipa, m
$\rho$	:	Densitas fluida, kg/m <sup>3</sup>
u	:	Kecepatan fluida, m/s

diketahui :

f	=	0.034
L	=	142.823748 m
$d_i$	=	0.2545 m

$$\begin{aligned} \rho &= 786.500 \text{ kg/m}^3 \\ u &= 0.38870587 \text{ m/s} \\ \Delta P_p &= 8 \cdot f \cdot \frac{L}{d_i} \cdot \frac{\rho \cdot u^2}{2} = 9069.40711 \text{ kg/m.s}^2 \\ &= 0.08950809 \text{ atm} \end{aligned}$$

#### - Dynamic head

Diketahui :

$$\begin{aligned} \Delta P_p &= 9069.40711 \text{ kg/m.s}^2 \\ \rho &= 786.500 \text{ kg/m}^3 \\ g &= 9.82 \text{ m/s}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Dynamic head} = \frac{\Delta P_p}{\rho \cdot g} = 1.17427173 \text{ m}$$

$$\text{Head pump} = \text{Static head} + \text{Dynamic head} = 11.017 \text{ m}$$

#### 5. Net positive suction head (NPSH)

Dihitung dari persamaan 5.7 Sinnott hal 258 :

$$\text{NPSH avail} = \frac{P}{\rho \cdot g} + H - \frac{P_f}{\rho \cdot g} - \frac{P_v}{\rho \cdot g}$$

keterangan :

- NPSH avail : NPSH tersedia di pump suction, m
- P : Tekanan diatas cairan dalam vessel, m
- H : Tinggi cairan diatas pump suction, m
- P<sub>f</sub> : Pressure loss di suction piping, kg/m.s<sup>2</sup>
- P<sub>v</sub> : Pressure vapor cairan di pump suction, kg/m.s<sup>2</sup>
- ρ : Densitas cairan, kg/m<sup>3</sup>
- g : Percepatan gravitasi, m/s<sup>2</sup>

#### - Tinggi cairan diatas pump suction

$$\begin{aligned} z_1 &= 1 \text{ m} \\ z_2 &= 10.8422876 \text{ m} \\ H = z_1 &= 1 \text{ m} \end{aligned}$$

#### - Pressure vapor

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

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

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = constants for each component

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound  
 T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	2.99.E+01	-3.15.E+03	-7.30.E+00	2.42.E-09	1.81.E-06
CH <sub>3</sub> OH	4.56.E+01	-3.24.E+03	-1.40.E+01	6.64.E-03	-1.05.E-13

ditinjau pada = 303 K  
 $P_v = 0.20237951 \text{ atm} = 20506.1036 \text{ kg/m.s}^2$

Komponen	kmol/jam	xi	P <sup>o</sup> i, atm	ki	yi = ki.xi
H <sub>2</sub> O	0.00194433	0.06064623	0.04156777	0.20539517	0.01245644
CH <sub>3</sub> OH	0.03011588	0.93935377	0.21288524	1.05191105	0.98811661
Total	0.03206021	1			1.00057305

diketahui :

$P = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ kg/m.s}^2$   
 $H = 1 \text{ m}$   
 $P_f = \Delta P_p = 0.08950809 \text{ atm} = 9069.40711 \text{ kg/m.s}^2$   
 $P_v = 0.20237951 \text{ atm} = 20506.1036 \text{ kg/m.s}^2$   
 $\rho = 786.500 \text{ kg/m}^3$   
 $g = 9.820 \text{ m/s}^2$

$$NPSH \text{ avail} = \frac{P}{\rho \cdot g} + H - \frac{P_f}{\rho \cdot g} - \frac{P_v}{\rho \cdot g} = 10.2898462 \text{ m}$$

- **NPSH require**

Dihitung dari persamaan 7.15 Walas hal 133 :

$$NPSH \text{ require} = \left( \frac{N_s \times Q^{0.5}}{S} \right)^{4/3}$$

Keterangan :

NPSH require : NPSH diperlukan, ft  
 N<sub>s</sub> : RPM (Revolution per menit)  
 Q : Laju alir volume, gal/menit (US)  
 S : Spesifik speed

$Q = 71.1405554 \text{ m}^3/\text{jam}$   
 $313.160725 \text{ gpm}$   
 N<sub>s</sub> untuk centrifugal = 4000 (Sinnott hal 244)  
 S untuk pompa single stage = 7900 (Walas hal 133)

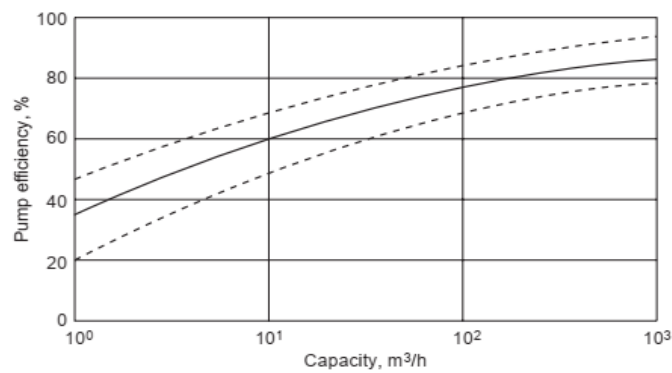
maka :

$$NPSH\ require = \left( \frac{Ns \times Q^{0,5}}{S} \right)^{4/3} = \begin{matrix} 18.6103865 \text{ ft} \\ 5.67389833 \text{ m} \end{matrix}$$

NPSH available > NPSH require, sehingga pompa aman dari kavitasi.

## 6. Tenaga pompa

- efisiensi pompa Sinnot hal 625)



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Capacity, G = 71.1405554 m<sup>3</sup>/jam 313.231866 Gpm  
 Didapat efisinesi = 80 %

tenaga pompa dihitung dengan persamaan :

$$g \cdot \Delta z + \frac{\Delta P}{\rho} - \frac{\Delta P_p}{\rho} - W = 0 \quad (\text{Sinnot hal 251})$$

keterangan :

g : percepatan grafitasi, m/s<sup>2</sup>  
 Δz : perbedaan elevasi, m  
 ΔP : pernbedaan tekanan, kg/m.s<sup>2</sup>  
 ΔP<sub>p</sub> : pressure drop in pipe, kg/m.s<sup>2</sup>  
 ρ : densitas, kg/m<sup>3</sup>  
 W : kerja yang diberikan ke fluida, J/kg

diketahui :

g = 9.82 m/s<sup>2</sup>  
 Δz = -9.8422876 m  
 ΔP = 0.000 kg/m.s<sup>2</sup>  
 ΔP<sub>p</sub> = 9069.40711 kg/m.s<sup>2</sup>  
 ρ = 786.500 kg/m<sup>3</sup>

maka :

$$W = g \cdot \Delta z + \frac{\Delta P}{\rho} - \frac{\Delta P_p}{\rho} = \begin{array}{l} -108.18261 \text{ J/kg} \\ -6010.6259 \text{ Watt} \end{array} \quad (\text{tanda (-) membutuhkan kerja})$$

$$\begin{array}{l} 1 \text{ j/kg} = 55,56 \text{ Watt} \\ 1 \text{ watt} = 0,00134 \text{ HP} \end{array}$$

$$\text{maka tenaga pompa terhitung} = 8.05423877 \text{ HP}$$

$$\text{tenaga pompa aktual} = \frac{W}{\text{efisiensi}} = 10.0677985 \text{ HP}$$

motor standar :

*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.

$$\text{Dipilih power motor} = 10 \text{ HP}$$

### Ringkasan Pompa 1 (P-01)

Alat = Pompa 1  
Kode = P-01  
Tugas = Mengalirkan cairan dari tangki mobil ke T-01  
Jenis = Centrifugal pump, single stage

Kapasitas = 71.1405554 m<sup>3</sup>/jam  
Efisiensi = 80 %

Ukuran pipa :

IPS = 10.00 in  
OD = 10.75 in  
Schedule no = 40.00  
ID = 10.02 in

Fitting valve :

Fitting Valve	jumlah
Sharp reduction	1
90° standard radius elbow	3
Globe valve, bevel seat full open	1
Sudden expansion	1
Total fitting	6

NPSH available = 10.2898462 m  
NPSH require = 5.67389833 m  
Tenaga motor = 10 HP

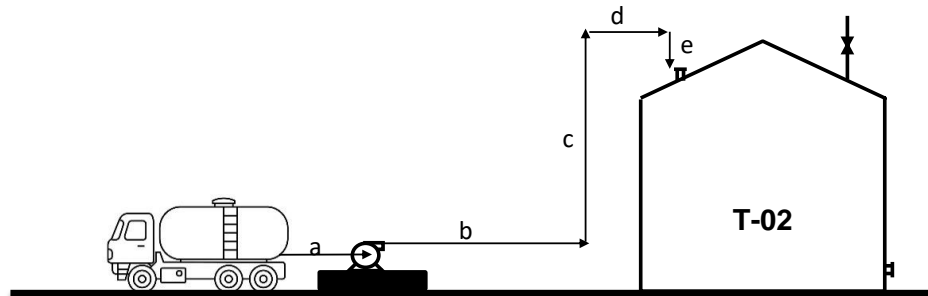


## POMPA 2 (P-02)

Tugas : Mengalirkan cairan dari tangki mobil ke T-02

Jenis : Pompa sentrifugal, single stage

Sketsa :



### 1. Bahan yang dipompa

Suhu = 303 K

Komponen	BM	% wt
H <sub>2</sub> O	18.015	0.670000
HCl	36	0.330000
Total		1

#### - Titik 1 (suction)

head titik 1, z1 (cairan di mobil ke datum) = 1 m  
 pressure titik 1, P1 = 1 atm  
 temperature titik 1, T1 = 303 K

#### - Titik 2 (Discharge)

head titik 2 = Tinggi shell T-01 = 12.4748135 m  
 head titik 2, z2 = 12.4748135 m  
 pressure titik 2, P2 = 1 atm  
 temperature titik 2, T2 = 303 K

### 2. Kapasitas pompa

**- densitas cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	T <sub>c</sub> (Kelvin)	n
H <sub>2</sub> O	0.34710	0.274	647.13	0.28571
HCl	0.44134	0.26957	324.65	0.31870

Bahan yang dipompa = kebutuhan make-up + absorben AB-01  
ditinjau pada = 303 K

Komponen	kg/jam	w <sub>i</sub>	ρ <sub>i</sub> , kg/m <sup>3</sup>	w <sub>i</sub> /ρ <sub>i</sub>
H <sub>2</sub> O	11927.961	0.670000	1023.01299	0.00065493
HCl	5874.966	0.330000	767.326239	0.00043006
Total	17802.927	1		0.00108499

$$\rho = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}} = 921.664983 \text{ kg/m}^3$$

Bahan baku dibeli dari PT. Assahimas, Cilegon dengan transportasi kapal dengan waktu shiping 7 hari.

Dirancang T-01 diisi kembali 7 hari dari waktu pembelian.

Komponen	Kg/jam	% wt	kmol/jam	x <sub>i</sub>
H <sub>2</sub> O	11927.961	0.670000	662.112747	0.80427388
HCl	5874.966	0.330000	161.130137	0.19572612
Total	17802.927	1	823.242885	1

$$\begin{aligned} \text{bahan yang dipompa} &= 7 \text{ hari} \times 17802.927 \text{ kg/jam} \\ &= 2990891.75 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{dirancang waktu pengisian penuh T-01} = 24 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{kecepatan massa bahan} &= \text{bahan yang dipompa} / \text{waktu pengisian} \\ &= 124620.49 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Diketahui :

$$G = 124620.490 \text{ kg/jam}$$

$$Q = \frac{G}{\rho_i} = \begin{matrix} 135.212351 \text{ m}^3/\text{jam} & 2.25353919 \text{ m}^3/\text{menit} \\ 0.03755899 \text{ m}^3/\text{s} & 595.317447 \text{ gall}/\text{menit} \end{matrix}$$

### 3. Bilangan reynold

$$Re = \frac{ID \times G}{at' \times \mu}$$

diketahui :

$$G = \begin{matrix} 124620.490 \text{ Kg}/\text{jam} \\ 34.6168027 \text{ kg}/\text{s} \end{matrix}$$

#### - viskositas campuran

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\eta_{liq}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-1.02.E+01	1.79.E+03	1.77.E-02	-1.26.E-05
HCl	-1.52.E+00	1.95.E+02	3.07.E-03	-1.38.E-05

ditinjau pada = 303 K

Komponen	kg/jam	wi	$\mu_i$ , cP	wi. $\mu_i$
H <sub>2</sub> O	11927.961	0.67	8.18.E-01	8.19.E-01
HCl	5874.966	0.33	6.21.E-02	5.31.E+00
Total	17802.9271	1		6.13.E+00

$$\mu_{mix} = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\mu_i}} = \begin{matrix} 1.6.E-01 \text{ cP} \\ 1.63.E-04 \text{ kg}/\text{m.s} \end{matrix}$$

#### - pemilihan pipa

diameter optimum pipa dihitung dari persamaan 5.14 Sinnott hal 269 :

$$d_{i, optimum} = 0,664 \cdot G^{0,51} \cdot \rho^{-0,36}$$

Keterangan :

G : Laju alir, kg/s  
 ρ : Densitas, kg/m<sup>3</sup>

Diketahui :

G = 34.6168027 kg/s  
 ρ = 921.664983 kg/m<sup>3</sup>

maka :

di, optimum = 0.31627344 m = 12.4517102 in

pipa standar dari tabel 11 Kern.D.Q :

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	
½	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
¾	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
¾	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 ¼	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 ½	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 ¾	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 ½	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	3.655	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

Dipilih :

IPS = 14 in  
 OD = 14 in = 0.3556 m  
 Schedule no = 30  
 ID = 13.25 in = 0.3366 m

Flow area,  $at'$  = 138 in<sup>2</sup> = 0.0890 m<sup>2</sup>  
 maka :

$$Re = \frac{ID \times G}{at' \times \mu} = 802,324.5 \text{ (Turbulen)}$$

#### 4. Head pump

Head pump merupakan penjumlahan antara static head dan dynamic head. Static head meliputi difference elevation dan head of liquid (Sinnot hal 257)

##### a. Static head

diketahui :

$z_1$  = 1 m  
 $z_2$  = 12.4748135 m  
 $P_1$  = 1 atm = 101325 kg/m.s<sup>2</sup>  
 $P_2$  = 1 atm = 101325 kg/m.s<sup>2</sup>  
 $\rho$  = 921.664983 kg/m<sup>3</sup>  
 $g$  = 9.82 m/s<sup>2</sup>

Difference elevation,  $\Delta z$  = 11.475 m

$$\text{Head of liquid} = \frac{P_2 - P_1}{\rho \times g} = 0.000 \text{ m}$$

Total static head = Difference elevation + Head of liquid = 11.475 m

##### b Dynamic head

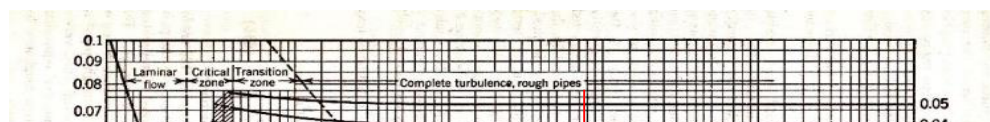
###### - kecepatan fluida :

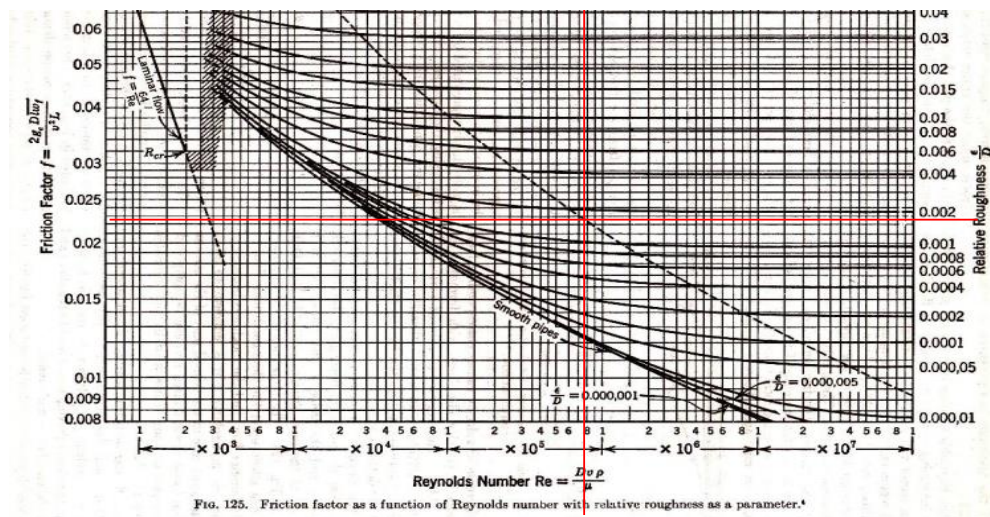
diketahui :

$at'$  = 0.0890 m<sup>2</sup>  
 $g$  = 9.82 m/s<sup>2</sup>  
 $\rho$  = 921.665 kg/m<sup>3</sup>  
 $G$  = 34.6168027 kg/s

$$u = \frac{G}{at' \times \rho} = 0.42185903 \text{ m/s}$$

###### - factor friction pipe





Faktor friction didapat dari fig 125 GG.Brown hal 140 pada garis operasi complete turbulen.

Dengan  $Re = 802,324.5$  Didapat :  
 $f = 0.023$

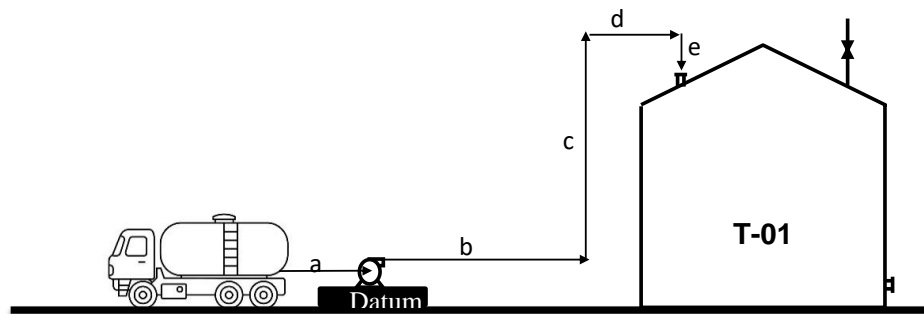
-panjang pipa

**Table 5.3.** Pressure Loss in Pipe Fittings and Valves (for Turbulent Flow)

Fitting or Valve	K, Number of Velocity Heads	Number of Equivalent Pipe Diameters
45° standard elbow	0.35	15
45° long radius elbow	0.2	10
90° standard radius elbow	0.6-0.8	30-40
90° standard long elbow	0.45	23
90° square elbow	1.5	75
Tee-entry from leg	1.2	60
Tee-entry into leg	1.8	90
Union and coupling	0.04	2
Sharp reduction (tank outlet)	0.5	25
Sudden expansion (tank inlet)	1.0	50
Gate valve		
fully open	0.15	7.5
1/4 open	16	800
1/2 open	4	200
3/4 open	1	40
Globe valve, bevel seat		
fully open	6	300
1/2 open	8.5	450
Globe valve, plug disk		
fully open	9	450
1/2 open	36	1800
1/4 open	112	5600
Plug valve - open	0.4	18

Fitting Valve	jumlah	No of Eq pipe diameter	total
Sharp reduction	1	25	25

90° standard radius elbow	3	40	120
Globe valve, bevel seat full open	1	300	300
Sudden expansion	1	50	50
Total fitting	6		495



Panjang pipa lurus a	=	1.5	m
Panjang pipa lurus b	=	3	m
Panjang pipa lurus c	=	12.4748135	m
Panjang pipa lurus d	=	1.5	m

Dirancang panjang pipa lurus = a + b + c + d	=	18.4748135	m
head loss = Number of equivalent pipe diameter x id	=	166.59225	m
panjang pipa total = panjang pipa lurus + head loss	=	185.067063	m

### - pressure drop in pipe

Dihitung dari persamaan 5.31a Sinnott hal 246 :

$$\Delta P_p = 8 \cdot f \cdot \frac{L}{d_i} \cdot \frac{\rho \cdot u^2}{2}$$

Keterangan :

$\Delta P_p$	:	Pressure drop in pipe, Kg/m.s <sup>2</sup>
f	:	Friction factor
L	:	Panjang pipa total, m
$d_i$	:	Diameter dalam pipa, m
$\rho$	:	Densitas fluida, kg/m <sup>3</sup>
u	:	Kecepatan fluida, m/s

diketahui :

f	=	0.023
L	=	185.067063 m
$d_i$	=	0.3366 m

$$\begin{aligned} \rho &= 921.665 \text{ kg/m}^3 \\ u &= 0.42185903 \text{ m/s} \\ \Delta P_p &= 8 \cdot f \cdot \frac{L}{d_i} \cdot \frac{\rho \cdot u^2}{2} = 8298.03273 \text{ kg/m.s}^2 \\ &= 0.08189522 \text{ atm} \end{aligned}$$

#### - Dynamic head

Diketahui :

$$\begin{aligned} \Delta P_p &= 8298.03273 \text{ kg/m.s}^2 \\ \rho &= 921.665 \text{ kg/m}^3 \\ g &= 9.82 \text{ m/s}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Dynamic head} = \frac{\Delta P_p}{\rho \cdot g} = 0.9168337 \text{ m}$$

$$\text{Head pump} = \text{Static head} + \text{Dynamic head} = 12.392 \text{ m}$$

#### 5. Net positive suction head (NPSH)

Dihitung dari persamaan 5.7 Sinnott hal 258 :

$$\text{NPSH avail} = \frac{P}{\rho \cdot g} + H - \frac{P_f}{\rho \cdot g} - \frac{P_v}{\rho \cdot g}$$

keterangan :

- NPSH avail : NPSH tersedia di pump suction, m
- P : Tekanan diatas cairan dalam vessel, m
- H : Tinggi cairan diatas pump suction, m
- P<sub>f</sub> : Pressure loss di suction piping, kg/m.s<sup>2</sup>
- P<sub>v</sub> : Pressure vapor cairan di pump suction, kg/m.s<sup>2</sup>
- ρ : Densitas cairan, kg/m<sup>3</sup>
- g : Percepatan gravitasi, m/s<sup>2</sup>

#### - Tinggi cairan diatas pump suction

$$\begin{aligned} z_1 &= 1 \text{ m} \\ z_2 &= 12.4748135 \text{ m} \\ H = z_1 &= 1 \text{ m} \end{aligned}$$

#### - Pressure vapor

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

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

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = constants for each component



A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound  
 T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	2.99.E+01	-3.15.E+03	-7.30.E+00	2.42.E-09	1.81.E-06
HCl	4.56.E+01	-3.24.E+03	-1.40.E+01	6.64.E-03	-1.05.E-13

ditinjau pada = 303 K  
 $P_v = 0.05998977 \text{ atm} = 6078.46318 \text{ kg/m.s}^2$

Komponen	kmol/jam	xi	P <sup>o</sup> <sub>i</sub> , atm	ki	yi = ki.xi
H <sub>2</sub> O	0.04464468	0.89266552	0.04156777	0.6929144	0.61854079
HCl	0.0053681	0.10733448	2.13.E-01	3.54869255	0.38089709
Total	0.05001277	1			0.99943788

diketahui :

$P = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ kg/m.s}^2$   
 $H = 1 \text{ m}$   
 $P_f = \Delta P_p = 0.08189522 \text{ atm} = 8298.03273 \text{ kg/m.s}^2$   
 $P_v = 0.05998977 \text{ atm} = 6078.46318 \text{ kg/m.s}^2$   
 $\rho = 921.665 \text{ kg/m}^3$   
 $g = 9.820 \text{ m/s}^2$

$$NPSH \text{ avail} = \frac{P}{\rho \cdot g} + H - \frac{P_f}{\rho \cdot g} - \frac{P_v}{\rho \cdot g} = 10.6067732 \text{ m}$$

**- NPSH require**

Dihitung dari persamaan 7.15 Walas hal 133 :

$$NPSH \text{ require} = \left( \frac{N_s \times Q^{0.5}}{S} \right)^{4/3}$$

Keterangan :

NPSH require : NPSH diperlukan, ft  
 N<sub>s</sub> : RPM (Revolution per menit)  
 Q : Laju alir volume, gal/menit (US)  
 S : Spesifik speed

$Q = 135.212351 \text{ m}^3/\text{jam}$   
 $595.204771 \text{ gpm}$   
 N<sub>s</sub> untuk centrifugal = 4000 (Sinnott hal 244)  
 S untuk pompa single stage = 7900 (Walas hal 133)

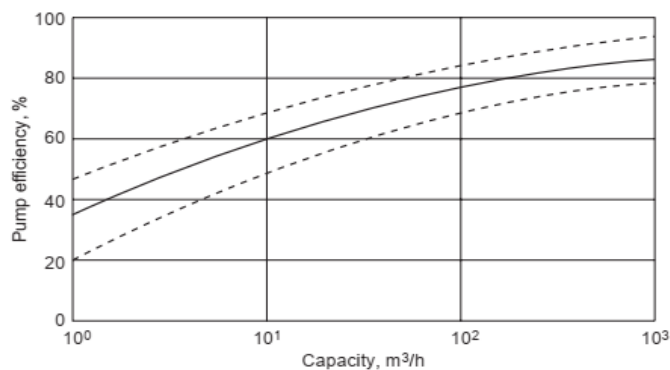
maka :

$$NPSH\ require = \left( \frac{Ns \times Q^{0,5}}{S} \right)^{4/3} = \begin{matrix} 28.5553926 \text{ ft} \\ 8.70591238 \text{ m} \end{matrix}$$

NPSH available > NPSH require, sehingga pompa aman dari kavitasi.

## 6. Tenaga pompa

- efisiensi pompa Sinnot hal 625)



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Capacity, G = 135.212351 m<sup>3</sup>/jam 595.339983 Gpm  
 Didapat efisinesi = 80 %

tenaga pompa dihitung dengan persamaan :

$$g \cdot \Delta z + \frac{\Delta P}{\rho} - \frac{\Delta P_p}{\rho} - W = 0 \quad (\text{Sinnot hal 251})$$

keterangan :

g : percepatan grafitasi, m/s<sup>2</sup>  
 Δz : perbedaan elevasi, m  
 ΔP : pernbedaan tekanan, kg/m.s<sup>2</sup>  
 ΔP<sub>p</sub> : pressure drop in pipe, kg/m.s<sup>2</sup>  
 ρ : densitas, kg/m<sup>3</sup>  
 W : kerja yang diberikan ke fluida, J/kg

diketahui :

g = 9.82 m/s<sup>2</sup>  
 Δz = -11.474813 m  
 ΔP = 0.000 kg/m.s<sup>2</sup>  
 ΔP<sub>p</sub> = 8298.03273 kg/m.s<sup>2</sup>  
 ρ = 921.665 kg/m<sup>3</sup>

maka :

$$W = g \cdot \Delta z + \frac{\Delta P}{\rho} - \frac{\Delta P_p}{\rho} = \begin{matrix} -121.68598 & \text{J/kg} \\ -6760.8728 & \text{Watt} \end{matrix} \quad (\text{tanda (-) membutuhkan kerja})$$

$$\begin{aligned} 1 \text{ j/kg} &= 55,56 \text{ Watt} \\ 1 \text{ watt} &= 0,00134 \text{ HP} \end{aligned}$$

$$\text{maka tenaga pompa terhitung} = 9.05956955 \text{ HP}$$

$$\text{tenaga pompa aktual} = \frac{W}{\text{efisiensi}} = 11.3244619 \text{ HP}$$

motor standar :

*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.

$$\text{Dipilih power motor} = 15 \text{ HP}$$

### Ringkasan Pompa 2 (P-02)

Alat = Pompa 2  
Kode = P-02  
Tugas = Mengalirkan cairan dari tangki mobil ke T-02  
Jenis = Centrifugal pump, single stage

Kapasitas = 135.212351 m<sup>3</sup>/jam

Efisiensi = 80 %

Ukuran pipa :

IPS = 14.00 in  
OD = 14.00 in  
Schedule no = 30.00  
ID = 13.25 in

Fitting valve :

Fitting Valve	jumlah
Sharp reduction	1
90° standard radius elbow	3
Globe valve, bevel seat full open	1
Sudden expansion	1
Total fitting	6

NPSH available = 10.6067732 m

NPSH require = 8.70591238 m

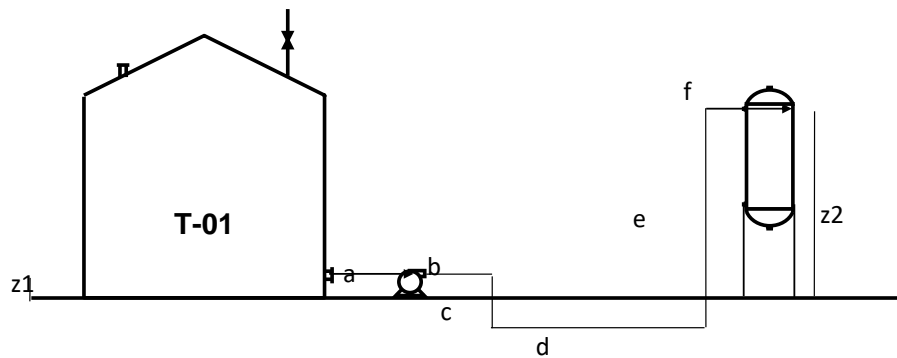
Tenaga motor = 15 HP

### POMPA 3 (P-03)

Tugas : Mengalirkan dan menaikkan tekanan cairan dari T-01 ke R-01

Jenis : Pompa sentrifugal, single stage

Perancangan pompa dievaluasi pada kebutuhan mengalirkan cairan di T-01 ke R-01 karena ketinggian R-01 lebih tinggi dari VP-01, SP-01, dan HE-01, maka kebutuhan cairan ke VP-01, SP-01, HE-01 akan tetap steady



#### 1. Bahan yang dipompa

Suhu = 303 K

Komponen	BM	xi	kmol/jam	Kg/jam	% wt
H <sub>2</sub> O	18.015	0.03502712	4.43694196	79.932	0.02
CH <sub>3</sub> OH	32.042	0.96497288	122.234691	3916.644	0.98
Total		1	126.671633	3996.575	1

#### - Titik 1

head titik 1, z1 (tinggi cairan minimum T-01) = 0.3 m  
 pressure titik 1, P1 = 1 atm  
 temperature titik 1, T1 = 303 K

#### - Titik 2

head titik 2 = Tinggi penyangga + tinggi R-01.

tinggi penyangga R-01 = 3 m  
 Tinggi R-01 = 13.9608517 m  
 head titik 2, z2 = 16.9608517 m

pressure titik 2, P2 = 10 atm  
 temperature titik 2, T2 = 573 K

## 2. Kapasitas pompa

### - densitas cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	T <sub>c</sub> (Kelvin)	n
H <sub>2</sub> O	0.34710	0.274	647.13	0.28571
CH <sub>3</sub> OH	0.27197	0.27192	512.58	0.23310

ditinjau pada = 573 K

Komponen	kg/jam	w <sub>i</sub>	ρ <sub>i</sub> , kg/m <sup>3</sup>	w <sub>i</sub> /ρ <sub>i</sub>
H <sub>2</sub> O	79.932	0.02	362.123134	5.523E-05
CH <sub>3</sub> OH	3916.644	0.98	262.410631	0.0037346
Total	3996.575	1		0.00378983

$$\rho = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}} = 263.863757 \text{ kg/m}^3$$

Diketahui :

$$G = 3996.575 \text{ kg/jam}$$

$$Q = \frac{G}{\rho_i} = \begin{matrix} 15.1463601 \text{ m}^3/\text{jam} & 0.25243933 \text{ m}^3/\text{menit} \\ 0.00420732 \text{ m}^3/\text{s} & 66.686899 \text{ gall}/\text{menit} \end{matrix}$$

## 3. Bilangan reynold

$$Re = \frac{ID \times G}{at' \times \mu}$$

diketahui :

$$G = \begin{matrix} 3996.575 \text{ Kg}/\text{jam} \\ 1.11015985 \text{ kg/s} \end{matrix}$$

**- viskositas campuran**

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\eta_{liq}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-1.02.E+01	1.79.E+03	1.77.E-02	-1.26.E-05
CH <sub>3</sub> OH	-9.06.E+00	1.25.E+03	2.24.E-02	-2.35.E-05

ditinjau pada = 573 K

Komponen	kg/jam	wi	$\mu_i$ , cP	wi. $\mu_i$
H <sub>2</sub> O	79.932	0.02	8.41.E-02	2.38.E-01
CH <sub>3</sub> OH	3916.644	0.98	1.70.E-02	5.77.E+01
Total	3996.57547	1		5.80.E+01

$$\mu_{mix} = \frac{\sum wi}{\sum \frac{wi}{\mu_i}} = \frac{1.7.E-02 \text{ cP}}{1.73.E-05 \text{ kg/m.s}}$$

**- pemilihan pipa**

diameter optimum pipa dihitung dari persamaan 5.14 Sinnott hal 269 :

$$d_i, optimum = 0,664 \cdot G^{0,51} \cdot \rho^{-0,36}$$

Keterangan :

G : Laju alir, kg/s

$\rho$  : Densitas, kg/m<sup>3</sup>

Diketahui :

G = 1.11015985 kg/s

$\rho$  = 263.863757 kg/m<sup>3</sup>

maka :

$d_i, optimum = 0.10486803 \text{ m} = 4.12866257 \text{ in}$

pipa standar dari tabel 11 Kern.D.Q :

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
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4

Dipilih :

IPS	=	4	in		
OD	=	4.5	in	=	0.1143 m
Schedule no	=	80			
ID	=	3.826	in	=	0.0972 m
Flow area, at'	=	11.5	in <sup>2</sup>	=	0.0074 m <sup>2</sup>

maka :

$$Re = \frac{ID \times G}{at' \times \mu} = 842,809.69 \text{ (Turbulen)}$$

#### 4. Head pump

Head pump merupakan penjumlahan antara static head dan dynamic head. Static head meliputi difference elevation dan head of liquid (Sinnot hal 257)



**a. Static head**

diketahui :

z1	=	0.3	m		
z2	=	16.9608517	m		
P1	=	1	atm	=	101325 kg/m.s2
P2	=	10	atm	=	1013250 kg/m.s2
ρ	=	263.863757	kg/m3		
g	=	9.82	m/s2		

Difference elevation, Δz = 16.661 m

$$\text{Head of liquid} = \frac{P2 - P1}{\rho \times g} = 351.939 \text{ m}$$

Total static head = Difference elevation + Head of liquid = 368.600 m

**b Dynamic head**

- kecepatan fluida :

diketahui :

at'	=	0.0074	m2
g	=	9.82	m/s2
ρ	=	263.864	kg/m3
G	=	1.11015985	kg/s

$$u = \frac{G}{at' \times \rho} = 0.567075 \text{ m/s}$$

- factor friction pipe

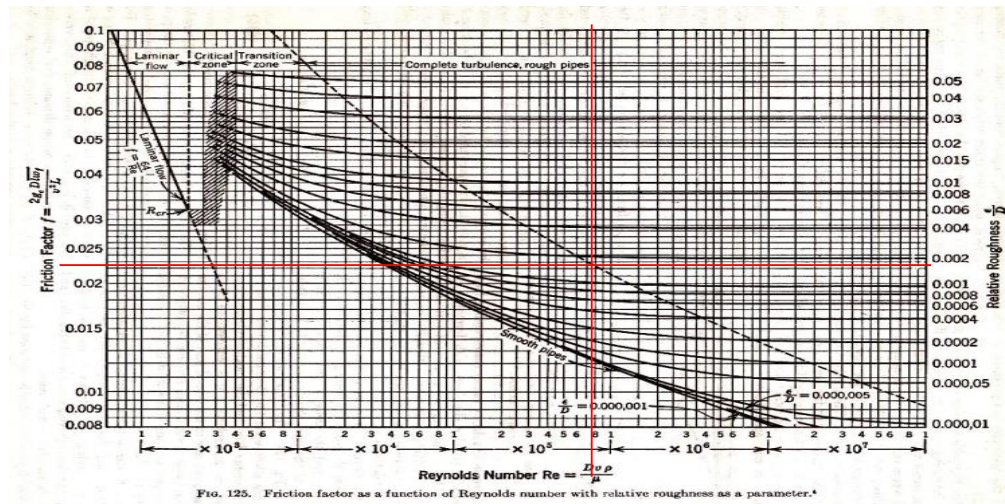


FIG. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.\*

Faktor friction didapat dari fig 125 GG.Brown hal 140 pada garis operasi complete turbulen.

$$\begin{aligned} \text{Dengan Re} &= 842,809.7 & \text{Didapat :} \\ f &= 0.023 \end{aligned}$$

**-panjang pipa**

**Table 5.3.** Pressure Loss in Pipe Fittings and Valves (for Turbulent Flow)

Fitting or Valve	K, Number of Velocity Heads	Number of Equivalent Pipe Diameters
45° standard elbow	0.35	15
45° long radius elbow	0.2	10
90° standard radius elbow	0.6–0.8	30–40
90° standard long elbow	0.45	23
90° square elbow	1.5	75
Tee-entry from leg	1.2	60
Tee-entry into leg	1.8	90
Union and coupling	0.04	2
Sharp reduction (tank outlet)	0.5	25
Sudden expansion (tank inlet)	1.0	50
Gate valve		
fully open	0.15	7.5
1/4 open	16	800
1/2 open	4	200
3/4 open	1	40
Globe valve, bevel seat-		
fully open	6	300
1/2 open	8.5	450
Globe valve, plug disk-		
fully open	9	450
1/2 open	36	1800
1/4 open	112	5600
Plug valve - open	0.4	18

Fitting Valve	jumlah	No of Eq pipe diameter	total
Sharp reduction	1	25	25
90° standard radius elbow	4	40	160
Globe valve, bevel seat full open	1	300	300
Sudden expansion	1	50	50
Total fitting	7		535

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa lurus a} &= 3 \text{ m} \\ \text{Panjang pipa lurus b} &= 3 \text{ m} \\ \text{Panjang pipa lurus c (0,5 + 0,5)} &= 1 \text{ m} \\ \text{Panjang pipa lurus d} &= 50 \text{ m} \\ \text{Panjang pipa lurus e} &= 17.4608517 \text{ m} \\ \text{Panjang pipa lurus f} &= 0.5 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dirancang panjang pipa lurus} &= a + b + c + d + e + f = & 74.9608517 \text{ m} \\ \text{head loss} &= \text{Number of equivalent pipe diameter} \times id = & 51.991514 \text{ m} \\ \text{panjang pipa total} &= \text{panjang pipa lurus} + \text{head loss} = & 126.952366 \text{ m} \end{aligned}$$

### - pressure drop in pipe

Dihitung dari persamaan 5.31a Sinnott hal 246 :

$$\Delta P_p = 8 \cdot f \cdot \frac{L}{d_i} \cdot \frac{\rho \cdot u^2}{2}$$

Keterangan :

$\Delta P_p$	:	Pressure drop in pipe, Kg/m.s <sup>2</sup>
f	:	Friction factor
L	:	Panjang pipa total, m
$d_i$	:	Diameter dalam pipa, m
$\rho$	:	Densitas fluida, kg/m <sup>3</sup>
u	:	Kecepatan fluida, m/s

diketahui :

f	=	0.023
L	=	126.952366 m
$d_i$	=	0.0972 m
$\rho$	=	263.864 kg/m <sup>3</sup>
u	=	0.567075 m/s

$$\begin{aligned} \Delta P_p = 8 \cdot f \cdot \frac{L}{d_i} \cdot \frac{\rho \cdot u^2}{2} &= & 10197.8986 \text{ kg/m.s}^2 \\ &= & 0.10064543 \text{ atm} \end{aligned}$$

### - Dynamic head

Diketahui :

$\Delta P_p$	=	10197.8986 kg/m.s <sup>2</sup>
$\rho$	=	263.864 kg/m <sup>3</sup>
g	=	9.82 m/s <sup>2</sup>

$$\text{Dynamic head} = \frac{\Delta P_p}{\rho \cdot g} = 3.9356771 \text{ m}$$

$$\text{Head pump} = \text{Static head} + \text{Dynamic head} = 372.536 \text{ m}$$

## 5. Net positive suction head (NPSH)

Dihitung dari persamaan 5.7 Sinnott hal 258 :

$$NPSH\ avail = \frac{P}{\rho \cdot g} + H - \frac{P_f}{\rho \cdot g} - \frac{P_v}{\rho \cdot g}$$

keterangan :

- NPSH avail : NPSH tersedia di pump suction, m  
 P : Tekanan diatas cairan dalam vessel, m  
 H : Tinggi cairan diatas pump suction, m  
 P<sub>f</sub> : Pressure loss di suction piping, kg/m.s<sup>2</sup>  
 P<sub>v</sub> : Pressure vapor cairan di pump suction, kg/m.s<sup>2</sup>  
 ρ : Densitas cairan, kg/m<sup>3</sup>  
 g : Percepatan gravitasi, m/s<sup>2</sup>

### - Tinggi cairan diatas pump suction

$$z_1 = 0.3 \text{ m}$$

$$z_2 = 16.9608517 \text{ m}$$

$$H = z_1 = 0.3 \text{ m}$$

### - Pressure vapor

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

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

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	2.99.E+01	-3.15.E+03	-7.30.E+00	2.42.E-09	1.81.E-06
CH <sub>3</sub> OH	4.56.E+01	-3.24.E+03	-1.40.E+01	6.64.E-03	-1.05.E-13

ditinjau pada = 303 K

$$P_v = 0.20237951 \text{ atm} = 20506.1036 \text{ kg/m.s}^2$$

Komponen	kmol/jam	x <sub>i</sub>	P <sup>o</sup> <sub>i</sub> , atm	k <sub>i</sub>	y <sub>i</sub> = k <sub>i</sub> .x <sub>i</sub>
H <sub>2</sub> O	0.00194433	0.06064623	0.04156777	0.20539517	0.01245644
CH <sub>3</sub> OH	0.03011588	0.93935377	0.21288524	1.05191105	0.98811661
Total	0.03206021	1			1.00057305

diketahui :

P	=	1	atm	=	101325	kg/m.s2
H	=	0.3	m			
Pf = ΔPp	=	0.10064543	atm	=	10197.8986	kg/m.s2
Pv	=	0.20237951	atm	=	20506.1036	kg/m.s2
ρ	=	263.864	kg/m3			
g	=	9.820	m/s2			

$$NPSH\ avail = \frac{P}{\rho \cdot g} + H - \frac{Pf}{\rho \cdot g} - \frac{Pv}{\rho \cdot g} = 27.5547762\ m$$

#### - NPSH require

Dihitung dari persamaan 7.15 Walas hal 133 :

$$NPSH\ require = \left( \frac{Ns \times Q^{0.5}}{S} \right)^{4/3}$$

Keterangan :

NPSH require : NPSH diperlukan, ft

Ns : RPM (Revolution per menit)

Q : Laju alir volume, gal/menit (US)

S : Specific speed

Q = 15.1463601 m3/jam  
66.674277 gpm

Ns untuk centrifugal = 4000 (Sinnott hal 244)

S untuk pompa single stage = 7900 (Walas hal 133)

maka :

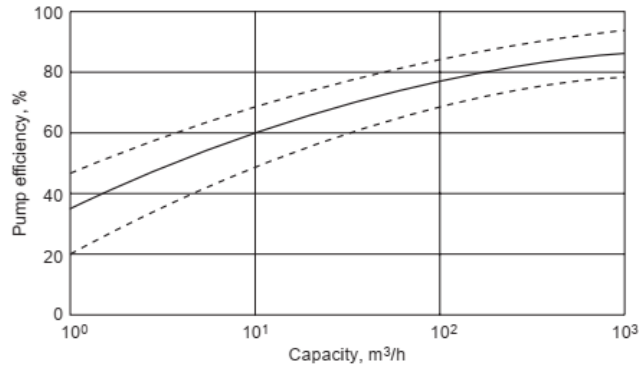
$$NPSH\ require = \left( \frac{Ns \times Q^{0.5}}{S} \right)^{4/3} = 6.63563888\ ft$$

2.02306063 m

NPSH available > NPSH require, sehingga pompa aman dari kavitasi.

## 6. Tenaga pompa

- efisiensi pompa Sinnot hal 625)



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Capacity, G = 15.1463601 m<sup>3</sup>/jam 66.6894233 Gpm  
 Didapat efisinesi = 80 %

tenaga pompa dihitung dengan persamaan :

$$g \cdot \Delta z + \frac{\Delta P}{\rho} - \frac{\Delta P_p}{\rho} - W = 0 \quad (\text{Sinnot hal 251})$$

keterangan :

g : percepatan grafitasi, m/s<sup>2</sup>  
 $\Delta z$  : perbedaan elevasi, m  
 $\Delta P$  : pernbedaan tekanan, kg/m.s<sup>2</sup>  
 $\Delta P_p$  : pressure drop in pipe, kg/m.s<sup>2</sup>  
 $\rho$  : densitas, kg/m<sup>3</sup>  
 W : kerja yang diberikan ke fluida, J/kg

diketahui :

g = 9.82 m/s<sup>2</sup>  
 $\Delta z$  = -16.660852 m  
 $\Delta P$  = -911925 kg/m.s<sup>2</sup>  
 $\Delta P_p$  = 10197.8986 kg/m.s<sup>2</sup>  
 $\rho$  = 263.864 kg/m<sup>3</sup>

maka :

$$W = g \cdot \Delta z + \frac{\Delta P}{\rho} - \frac{\Delta P_p}{\rho} = -3658.3028 \text{ J/kg} \\ -203255.31 \text{ Watt}$$

1 j/kg = 55,56 Watt

1 watt = 0,00134 HP

maka tenaga pompa terhitung = 272.36211 HP

tenaga pompa aktual =  $\frac{W}{\text{efisiensi}}$  = 340.452638 HP

motor standar :

*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 power motor = 350 HP

### Ringkasan Pompa 3 (P-03)

Alat	=	Pompa 3
Kode	=	P-03
Tugas	=	Mengalirkan dan menaikkan tekanan cairan dari T-01 ke R-01
Jenis	=	Centrifugal pump, single stage
Kapasitas	=	15.1463601 m <sup>3</sup> /jam
Efisiensi	=	80 %
Ukuran pipa :		
IPS	=	4.00 in
OD	=	4.50 in
Schedule no	=	80.00
ID	=	3.83 in

Fitting valve :

Fitting Valve	jumlah
Sharp reduction	1
90° standard radius elbow	4
Globe valve, bevel seat full open	1
Sudden expansion	1
Total fitting	7

NPSH available	=	27.5547762 m
NPSH require	=	2.02306063 m
Tenaga motor	=	350 HP

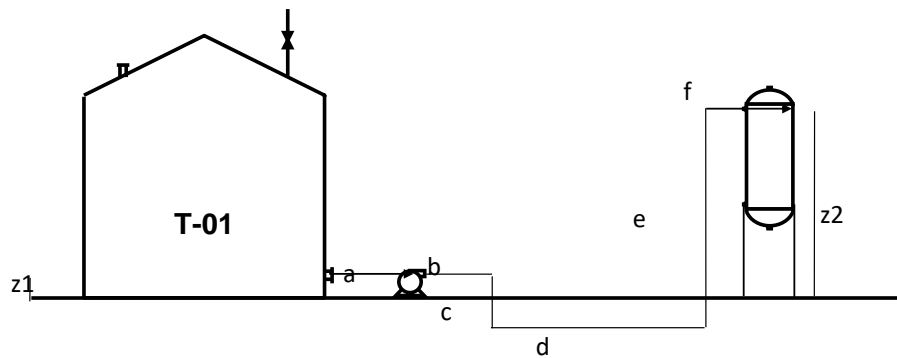


## POMPA 4 (P-04)

Tugas : Mengalirkan dan menaikkan tekanan cairan dari T-02 ke R-01

Jenis : Pompa sentrifugal, single stage

Perancangan pompa dievaluasi pada kebutuhan mengalirkan cairan di T-02 ke R-01 karena ketinggian R-01 lebih tinggi dari VP-02, SP-02, dan HE-02, maka kebutuhan cairan ke VP-02, SP-02, HE-02 akan tetap steady



### 1. Bahan yang dipompa

Suhu = 303 K

Komponen	BM	xi	kmol/jam	Kg/jam	% wt
H <sub>2</sub> O	18.015	0.80427388	662.112747	11927.961	0.67
HCl	36	0.19572612	161.130137	5874.966	0.33
Total		1	823.242885	17802.927	1

#### - Titik 1

head titik 1, z1 (tinggi cairan minimum T-01) = 0.3 m  
 pressure titik 1, P1 = 1 atm  
 temperature titik 1, T1 = 303 K

#### - Titik 2

head titik 2 = Tinggi penyangga + tinggi R-01.

tinggi penyangga R-01 = 3 m  
 Tinggi R-01 = 13.9608517 m  
 head titik 2, z2 = 16.9608517 m

pressure titik 2, P2 = 10 atm  
 temperature titik 2, T2 = 573 K

## 2. Kapasitas pompa

### - densitas cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	T <sub>c</sub> (Kelvin)	n
H <sub>2</sub> O	0.34710	0.274	647.13	0.28571
HCl	0.44134	0.26957	324.65	0.31870

ditinjau pada = 573 K

Komponen	kg/jam	w <sub>i</sub>	ρ <sub>i</sub> , kg/m <sup>3</sup>	w <sub>i</sub> /ρ <sub>i</sub>
H <sub>2</sub> O	0.804	0.80427388	362.123134	0.002221
HCl	0.196	0.19572612	320.606215	0.00061049
Total	1.000	1		0.00283148

$$\rho = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}} = 353.171796 \text{ kg/m}^3$$

Diketahui :

$$G = 17802.927 \text{ kg/jam}$$

$$Q = \frac{G}{\rho_i} = \begin{matrix} 50.4086886 \text{ m}^3/\text{jam} & 0.84014481 \text{ m}^3/\text{menit} \\ 0.01400241 \text{ m}^3/\text{s} & 221.941054 \text{ gall/menit} \end{matrix}$$

## 3. Bilangan reynold

$$Re = \frac{ID \times G}{at' \times \mu}$$

diketahui :

$$G = \begin{matrix} 17802.927 \text{ Kg/jam} \\ 4.94525752 \text{ kg/s} \end{matrix}$$

**- viskositas campuran**

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\eta_{liq}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-1.02.E+01	1.79.E+03	1.77.E-02	-1.26.E-05
HCl	-1.52.E+00	1.95.E+02	3.07.E-03	-1.38.E-05

ditinjau pada = 303 K

Komponen	kg/jam	wi	$\mu_i$ , cP	wi. $\mu_i$
H <sub>2</sub> O	0.804	0.80427388	8.18.E-01	9.84.E-01
HCl	0.196	0.19572612	6.21.E-02	3.15.E+00
Total	1	1		4.13.E+00

$$\mu_{mix} = \frac{\sum wi}{\sum \frac{wi}{\mu_i}} = \frac{2.4.E-01}{2.42.E-04} = 2.4.E-01 \text{ cP}$$

$$= 2.42.E-04 \text{ kg/m.s}$$

**- pemilihan pipa**

diameter optimum pipa dihitung dari persamaan 5.14 Sinnott hal 269 :

$$d_i, optimum = 0,664 \cdot G^{0,51} \cdot \rho^{-0,36}$$

Keterangan :

G : Laju alir, kg/s

$\rho$  : Densitas, kg/m<sup>3</sup>

Diketahui :

G = 4.94525752 kg/s

$\rho$  = 353.171796 kg/m<sup>3</sup>

maka :

$d_i, optimum = 0.18266136 \text{ m} = 7.1913921 \text{ in}$

pipa standar dari tabel 11 Kern.D.Q :

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
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4

Dipilih :

IPS	=	8	in		
OD	=	8.625	in	=	0.2191 m
Schedule no	=	40			
ID	=	7.981	in	=	0.2027 m
Flow area, at'	=	50	in <sup>2</sup>	=	0.0323 m <sup>2</sup>

maka :

$$Re = \frac{ID \times G}{at' \times \mu} = 128,480 \quad (\text{Turbulen})$$

#### 4. Head pump

Head pump merupakan penjumlahan antara static head dan dynamic head. Static head meliputi difference elevation dan head of liquid (Sinnot hal 257)

**a. Static head**

diketahui :

z1	=	0.3	m		
z2	=	16.9608517	m		
P1	=	1	atm	=	101325 kg/m.s2
P2	=	10	atm	=	1013250 kg/m.s2
ρ	=	353.171796	kg/m3		
g	=	9.82	m/s2		

Difference elevation, Δz = 16.661 m

$$\text{Head of liquid} = \frac{P2 - P1}{\rho \times g} = 262.943 \text{ m}$$

Total static head = Difference elevation + Head of liquid = 279.604 m

**b Dynamic head**

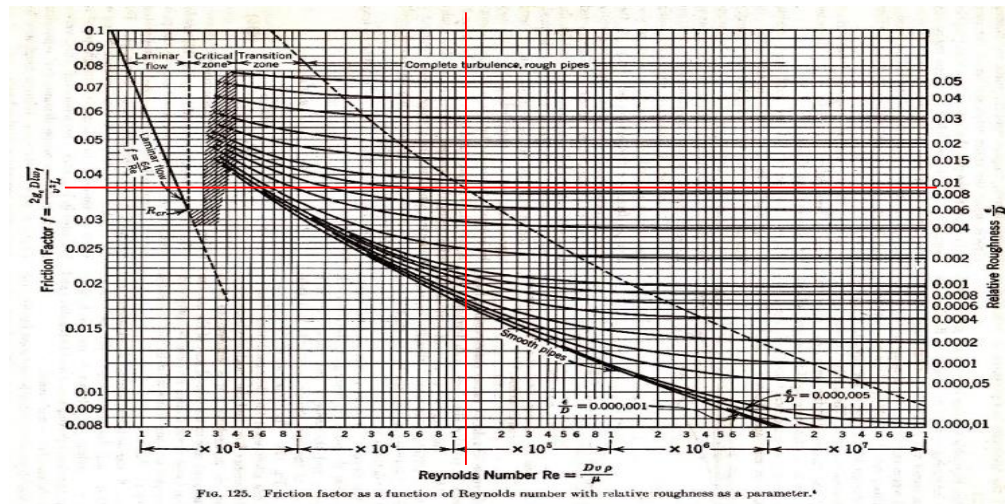
- kecepatan fluida :

diketahui :

at'	=	0.0323	m2
g	=	9.82	m/s2
ρ	=	353.172	kg/m3
G	=	4.94525752	kg/s

$$u = \frac{G}{at' \times \rho} = 0.43407569 \text{ m/s}$$

- factor friction pipe



Faktor friction didapat dari fig 125 GG.Brown hal 140 pada garis operasi complete turbulen.

$$\begin{aligned} \text{Dengan Re} &= 128,480 & \text{Didapat :} \\ f &= 0.038 \end{aligned}$$

**-panjang pipa**

**Table 5.3.** Pressure Loss in Pipe Fittings and Valves (for Turbulent Flow)

Fitting or Valve	K, Number of Velocity Heads	Number of Equivalent Pipe Diameters
45° standard elbow	0.35	15
45° long radius elbow	0.2	10
90° standard radius elbow	0.6–0.8	30–40
90° standard long elbow	0.45	23
90° square elbow	1.5	75
Tee-entry from leg	1.2	60
Tee-entry into leg	1.8	90
Union and coupling	0.04	2
Sharp reduction (tank outlet)	0.5	25
Sudden expansion (tank inlet)	1.0	50
Gate valve		
fully open	0.15	7.5
1/4 open	16	800
1/2 open	4	200
3/4 open	1	40
Globe valve, bevel seat-		
fully open	6	300
1/2 open	8.5	450
Globe valve, plug disk-		
fully open	9	450
1/2 open	36	1800
1/4 open	112	5600
Plug valve - open	0.4	18

Fitting Valve	jumlah	No of Eq pipe diameter	total
Sharp reduction	1	25	25
90° standard radius elbow	4	40	160
Globe valve, bevel seat full open	1	300	300
Sudden expansion	1	50	50
Total fitting	7		535

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa lurus a} &= 3 \text{ m} \\ \text{Panjang pipa lurus b} &= 3 \text{ m} \\ \text{Panjang pipa lurus c (0,5 + 0,5)} &= 1 \text{ m} \\ \text{Panjang pipa lurus d} &= 50 \text{ m} \\ \text{Panjang pipa lurus e} &= 17.4608517 \text{ m} \\ \text{Panjang pipa lurus f} &= 0.5 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dirancang panjang pipa lurus} &= a + b + c + d + e + f = & 74.9608517 \text{ m} \\ \text{head loss} &= \text{Number of equivalent pipe diameter} \times id = & 108.453809 \text{ m} \\ \text{panjang pipa total} &= \text{panjang pipa lurus} + \text{head loss} = & 183.414661 \text{ m} \end{aligned}$$

### - pressure drop in pipe

Dihitung dari persamaan 5.31a Sinnott hal 246 :

$$\Delta P_p = 8 \cdot f \cdot \frac{L}{di} \cdot \frac{\rho \cdot u^2}{2}$$

Keterangan :

$\Delta P_p$	:	Pressure drop in pipe, Kg/m.s <sup>2</sup>
f	:	Friction factor
L	:	Panjang pipa total, m
di	:	Diameter dalam pipa, m
$\rho$	:	Densitas fluida, kg/m <sup>3</sup>
u	:	Kecepatan fluida, m/s

diketahui :

f	=	0.038
L	=	183.414661 m
di	=	0.2027 m
$\rho$	=	353.172 kg/m <sup>3</sup>
u	=	0.43407569 m/s

$$\begin{aligned} \Delta P_p &= 8 \cdot f \cdot \frac{L}{di} \cdot \frac{\rho \cdot u^2}{2} = & 9151.73725 \text{ kg/m.s}^2 \\ & & 0.09032062 \text{ atm} \end{aligned}$$

### - Dynamic head

Diketahui :

$\Delta P_p$	=	9151.73725 kg/m.s <sup>2</sup>
$\rho$	=	353.172 kg/m <sup>3</sup>
g	=	9.82 m/s <sup>2</sup>

$$\text{Dynamic head} = \frac{\Delta P_p}{\rho \cdot g} = 2.63879736 \text{ m}$$

$$\text{Head pump} = \text{Static head} + \text{Dynamic head} = 282.243 \text{ m}$$

## 5. Net positive suction head (NPSH)

Dihitung dari persamaan 5.7 Sinnott hal 258 :

$$NPSH\ avail = \frac{P}{\rho \cdot g} + H - \frac{Pf}{\rho \cdot g} - \frac{Pv}{\rho \cdot g}$$

keterangan :

- NPSH avail : NPSH tersedia di pump suction, m  
 P : Tekanan diatas cairan dalam vessel, m  
 H : Tinggi cairan diatas pump suction, m  
 Pf : Pressure loss di suction piping, kg/m.s<sup>2</sup>  
 Pv : Pressure vapor cairan di pump suction, kg/m.s<sup>2</sup>  
 ρ : Densitas cairan, kg/m<sup>3</sup>  
 g : Percepatan gravitasi, m/s<sup>2</sup>

### - Tinggi cairan diatas pump suction

$$z1 = 0.3 \text{ m}$$

$$z2 = 16.9608517 \text{ m}$$

$$H = z1 = 0.3 \text{ m}$$

### - Pressure vapor

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

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

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	2.99.E+01	-3.15.E+03	-7.30.E+00	2.42.E-09	1.81.E-06
HCl	4.56.E+01	-3.24.E+03	-1.40.E+01	6.64.E-03	-1.05.E-13

ditinjau pada = 303 K

$$Pv = 0.05998977 \text{ atm} = 6078.46318 \text{ kg/m.s}^2$$

Komponen	kmol/jam	xi	P <sup>o</sup> i, atm	ki	yi = ki.xi
H <sub>2</sub> O	0.04464468	0.89266552	4.16.E-02	0.6929144	0.61854079
HCl	0.0053681	0.10733448	2.13.E-01	3.54869255	0.38089709
Total	0.05001277	1			0.99943788



diketahui :

P	=	1	atm	=	101325	kg/m.s2
H	=	0.3	m			
Pf = ΔPp	=	0.09032062	atm	=	9151.73725	kg/m.s2
Pv	=	0.05998977	atm	=	6078.46318	kg/m.s2
ρ	=	353.172	kg/m3			
g	=	9.820	m/s2			

$$NPSH\ avail = \frac{P}{\rho \cdot g} + H - \frac{P_f}{\rho \cdot g} - \frac{P_v}{\rho \cdot g} = 25.1244376\ m$$

**- NPSH require**

Dihitung dari persamaan 7.15 Walas hal 133 :

$$NPSH\ require = \left( \frac{N_s \times Q^{0.5}}{S} \right)^{4/3}$$

Keterangan :

NPSH require : NPSH diperlukan, ft

Ns : RPM (Revolution per menit)

Q : Laju alir volume, gal/menit (US)

S : Specific speed

Q	=	50.4086886	m3/jam
		221.899047	gpm

Ns untuk centrifugal	=	4000	(Sinnot hal 244)
----------------------	---	------	------------------

S untuk pompa single stage	=	7900	(Walas hal 133)
----------------------------	---	------	-----------------

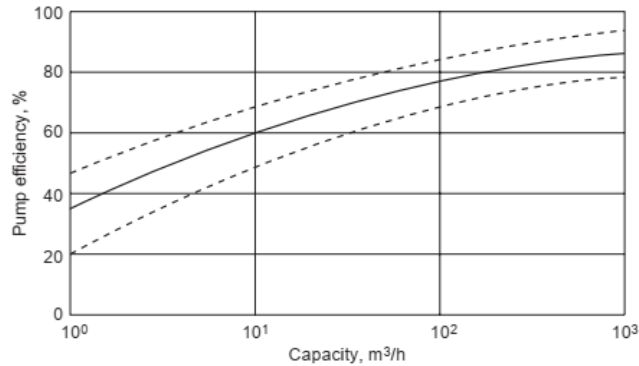
maka :

$$NPSH\ require = \left( \frac{N_s \times Q^{0.5}}{S} \right)^{4/3} = \begin{matrix} 14.7915661\ ft \\ 4.50962381\ m \end{matrix}$$

NPSH available > NPSH require, sehingga pompa aman dari kavitasi.

## 6. Tenaga pompa

- efisiensi pompa Sinnot hal 625)



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Capacity, G = 50.4086886 m<sup>3</sup>/jam 221.949456 Gpm  
 Didapat efisinesi = 80 %

tenaga pompa dihitung dengan persamaan :

$$g \cdot \Delta z + \frac{\Delta P}{\rho} - \frac{\Delta P_p}{\rho} - W = 0 \quad (\text{Sinnot hal 251})$$

keterangan :

g : percepatan gravitasi, m/s<sup>2</sup>  
 $\Delta z$  : perbedaan elevasi, m  
 $\Delta P$  : perbedaan tekanan, kg/m.s<sup>2</sup>  
 $\Delta P_p$  : pressure drop in pipe, kg/m.s<sup>2</sup>  
 $\rho$  : densitas, kg/m<sup>3</sup>  
 W : kerja yang diberikan ke fluida, J/kg

diketahui :

g = 9.82 m/s<sup>2</sup>  
 $\Delta z$  = -16.660852 m  
 $\Delta P$  = -911925 kg/m.s<sup>2</sup>  
 $\Delta P_p$  = 9151.73725 kg/m.s<sup>2</sup>  
 $\rho$  = 353.172 kg/m<sup>3</sup>

maka :

$$W = g \cdot \Delta z + \frac{\Delta P}{\rho} - \frac{\Delta P_p}{\rho} = -2771.6229 \text{ J/kg} \\ -153991.37 \text{ Watt}$$

1 j/kg = 55,56 Watt

1 watt = 0,00134 HP

maka tenaga pompa terhitung = 206.34843 HP

tenaga pompa aktual =  $\frac{W}{\text{efisiensi}}$  = 257.935538 HP

motor standar :

*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 power motor = 300 HP

### Ringkasan Pompa 4 (P-04)

Alat	=	Pompa 4
Kode	=	P-04
Tugas	=	Mengalirkan dan menaikkan tekanan cairan dari T-02 ke R-01
Jenis	=	Centrifugal pump, single stage
Kapasitas	=	50.4086886 m <sup>3</sup> /jam
Efisiensi	=	80 %
Ukuran pipa :		
IPS	=	8.00 in
OD	=	8.63 in
Schedule no	=	40.00
ID	=	7.98 in

Fitting valve :

Fitting Valve	jumlah
Sharp reduction	1
90° standard radius elbow	4
Globe valve, bevel seat full open	1
Sudden expansion	1
Total fitting	7

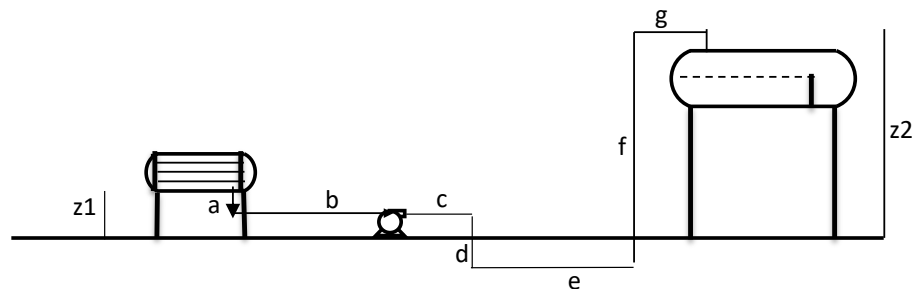
NPSH available	=	25.1244376 m
NPSH require	=	4.50962381 m
Tenaga motor	=	300 HP

## POMPA 5 (P-05)

Tugas : Mengalirkan dan menaikkan tekanan cairan dari CD-01 menuju DC-

Jenis : Pompa sentrifugal, single stage

Perancangan pompa dievaluasi pada kebutuhan mengalirkan cairan di CD-01 ke DC-01



### 1. Bahan yang dipompa

Suhu = 308 K

Komponen	BM	xi	kmol/jam	Kg/jam	% wt
H <sub>2</sub> O	18.015	0.97888289	315.50628	5683.846	0.94298829
CH <sub>3</sub> CL	50	0.02111711	6.80631203	343.637	0.05701171
Total		1	322.312592	6027.483	1

#### - Titik 1

head titik 1, z1 (tinggi cairan minimum CD-01) = 1 m  
 pressure titik 1, P1 = 9.99977474 atm  
 temperature titik 1, T1 = 308 K

#### - Titik 2

head titik 2 = Tinggi penyangga + tinggi DC-01.

tinggi penyangga DC-01 = 3 m  
 Tinggi DC-01 = 0.81829174 m  
 head titik 2, z2 = 3.81829174 m

pressure titik 2, P2 = 13.8797373 atm  
 temperature titik 2, T2 = 308 K

## 2. Kapasitas pompa

### - densitas cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	Tc (Kelvin)	n
H <sub>2</sub> O	0.34710	0.274	647.13	0.28571
CH <sub>3</sub> CL	0.35821	0.26109	416.25	0.28690

ditinjau pada = 308 K

Komponen	kg/jam	wi	ρi, kg/m <sup>3</sup>	wi/ρi
H <sub>2</sub> O	0.979	0.97888289	421.345669	0.00232323
CH <sub>3</sub> CL	0.021	0.02111711	395.960354	5.3331E-05
Total	1.000	1		0.00237656

$$\rho = \frac{\sum wi}{\sum \frac{wi}{\rho_i}} = 420.776008 \text{ kg/m}^3$$

Diketahui :

G = 6027.483 kg/jam

$$Q = \frac{G}{\rho_i} = \begin{matrix} 14.3246825 \text{ m}^3/\text{jam} & 0.23874471 \text{ m}^3/\text{menit} \\ 0.00397908 \text{ m}^3/\text{s} & 63.0691896 \text{ gall}/\text{menit} \end{matrix}$$

## 3. Bilangan reynold

$$Re = \frac{ID \times G}{at' \times \mu}$$

diketahui :

G = 6027.483 Kg/jam  
 1.67430076 kg/s

**- viskositas campuran**

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\eta_{liq}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-1.02.E+01	1.79.E+03	1.77.E-02	-1.26.E-05
CH <sub>3</sub> CL	-7.35.E+00	8.54.E+02	1.95.E-02	-2.35.E-05

ditinjau pada = 308 K

Komponen	kg/jam	wi	$\mu_i$ , cP	wi. $\mu_i$
H <sub>2</sub> O	0.979	0.97888289	7.36.E-01	1.33.E+00
CH <sub>3</sub> CL	0.021	0.02111711	1.58.E-01	1.34.E-01
Total	1	1		1.46.E+00

$$\mu_{mix} = \frac{\sum wi}{\sum \frac{wi}{\mu_i}} = \frac{6.8.E-01 \text{ cP}}{6.83.E-04 \text{ kg/m.s}}$$

**- pemilihan pipa**

diameter optimum pipa dihitung dari persamaan 5.14 Sinnott hal 269 :

$$d_i, optimum = 0,664 \cdot G^{0,51} \cdot \rho^{-0,36}$$

Keterangan :

G : Laju alir, kg/s

$\rho$  : Densitas, kg/m<sup>3</sup>

Diketahui :

G = 1.67430076 kg/s

$\rho$  = 420.776008 kg/m<sup>3</sup>

maka :

$d_i, optimum = 0.10878634 \text{ m} = 4.28292671 \text{ in}$

pipa standar dari tabel 11 Kern.D.Q :

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
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4

Dipilih :

IPS	=	6	in		
OD	=	6.625	in	=	0.1683 m
Schedule no	=	40			
ID	=	6.065	in	=	0.1541 m
Flow area, at'	=	28.9	in <sup>2</sup>	=	0.0186 m <sup>2</sup>

maka :

$$Re = \frac{ID \times G}{at' \times \mu} = 20,258 \quad (\text{Turbulen})$$

#### 4. Head pump

Head pump merupakan penjumlahan antara static head dan dynamic head. Static head meliputi difference elevation dan head of liquid (Sinnot hal 257)



**a. Static head**

diketahui :

z1	=	1	m	
z2	=	3.81829174	m	
P1	=	9.99977474 atm	=	1013227.18 kg/m.s2
P2	=	13.8797373 atm	=	1406364.38 kg/m.s2
ρ	=	420.776008	kg/m3	
g	=	9.82	m/s2	

Difference elevation, Δz = 2.818 m

$$\text{Head of liquid} = \frac{P2 - P1}{\rho \times g} = 95.144 \text{ m}$$

Total static head = Difference elevation + Head of liquid = 97.962 m

**b Dynamic head**

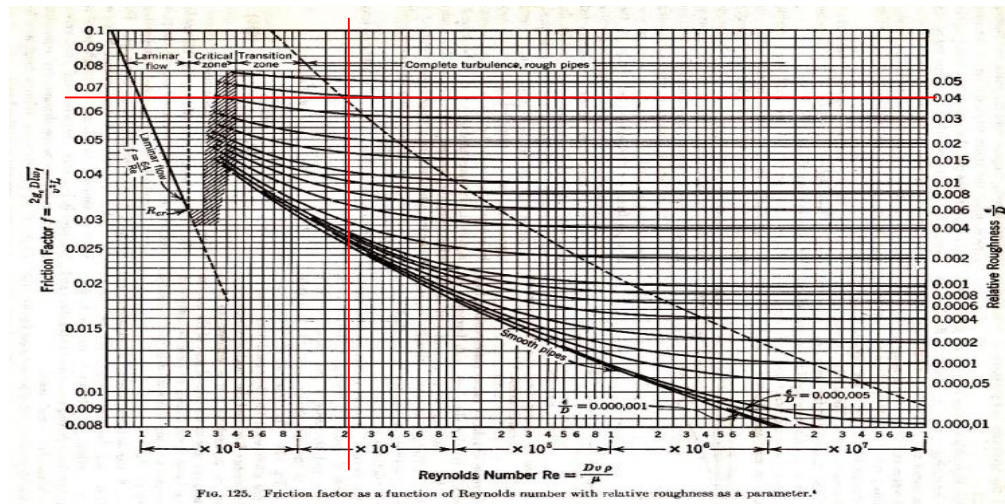
- kecepatan fluida :

diketahui :

at'	=	0.0186	m2
g	=	9.82	m/s2
ρ	=	420.776	kg/m3
G	=	1.67430076	kg/s

$$u = \frac{G}{at' \times \rho} = 0.21341121 \text{ m/s}$$

- factor friction pipe



Faktor friction didapat dari fig 125 GG.Brown hal 140 pada garis operasi complete turbulen.

$$\begin{aligned} \text{Dengan Re} &= 20,258 & \text{Didapat :} \\ f &= 0.065 \end{aligned}$$

**-panjang pipa**

**Table 5.3.** Pressure Loss in Pipe Fittings and Valves (for Turbulent Flow)

Fitting or Valve	K, Number of Velocity Heads	Number of Equivalent Pipe Diameters
45° standard elbow	0.35	15
45° long radius elbow	0.2	10
90° standard radius elbow	0.6–0.8	30–40
90° standard long elbow	0.45	23
90° square elbow	1.5	75
Tee-entry from leg	1.2	60
Tee-entry into leg	1.8	90
Union and coupling	0.04	2
Sharp reduction (tank outlet)	0.5	25
Sudden expansion (tank inlet)	1.0	50
Gate valve		
fully open	0.15	7.5
1/4 open	16	800
1/2 open	4	200
3/4 open	1	40
Globe valve, bevel seat-		
fully open	6	300
1/2 open	8.5	450
Globe valve, plug disk-		
fully open	9	450
1/2 open	36	1800
1/4 open	112	5600
Plug valve - open	0.4	18

Fitting Valve	jumlah	No of Eq pipe diameter	total
Sharp reduction	1	25	25
90° standard radius elbow	4	40	160
Globe valve, bevel seat full open	1	300	300
Sudden expansion	1	50	50
Total fitting	7		535

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa lurus a} &= 3 \text{ m} \\ \text{Panjang pipa lurus b} &= 3 \text{ m} \\ \text{Panjang pipa lurus c (0,5 + 0,5)} &= 1 \text{ m} \\ \text{Panjang pipa lurus d} &= 50 \text{ m} \\ \text{Panjang pipa lurus e} &= 4.31829174 \text{ m} \\ \text{Panjang pipa lurus f} &= 0.5 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dirancang panjang pipa lurus} &= a + b + c + d + e + f = & 61.8182917 \text{ m} \\ \text{head loss} &= \text{Number of equivalent pipe diameter} \times id = & 82.417285 \text{ m} \\ \text{panjang pipa total} &= \text{panjang pipa lurus} + \text{head loss} = & 144.235577 \text{ m} \end{aligned}$$

### - pressure drop in pipe

Dihitung dari persamaan 5.31a Sinnott hal 246 :

$$\Delta P_p = 8 \cdot f \cdot \frac{L}{d_i} \cdot \frac{\rho \cdot u^2}{2}$$

Keterangan :

$\Delta P_p$	:	Pressure drop in pipe, Kg/m.s <sup>2</sup>
f	:	Friction factor
L	:	Panjang pipa total, m
$d_i$	:	Diameter dalam pipa, m
$\rho$	:	Densitas fluida, kg/m <sup>3</sup>
u	:	Kecepatan fluida, m/s

diketahui :

f	=	0.065
L	=	144.235577 m
$d_i$	=	0.1541 m
$\rho$	=	420.776 kg/m <sup>3</sup>
u	=	0.21341121 m/s

$$\begin{aligned} \Delta P_p = 8 \cdot f \cdot \frac{L}{d_i} \cdot \frac{\rho \cdot u^2}{2} &= & 4665.16112 \text{ kg/m.s}^2 \\ &= & 0.04604156 \text{ atm} \end{aligned}$$

### - Dynamic head

Diketahui :

$\Delta P_p$	=	4665.16112 kg/m.s <sup>2</sup>
$\rho$	=	420.776 kg/m <sup>3</sup>
g	=	9.82 m/s <sup>2</sup>

$$\text{Dynamic head} = \frac{\Delta P_p}{\rho \cdot g} = 1.12902664 \text{ m}$$

$$\text{Head pump} = \text{Static head} + \text{Dynamic head} = 99.091 \text{ m}$$

## 5. Net positive suction head (NPSH)

Dihitung dari persamaan 5.7 Sinnott hal 258 :

$$NPSH\ avail = \frac{P}{\rho \cdot g} + H - \frac{P_f}{\rho \cdot g} - \frac{P_v}{\rho \cdot g}$$

keterangan :

- NPSH avail : NPSH tersedia di pump suction, m  
 P : Tekanan diatas cairan dalam vessel, m  
 H : Tinggi cairan diatas pump suction, m  
 P<sub>f</sub> : Pressure loss di suction piping, kg/m.s<sup>2</sup>  
 P<sub>v</sub> : Pressure vapor cairan di pump suction, kg/m.s<sup>2</sup>  
 ρ : Densitas cairan, kg/m<sup>3</sup>  
 g : Percepatan gravitasi, m/s<sup>2</sup>

### - Tinggi cairan diatas pump suction

$$z_1 = 1 \text{ m}$$

$$z_2 = 3.81829174 \text{ m}$$

$$H = z_1 = 1 \text{ m}$$

### - Pressure vapor

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

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

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	2.99.E+01	-3.15.E+03	-7.30.E+00	2.42.E-09	1.81.E-06
CH <sub>3</sub> CL	2.57.E+01	-1.75.E+03	-6.72.E+00	-1.30.E-09	4.43.E-06

ditinjau pada = 303 K

$$P_v = 0.09089248 \text{ atm} = 9209.6807 \text{ kg/m.s}^2$$

Komponen	kmol/jam	xi	P <sup>o</sup> <sub>i</sub> , atm	ki	yi = ki.xi
H <sub>2</sub> O	0.0543371	0.99236129	4.16.E-02	0.45732907	0.45383567
CH <sub>3</sub> CL	0.00041826	0.00763871	6.50.E+00	71.5229287	0.54634258
Total	0.05475536	1			1.00017825

diketahui :

P	=	9.99977474 atm	=	1013227.18 kg/m.s2
H	=	1 m		
Pf = ΔPp	=	0.04604156 atm	=	4665.16112 kg/m.s2
Pv	=	0.09089248 atm	=	9209.6807 kg/m.s2
ρ	=	420.776 kg/m3		
g	=	9.820 m/s2		

$$NPSH\ avail = \frac{P}{\rho \cdot g} + H - \frac{Pf}{\rho \cdot g} - \frac{Pv}{\rho \cdot g} = 242.855615\ m$$

**- NPSH require**

Dihitung dari persamaan 7.15 Walas hal 133 :

$$NPSH\ require = \left( \frac{Ns \times Q^{0.5}}{S} \right)^{4/3}$$

Keterangan :

NPSH require : NPSH diperlukan, ft

Ns : RPM (Revolution per menit)

Q : Laju alir volume, gal/menit (US)

S : Spesifik speed

Q = 14.3246825 m3/jam  
63.0572524 gpm

Ns untuk centrifugal = 4000 (Sinnott hal 244)

S untuk pompa single stage = 7900 (Walas hal 133)

maka :

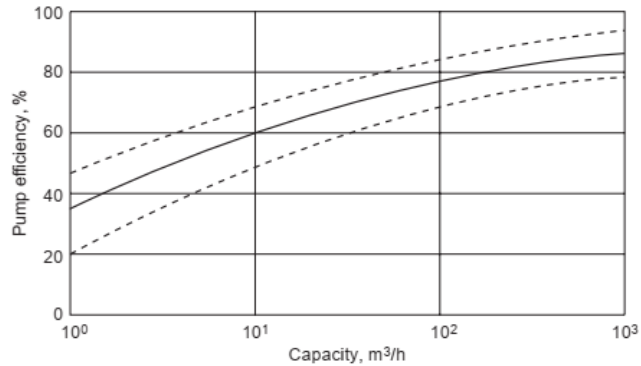
$$NPSH\ require = \left( \frac{Ns \times Q^{0.5}}{S} \right)^{4/3} = 6.39342972\ ft$$

1.94921638 m

NPSH available > NPSH require, sehingga pompa aman dari kavitasi.

## 6. Tenaga pompa

- efisiensi pompa Sinnot hal 625)



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Capacity, G = 14.3246825 m<sup>3</sup>/jam 63.0715771 gpm  
 Didapat efisinesi = 80 %

tenaga pompa dihitung dengan persamaan :

$$g \cdot \Delta z + \frac{\Delta P}{\rho} - \frac{\Delta P_p}{\rho} - W = 0 \quad (\text{Sinnot hal 251})$$

keterangan :

g : percepatan gravitasi, m/s<sup>2</sup>  
 $\Delta z$  : perbedaan elevasi, m  
 $\Delta P$  : perbedaan tekanan, kg/m.s<sup>2</sup>  
 $\Delta P_p$  : pressure drop in pipe, kg/m.s<sup>2</sup>  
 $\rho$  : densitas, kg/m<sup>3</sup>  
 W : kerja yang diberikan ke fluida, J/kg

diketahui :

g = 9.82 m/s<sup>2</sup>  
 $\Delta z$  = -2.8182917 m  
 $\Delta P$  = -393137.21 kg/m.s<sup>2</sup>  
 $\Delta P_p$  = 4665.16112 kg/m.s<sup>2</sup>  
 $\rho$  = 420.776 kg/m<sup>3</sup>

maka :

$$W = g \cdot \Delta z + \frac{\Delta P}{\rho} - \frac{\Delta P_p}{\rho} = -973.07736 \text{ J/kg} \\ -54064.178 \text{ Watt}$$

1 j/kg = 55,56 Watt

1 watt = 0,00134 HP

maka tenaga pompa terhitung = 72.445999 HP

tenaga pompa aktual =  $\frac{W}{\text{efisiensi}}$  = 90.5574987 HP

motor standar :

*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 power motor = 100 HP

### Ringkasan Pompa 5 (P-05)

Alat	=	Pompa 5
Kode	=	P-05
Tugas	=	Mengalirkan dan menaikkan tekanan cairan dari CD-02 ke DC-01
Jenis	=	Centrifugal pump, single stage
Kapasitas	=	14.3246825 m <sup>3</sup> /jam
Efisiensi	=	80 %
Ukuran pipa :		
IPS	=	6.00 in
OD	=	6.63 in
Schedule no	=	40.00
ID	=	6.07 in

Fitting valve :

Fitting Valve	jumlah
Sharp reduction	1
90° standard radius elbow	4
Globe valve, bevel seat full open	1
Sudden expansion	1
Total fitting	7

NPSH available	=	242.855615 m
NPSH require	=	1.94921638 m
Tenaga motor	=	100 HP

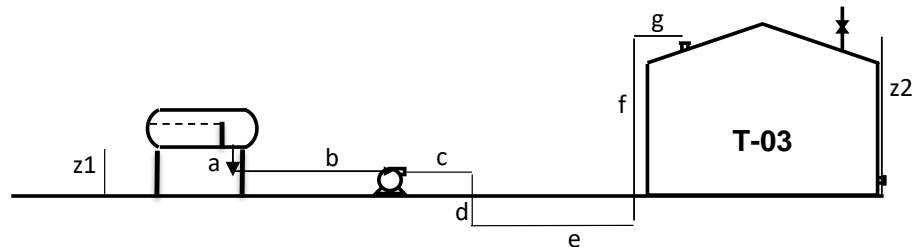


## POMPA 6 (P-06)

Tugas : Mengalirkan cairan Dari DC-01 menuju T-03

Jenis : Pompa sentrifugal, single stage

Perancangan pompa dievaluasi pada kebutuhan mengalirkan cairan di DC-01 ke T-03



### 1. Bahan yang dipompa

Suhu = 308 K

Komponen	BM	xi	kmol/jam	Kg/jam	% wt
CH <sub>3</sub> CL	50	1	112.537993	5681.818	1
Total		1	112.537993	5681.818	1

#### - Titik 1

head titik 1,  $z_1$  (tinggi cairan minimum DC-01) = 3 m  
 pressure titik 1,  $P_1$  = 1 atm  
 temperature titik 1,  $T_1$  = 308 K

#### - Titik 2

head titik 2 = tinggi T-03.

Tinggi T-03 = 14.3993373 m  
 head titik 2,  $z_2$  = 14.3993373 m  
 pressure titik 2,  $P_2$  = 1 atm  
 temperature titik 2,  $T_2$  = 308 K

## 2. Kapasitas pompa

### - densitas cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	Tc (Kelvin)	n
CH3CL	0.35821	0.26109	416.25	0.28690

ditinjau pada = 308 K

Komponen	kg/jam	wi	ρi, kg/m <sup>3</sup>	wi/ρi
CH3CL	1.000	1	395.960354	0.00252551
Total	1.000	1		0.00252551

$$\rho = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}} = 395.960354 \text{ kg/m}^3$$

Diketahui :

$$G = 5681.818 \text{ kg/jam}$$

$$Q = \frac{G}{\rho_i} = \begin{matrix} 14.3494623 \text{ m}^3/\text{jam} & 0.23915771 \text{ m}^3/\text{menit} \\ 0.00398596 \text{ m}^3/\text{s} & 63.178291 \text{ gall/menit} \end{matrix}$$

### 3. Bilangan reynold

$$Re = \frac{ID \times G}{at' \times \mu}$$

diketahui :

$$G = \begin{matrix} 5681.818 \text{ Kg/jam} \\ 1.57828283 \text{ kg/s} \end{matrix}$$

### - viskositas campuran

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} n_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$$

n<sub>liq</sub> = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

komponen	A	B	C	D
CH3CL	-7.35.E+00	8.54.E+02	1.95.E-02	-2.35.E-05

ditinjau pada = 308 K

Komponen	kg/jam	wi	μi, cP	wi.μi
CH3CL	1.000	1	1.58.E-01	6.33.E+00
Total	1	1		6.33.E+00

$$\mu_{mix} = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\mu_i}} = \frac{1.6.E-01 \text{ cP}}{1.58.E-04 \text{ kg/m.s}}$$

### - pemilihan pipa

diameter optimum pipa dihitung dari persamaan 5.14 Sinnott hal 269 :

$$d_{i, optimum} = 0,664 \cdot G^{0,51} \cdot \rho^{-0,36}$$

Keterangan :

G : Laju alir, kg/s  
 ρ : Densitas, kg/m<sup>3</sup>

Diketahui :

G = 1.57828283 kg/s  
 ρ = 395.960354 kg/m<sup>3</sup>

maka :

d<sub>i, optimum</sub> = 0.10801031 m = 4.25237451 in  
 pipa standar dari tabel 11 Kern.D.Q :

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†	0.546	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	1.315	40*	1.040	0.864	0.344	0.274	1.68

1	1.52	40* 80†	1.019 0.957	0.802 0.718	0.622	0.212 0.250	1.05 2.17
1¼	1.66	40* 80†	1.380 1.278	1.50 1.28	0.435	0.362 0.335	2.28 3.00
1½	1.90	40* 80†	1.610 1.500	2.04 1.76	0.498	0.422 0.393	2.72 3.64
2	2.38	40* 80†	2.067 1.939	3.35 2.95	0.622	0.542 0.508	3.66 5.03
2½	2.88	40* 80†	2.469 2.323	4.79 4.23	0.753	0.647 0.609	5.80 7.67
3	3.50	40* 80†	3.068 2.900	7.38 6.61	0.917	0.804 0.760	7.58 10.3
4	4.50	40* 80†	4.026 3.826	12.7 11.5	1.178	1.055 1.002	10.8 15.0
6	6.625	40* 80†	6.065 5.761	28.9 26.1	1.734	1.590 1.510	19.0 28.6
8	8.625	40* 80†	7.981 7.625	50.0 45.7	2.258	2.090 2.000	28.6 43.4

Dipilih :

IPS	=	6	in		
OD	=	6.625	in	=	0.1683 m
Schedule no	=	40			
ID	=	6.065	in	=	0.1541 m
Flow area, at'	=	28.9	in <sup>2</sup>	=	0.0186 m <sup>2</sup>

maka :

$$Re = \frac{ID \times G}{at' \times \mu} = 82,495 \quad (\text{Turbulen})$$

#### 4. Head pump

Head pump merupakan penjumlahan antara static head dan dynamic head. Static head meliputi difference elevation dan head of liquid (Sinnott hal 257)

##### a. Static head

diketahui :

z1	=	3	m		
z2	=	14.3993373	m		
P1	=	1	atm	=	101325 kg/m.s <sup>2</sup>
P2	=	1	atm	=	101325 kg/m.s <sup>2</sup>
ρ	=	395.960354	kg/m <sup>3</sup>		
g	=	9.82	m/s <sup>2</sup>		

Difference elevation,  $\Delta z = 11.399 \text{ m}$

$$\text{Head of liquid} = \frac{P_2 - P_1}{\rho \times g} = 0.000 \text{ m}$$

Total static head = Difference elevation + Head of liquid = 11.399 m

### b Dynamic head

- kecepatan fluida :

diketahui :

at'	=	0.0186	m <sup>2</sup>
g	=	9.82	m/s <sup>2</sup>
$\rho$	=	395.960	kg/m <sup>3</sup>
G	=	1.57828283	kg/s

$$u = \frac{G}{at' \times \rho} = 0.21378038 \text{ m/s}$$

- factor friction pipe

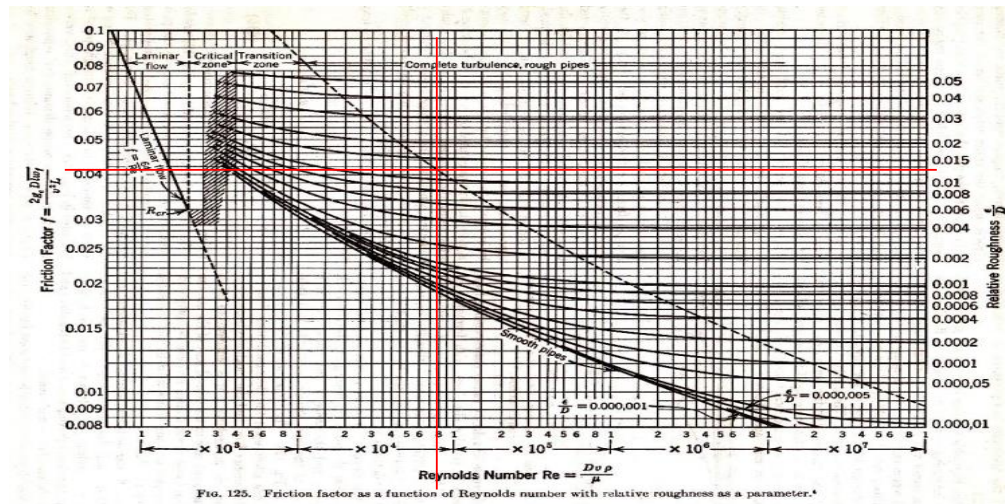


FIG. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.\*

Faktor friction didapat dari fig 125 GG.Brown hal 140 pada garis operasi complete turbulen.

Dengan Re =	82,495	Didapat :
f	=	0.041

-panjang pipa

**Table 5.3.** Pressure Loss in Pipe Fittings and Valves (for Turbulent Flow)

**K** Number of **Number of Equivalent**

Fitting or Valve	n, number of Velocity Heads	number of Equivalent Pipe Diameters
45° standard elbow	0.35	15
45° long radius elbow	0.2	10
90° standard radius elbow	0.6-0.8	30-40
90° standard long elbow	0.45	23
90° square elbow	1.5	75
Tee-entry from leg	1.2	60
Tee-entry into leg	1.8	90
Union and coupling	0.04	2
Sharp reduction (tank outlet)	0.5	25
Sudden expansion (tank inlet)	1.0	50
Gate valve		
fully open	0.15	7.5
1/4 open	16	800
1/2 open	4	200
3/4 open	1	40
Globe valve, bevel seat-		
fully open	6	300
1/2 open	8.5	450
Globe valve, plug disk-		
fully open	9	450
1/2 open	36	1800
1/4 open	112	5600
Plug valve - open	0.4	18

Fitting Valve	jumlah	No of Eq pipe diameter	total
Sharp reduction	1	25	25
90° standard radius elbow	4	40	160
Globe valve, bevel seat full open	1	300	300
Sudden expansion	1	50	50
Total fitting	7		535

Panjang pipa lurus a	=	3	m
Panjang pipa lurus b	=	3	m
Panjang pipa lurus c (0,5 + 0,5)	=	1	m
Panjang pipa lurus d	=	50	m
Panjang pipa lurus e	=	14.8993373	m
Panjang pipa lurus f	=	0.5	m

Dirancang panjang pipa lurus = a + b + c + d + e + f =	72.3993373	m
head loss = Number of equivalent pipe diameter x id =	82.417285	m
panjang pipa total = panjang pipa lurus + head loss =	154.816622	m

### - pressure drop in pipe

Dihitung dari persamaan 5.31 a Sinnott hal 246 :

$$\Delta P_p = 8 \cdot f \cdot \frac{L}{di} \cdot \frac{\rho \cdot u^2}{2}$$

Keterangan :

$\Delta P_p$  : Pressure drop in pipe, Kg/m.s<sup>2</sup>  
f : Friction factor  
L : Panjang pipa total, m  
di : Diameter dalam pipa, m  
 $\rho$  : Densitas fluida, kg/m<sup>3</sup>  
u : Kecepatan fluida, m/s

diketahui :

f = 0.041  
L = 154.816622 m  
di = 0.1541 m  
 $\rho$  = 395.960 kg/m<sup>3</sup>  
u = 0.21378038 m/s

$$\Delta P_p = 8 \cdot f \cdot \frac{L}{d_i} \cdot \frac{\rho \cdot u^2}{2} = 2982.52657 \text{ kg/m.s}^2$$
$$0.02943525 \text{ atm}$$

**- Dynamic head**

Diketahui :

$\Delta P_p$  = 2982.52657 kg/m.s<sup>2</sup>  
 $\rho$  = 395.960 kg/m<sup>3</sup>  
g = 9.82 m/s<sup>2</sup>

$$\text{Dynamic head} = \frac{\Delta P_p}{\rho \cdot g} = 0.7670455 \text{ m}$$

$$\text{Head pump} = \text{Static head} + \text{Dynamic head} = 12.166 \text{ m}$$

## 5. Net positive suction head (NPSH)

Dihitung dari persamaan 5.7 Sinnott hal 258 :

$$NPSH \text{ avail} = \frac{P}{\rho \cdot g} + H - \frac{P_f}{\rho \cdot g} - \frac{P_v}{\rho \cdot g}$$

keterangan :

NPSH avail : NPSH tersedia di pump suction, m  
P : Tekanan diatas cairan dalam vessel, m  
H : Tinggi cairan diatas pump suction, m

$P_f$  : Pressure loss di suction piping, kg/m.s2  
 $P_v$  : Pressure vapor cairan di pump suction, kg/m.s2  
 $\rho$  : Densitas cairan, kg/m3  
 $g$  : Percepatan gravitasi, m/s2

**- Tinggi cairan diatas pump suction**

$z_1 = 3 \text{ m}$   
 $z_2 = 14.3993373 \text{ m}$   
 $H = z_1 = 3 \text{ m}$

**- Pressure vapor**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

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

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
CH3CL	4.56.E+01	-3.24.E+03	-1.40.E+01	6.64.E-03	-1.05.E-13

ditinjau pada = 303 K  
 $P_v = 0.21290463 \text{ atm} = 21572.562 \text{ kg/m.s2}$

Komponen	kmol/jam	xi	P <sup>o</sup> i, atm	ki	yi = ki.xi
CH3CL	0.01980669	1	2.13.E-01	0.99990891	0.99990891
Total	0.01980669	1			0.99990891

diketahui :

$P = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ kg/m.s2}$   
 $H = 3 \text{ m}$   
 $P_f = \Delta P_p = 0.02943525 \text{ atm} = 2982.52657 \text{ kg/m.s2}$   
 $P_v = 0.21290463 \text{ atm} = 21572.562 \text{ kg/m.s2}$   
 $\rho = 395.960 \text{ kg/m3}$   
 $g = 9.820 \text{ m/s2}$

$$NPSH \text{ avail} = \frac{P}{\rho \cdot g} + H - \frac{P_f}{\rho \cdot g} - \frac{P_v}{\rho \cdot g} = 22.7436684 \text{ m}$$



**- NPSH require**

Dihitung dari persamaan 7.15 Walas hal 133 :

$$NPSH\ require = \left( \frac{N_s \times Q^{0.5}}{S} \right)^{4/3}$$

Keterangan :

NPSH require : NPSH diperlukan, ft

Ns : RPM (Revolution per menit)

Q : Laju alir volume, gal/menit (US)

S : Spesifik speed

Q = 14.3494623 m<sup>3</sup>/jam

63.1663331 gpm

Ns untuk centrifugal = 4000 (Sinnott hal 244)

S untuk pompa single stage = 7900 (Walas hal 133)

maka :

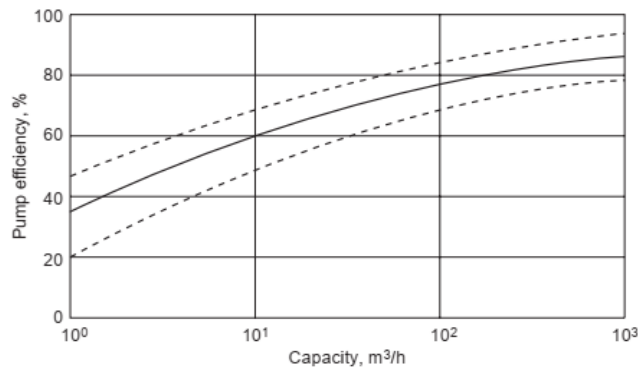
$$NPSH\ require = \left( \frac{N_s \times Q^{0.5}}{S} \right)^{4/3} = 6.40080079\ ft$$

$$1.95146366\ m$$

NPSH available > NPSH require, sehingga pompa aman dari kavitasi.

**6. Tenaga pompa**

- efisiensi pompa Sinnott hal 625)



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Capacity, G = 14.3494623 m<sup>3</sup>/jam

Didapat efisinesi = 80 %

tenaga pompa dihitung dengan persamaan :

$$g \cdot \Delta z + \frac{\Delta P}{\rho} - \frac{\Delta P_p}{\rho} - W = 0 \quad (\text{Sinnot hal 251})$$

keterangan :

g : percepatan gravitasi, m/s<sup>2</sup>  
 Δz : perbedaan elevasi, m  
 ΔP : perbedaan tekanan, kg/m.s<sup>2</sup>  
 ΔP<sub>p</sub> : pressure drop in pipe, kg/m.s<sup>2</sup>  
 ρ : densitas, kg/m<sup>3</sup>  
 W : kerja yang diberikan ke fluida, J/kg

diketahui :

g = 9.82 m/s<sup>2</sup>  
 Δz = -11.399337 m  
 ΔP = 0 kg/m.s<sup>2</sup>  
 ΔP<sub>p</sub> = 2982.52657 kg/m.s<sup>2</sup>  
 ρ = 395.960 kg/m<sup>3</sup>

maka :

$$W = g \cdot \Delta z + \frac{\Delta P}{\rho} - \frac{\Delta P_p}{\rho} = -119.47388 \text{ J/kg} \\ -6637.9687 \text{ Watt}$$

1 j/kg = 55,56 Watt

1 watt = 0,00134 HP

maka tenaga pompa terhitung = 8.89487807 HP

tenaga pompa aktual =  $\frac{W}{\text{efisiensi}}$  = 11.1185976 HP

motor standar :

*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 power motor = 15 HP

### Ringkasan Pompa 6 (P-06)

Alat	=	Pompa 6	
Kode	=	P-06	
Tugas	=	Mengalirkan dan menurunkan tekanan cairan dari DC-02 ke T-03	
Jenis	=	Centrifugal pump, single stage	
Kapasitas	=	14.3494623 m <sup>3</sup> /jam	63.1806826 Gpm
Efisiensi	=	80	%
Ukuran pipa :			
IPS	=	6.00	in
OD	=	6.63	in
Schedule no	=	40.00	
ID	=	6.07	in

Fitting valve :

Fitting Valve	jumlah
Sharp reduction	1
90° standard radius elbow	4
Globe valve, bevel seat full open	1
Sudden expansion	1
Total fitting	7

NPSH available	=	22.7436684	m
NPSH require	=	1.95146366	m
Tenaga motor	=	15	HP

## UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit pendukung dalam penyediaan air, steam, listrik dan bahan bakar dimana keberadaannya sangat penting dan harus ada. Unit utilitas terdiri dari unit pengolahan air, unit penyediaan udara tekan, unit penyediaan bahan bakar dan listrik. Utilitas pada pabrik Metil klorida terdiri dari :

1. Air
2. Udara Tekan
3. Listrik
4. Bahan Bakar
5. Dowtherm A

### **1. Penyediaan Air**

Air bersih diperoleh dari PT Krakatau tirta industri. Air yang digunakan meliputi :

1. Air sanitasi perusahaan
2. Air pendingin, Hidran & Servis

#### **- Syarat - syarat air :**

- a. Air Sanitasi perkantoran
  - Tidak mengandung padatan
  - Jernih
  - Tidak berbau
  - Tidak berasa
  - Kesadahan rendah
  - Bebas dari bakteri
- b. Air pendingin, Hidran, Servis
  - Tidak mengandung padatan
  - Kesadahan rendah
  - Tidak meyebabkan korosi

**a. Kebutuhan air sanitasi perusahaan**

**- Karyawan**

Pabrik metil klorida direncanakan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam dalam 1 hari. Jumlah karyawan non shift sebanyak 30 orang dan jumlah karyawan shift sebanyak 112 karyawan. Dalam UU no.13 tahun 2003 mengenai Ketenagakerjaan, waktu kerja dalam satu minggu sebanyak 40 jam, 7 jam per hari dalam satu minggu untuk 6 hari dan 8 jam per hari dalam satu minggu untuk 5 hari.

Kebutuhan air diberbagai sektor :

Jenis Pemakaian	Standar	Standar Terpilih	Satuan	Sumber
<b>Domestik</b>				
Sambungan rumah				
Kota dengan penduduk : - 1 juta	250		1/jiwa/hari	2
Kota dengan penduduk = 1 juta	150		1/jiwa/hari	2
Pedesaan	100		1/jiwa/hari	2
Keran Umum	30		1/jiwa/hari	3
<b>Non Domestik</b>				
Hidran Kebakaran	5		%keb.domestik	6
Kebocoran	20		%keb.domestik	6
Sekolah	10		1/m/hari	1
Kantor	10		1/peg/hari	1
Tempat Ibadah	2			1
<b>Industri</b>	0,4 - 1	0,7	1/det/ha	2
<b>Komersial</b>				
Pelabuhan Udara	10-20	10	1/penumpang/hari	5
Terminal/Stasiun Bis	3		1/penumpang/hari	4
Pelabuhan Laut	10		1/penumpang/hari	
<b>Sarana Kesehatan</b>				
Rumah Sakit	300		1/liter/hari	1
<b>Pariwisata</b>				
Hotel	90		1/liter/hari	1
<b>Pertanian</b>	1		1/liter/hari	2
<b>Perikanan Tambak</b>	3,91-5,91	4,91	1/liter/hari	2
<b>Peternakan</b>				
Kuda	37,85		1/ekor/hari	5
Sapi	40		1/ekor/hari	2
Kerbau	40		1/ekor/hari	2
Catatan sumber data :				
1. Pedoman Teknis Bidang Air Bersih, Direktorat Air Bersih, Direktorat Jenderal Cipta Karya, 1984.				
2. Neraca Sumber Air Nasional, Kerjasama Badan Koordinasi Survey dan Pemetaan Nasional dengan Dit.Bina Program Pengairan Dep. P.U.				

**- Kebutuhan air karyawan non shift**

Jam kerja 8 jam dalam satu hari. Jumlah karyawan = 30 Orang  
 Kebutuhan air kantor = 20 L/pegawai/hari = 0.833333 L/pegawai/jam

Jumlah air karyawan non shift = 25 Liter/jam

**- Kebutuhan air karyawan Shift**

Jam kerja 8 jam dalam satu hari. Jumlah karyawan = 112 Orang  
 Kebutuhan air kantor = 20 L/pegawai/hari = 0.833333 L/pegawai/jam

Jumlah air karyawan non shift = 93.33333 Liter/jam

Jumlah kebutuhan air kantor = 118.3333 Liter/jam

**- Taman**

**Besar Kebutuhan Air Perkotaan Berdasarkan Fasilitas Perkotaan**

Jenis Kebutuhan Air Untuk Fasilitas Perkotaan	Metropolitan	Besar	Sedang	Kecil	Mutu Air	
<b>Komersial</b> a. Pasar b. Hotel - Lokal - Internasional c. Hostek d. Bioskop	0,1-1,00 (l/dt)  400 (l/kamar/hari) 1000 (l/kamar/hari) 135-180 (l/orang/hari) 15 (l/orang/hari)	40 % dari kebutuhan air baku rumah tangga (domestik)	30 % dari kebutuhan air baku rumah tangga (domestik)	25 % dari kebutuhan air baku rumah tangga (domestik)	Kelas Satu	
<b>Sosial dan Institusi</b> a. Universitas b. Sekolah c. Mesjid d. Rumah Sakit <100 tempat tidur >100 tempat tidur e. Puskesmas f. Kantor g. Militer h. Klinik Kesehatan	20 (l/siswa/hari) 15 (l/siswa/hari) 1-2 (m <sup>3</sup> /hari/unit)  340 (l/tp.tdr/hari) 400-450(l/tp.tdr/hari) 1-2 (m <sup>3</sup> /hari/unit) 0,01-45(l/dt/hari) 10 (m <sup>3</sup> /hari/unit) 135 (l/orang/unit)					Kelas Dua
<b>Fasilitas Pendukung Kota</b> a. Taman b. Road Watering c. Sewer System (air kotor)	1,4 (l/m <sup>2</sup> /hari) 1,0-1,5 (l/m <sup>2</sup> /hari) 4,5 (l/kapita/hari)					
<b>Fasilitas Transportasi</b>	Ada Fasilitas kamar mandi					
	(liter/kapita/hari)					
a. Stasiun Menengah b. Stasiun Penghubung & Menengah dimana adanya tempat (kotak) surat c. Terminal d. Bandar Udara Lokal dan Internasional	45 70				23 45	
	45 70				45 70	

Sumber: Pedoman Konstruksi dan Bangunan, Dep. PU.

Diperkirakan luas total area taman = 845 m<sup>2</sup>

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air taman} &= 1.4 \text{ L/m}^2/\text{hari.} \\ \text{Kebutuhan air taman} &= 1183 \text{ L/hari.} \\ &49.29167 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

**- Klinik kesehatan**

Kebutuhan air klinik perusahaan ditinjau pada kebutuhan puskesmas 2 m<sup>3</sup>/hari/unit.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air klinik kesehatan} &= 0.083333 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &83.33333 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

**- Masjid**

Kebutuhan air masjid 2 m<sup>3</sup>/hari/unit.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air masjid} &= 0.083333 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &83.33333 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

**- Laboratorium**

Kebutuhan air di kegiatan laboratorium diperkirakan 500 Liter/hari.

$$\text{Kebutuhan air laboratorium} = 20.83333 \text{ Liter/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan air sanitasi perusahaan} &= 355.125 \text{ L/jam} \\ \text{Asumsi densitas air 1 Kg/L, maka kebutuhan air} &= 355.125 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

**b. Air pendingin, Hidran & Servis**

**- Air Hidran**

$$\begin{aligned} \text{Air hidran 5\% kebutuhan domestik/sanitasi perusahaan} &= 17.75625 \text{ L/jam} \\ \text{Asumsi densitas air 1 Kg/L, maka kebutuhan air} &= 17.75625 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

**- Air servis (Bengkel)**

$$\begin{aligned} \text{Air servis dipilih sesuai air hidran} &= 17.75625 \text{ L/jam} \\ \text{Asumsi densitas air 1 Kg/L, maka kebutuhan air} &= 17.75625 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

**- Air pendingin**

Kebutuhan CL-01	=	702,125.9	Kg/jam
Kebutuhan CD-01	=	24,766.3	Kg/jam
Kebutuhan CLU-01	=	249,451.8	Kg/jam
Total	=	976,344.0	Kg/jam

#### c. Total kebutuhan air bersih

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan air bersih} &= \text{Air sanitasi perusahaan} + \text{Air pendingin, hidran \& servis} \\ &= 977,068.9 \quad \text{Kg/jam} \end{aligned}$$

#### d. Air make-up

Air make-up merupakan air yang hilang terdiri dari air blowdown CT-01 dan air yang menguap di CT-01.

air menguap di CT-01	=	37203.8	Kg/jam
Blowdown CT-01	=	9056.9	Kg/jam
Total	=	46260.63	Kg/jam

#### e. Uraian proses utilitas air

Air bersih dari PT Krakatau tirta industri dialirkan ke BU-01 melalui pemipaan untuk ditampung. Air dari BU-01 di alirkan ke BU-02 untuk ditampung dan didistribusikan untuk kebutuhan sanitasi perusahaan, Hidran & Servis. Air dari BU-01 juga dialirkan ke bak CT-01 untuk digunakan sebagai media pendingin pada CD, CLU, dan CL Setelah melalui proses pendinginan air panas dialirkan ke CT-01 untuk didinginkan kembali. Air make up di alirkan kembali CT-01 untuk mengganti air yang menguap selama pendinginan di CT-01 dan untuk mengganti air blowdown CT-01. dan Air arus yang masuk ke dalam CT-01 Sebagian arus di pecah untuk tujuan Pembuatan steam , arus aliran kedua masuk kedalam proses Demineralisasi untuk Menghilangkan ion ion ( + ) dan juga ion ion negatif ( - ).

#### f. Kesimpulan kebutuhan air

Air sanitasi perisahaan, hidran & servis	=	724.929	Kg/jam
Air pendingin	=	976,343.959	Kg/jam
Air make-up CT-01 :			
Air menguap pada CT-01	=	37,203.775	Kg/jam



Air blowdown pada CT-01	=	9,056.858	Kg/jam
Air sanitasi perusahaan, hidran & servis	=	724.929	Kg/jam
Total kebutuhan air	=	1,023,329.521	Kg/jam

## 2. Penyediaan udara tekan

### a. Kebutuhan udara tekan

Udara tekan di peroleh dengan memproses udara lingkungan.

Udara tekan diperlukan untuk penggerak instrumen-instrumen pengendali. kebutuhan udara tekan adalah :

Jumlah instrumen kendali	=	10	
Kebutuhan setiap instrumen	=	2	m <sup>3</sup> /jam (Coughran.M.T)
Kec.volumetrik udara tekan	=	10	x 2
		20	m <sup>3</sup> /jam
Over desain	=	30	m <sup>3</sup> /jam      7925.1 gal/jam
Tekanan operasi	=	35	psig
		49.7	psia
		3.380952	atm      (Coughran.M.T)
dipilih tekanan	=	4	atm

### b. Uraian proses utilitas udara tekan

Udara dilingkungan ditekan dengan CU-01 yang dilengkapi filter udara. Udara ditekan hingga 4 atm. Setelah ditekan udara tekan dilewatkan ke Tsilica yang berisi tumpukan SiO<sub>2</sub> untuk menghilangkan kandungan air pada udara tekan sehingga diperoleh udara kering ke alat instrumen.

## 3. Penyediaan listrik

Besarnya tenaga listrik digunakan persamaan :

$$L = \frac{A \times F}{U \times D} \quad (\text{Perry ed 3rd})$$

Keterangan :

L	: Daya listrik, Lumen
A	: Luas area, ft <sup>2</sup>
F	: food candle yang diperlukan
U	: Koefisien utilitas

D : Efisiensi lampu

**a. Listrik penerangan**

**- Penerangan area dalam bangunan**

Area bangunan	Luas, ft2	F	U	D	Lumen
Pos keamanan 1	258.2016	20	0.5	0.8	12910.08
Pos keamanan 2	258.2016	20	0.5	0.8	12910.08
Gedung pertemuan	5970.912	10	0.51	0.8	146345.9
Mushola	1936.512	10	0.55	0.8	44011.64
Klinik	2582.016	20	0.55	0.8	117364.4
Kantin	1549.21	10	0.51	0.8	37970.82
Control room	1054.323	35	0.6	0.8	76877.73
Laboratorium	3162.97	35	0.6	0.8	230633.2
Gudang	3614.822	35	0.52	0.8	304131.7
Bengkel	2065.613	5	0.53	0.8	24358.64
Kantor utama	5970.912	20	0.58	0.8	257366.9
Kantor produksi	2108.646	20	0.58	0.8	90889.93
Kantor HSE & Damkar	2485.19	20	0.58	0.8	107120.3
Kantor maintenance	1549.21	20	0.58	0.8	66776.28
Total	34566.74	280			1529668

Untuk semua area dalam bangunan menggunakan lampu fluorescent/LED

50 watt = 3000 Lumen

**Lumens to watts table**

Lumens	Incandescent light bulb (watts)	Fluorescent / LED (watts)
375 lm	25 W	6.23 W
600 lm	40 W	10 W
900 lm	60 W	15 W
1125 lm	75 W	18.75 W
1500 lm	100 W	25 W
2250 lm	150 W	37.5 W
3000 lm	200 W	50 W

Jumlah listrik area dalam bangunan = 1529667.512 Lumen

$$\text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} = \frac{1529667.512}{3000}$$

$$= 509.8892 \text{ buah}$$

510 terbilang

$$\text{Daya} = 50 \text{ watt} \times 510 \text{ lampu} = 25500 \text{ watt}$$

25.5 kW

**- Penerangan luar bangunan**

Area non bangunan	Luas, ft2	F	U	D	Lumen
Alat proses 1	7003.718	10	0.59	0.8	148383.9
Alat proses 2	7003.718	10	0.59	0.8	148383.9
Utilitas	32920.7	10	0.59	0.8	697472.5
Area perluasan	87508.83	0	0	0.8	0
Jalan	48412.8	5	0.53	0.8	570905.7
Parkir klink	806.88	10	0.49	0.8	20583.67
Parkir kantin	484.128	10	0.49	0.8	12350.2
Parkir utama	9671.802	10	0.49	0.8	246729.6
Parkir HSE & damkar	2259.264	10	0.49	0.8	57634.29
Parkir CR, produksi & Lab	2937.043	10	0.49	0.8	74924.57
Parkir bengkel	645.504	10	0.49	0.8	16466.94
Parkir maintenance	147.879	10	0.49	0.8	3772.423
Parkir gudang	1129.632	10	0.49	0.8	28817.14
Taman 1	1581.485	10	0.53	0.8	37299.17
Taman 2	1420.109	10	0.53	0.8	33493.13
Total	203933.5				2097217

Untuk semua area dalam bangunan direncanakan menggunakan lampu fluorescent light bulb 50 watt = 3000 Lumen

**Lumens to watts table**

Lumens	Incandescent light bulb (watts)	Fluorescent / LED (watts)
375 lm	25 W	6.23 W
600 lm	40 W	10 W
900 lm	60 W	15 W
1125 lm	75 W	18.75 W
1500 lm	100 W	25 W
2250 lm	150 W	37.5 W
3000 lm	200 W	50 W

Jumlah listrik area dalam bangunan =  $\frac{2097217.106}{3000}$  Lumen

$$\text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} = \frac{2097217.106}{3000}$$

$$= \frac{699.0724 \text{ buah}}{700 \text{ terbilang}}$$

$$\text{Daya} = 50 \text{ watt} \times 700 \text{ lampu} = 35000 \text{ watt} \\ = 35 \text{ kW}$$

#### - Kebutuhan listrik lainnya

Kebutuhan listrik lainnya (Barang elektronik : AC, Komputer, dll) diperkirakan sebesar = 20000 watt  
20 kW

Total kebutuhan listrik penerangan :

Peneranga bangunan	=	25.5	kW
Penerangan luar bangunan	=	35	kW
Listrik lainnya	=	20	kW
Total	=	80.5	kW

#### b. Kebutuhan listrik untuk alat proses

Nama alat	Kode alat	Daya	
		HP	kW
Pompa 1	P-01	10	7.457
Pompa 2	P-02	15	11.1855
Pompa 3	P-03	350	260.995
Pompa 4	P-04	300	223.71
Pompa 5	P-05	100	74.57
Pompa 6	P-06	15	11.1855
Total		790	589.103

$$1 \text{ HP} = 745.7 \text{ watt}$$

**c. Kebutuhan listrik untuk alat utilitas**

Nama alat	Kode alat	Daya	
		HP	kW
Fan CT-01		75	55.9275
Pompa Utilitas 1	PU-01	0.5	0.37285
Pompa Utilitas 2	PU-02	5	3.7285
Pompa Utilitas 3	PU-03	1	0.7457
Pompa Utilitas 4	PU-04	0.5	0.37285
Kompresor utilitas	CU	3	2.2371
Total		85	63.3845

Total kebutuhan listrik :

Listrik penerangan	=	80.5	kW
Listrik alat proses	=	589.103	kW
Listrik alat utilitas	=	63.3845	kW
Total	=	732.9875	kW
		982.95	HP

1 tahun = 330 hari

1 hari = 24 jam

1 tahun = 7920 jam

Total listrik dalam kWh = kW x jam = 5,805,261.00 kWh

Over disain = 10 % = 6,385,787.10 kWh  
6,385,787.10 kVA  
806.28625 kW

#### 4. Penyediaan bahan bakar generator

Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar/disel.

Fuel	Composition	Molar mass		Specific heat			Density kg/m <sup>3</sup>
		g/mol	MJ/kg	KJ/mol	BTU/lb		
Hydrogen	H <sub>2</sub>	2.01	141.8	286	61100	0.0899	
Methane	CH <sub>4</sub>	16.04	55.5	890	23900	0.6680	
Ethane	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30.07	51.9	1560	22400	1.2640	
Propane	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44.09	50.3	2220	21700	1.8820	
Natural gas	-	18	50.0	900	21600	0.8000	
Butane	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58.12	49.5	2877	20900	2.4890	
Octane	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	114.23	47.9	5470	20600	703.00	
Decane	C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	142.28	47.6	6773	20500	730.00	
Gasoline	C <sub>n</sub> H <sub>1.87n</sub>	100-110	47.3	5400	20400	719.70	
Diesel	C <sub>n</sub> H <sub>1.75n</sub>	170-200	44.4	4480	19300	832.00	
Carbon	C	-	32.8	393.5	14100	2.2650	
Coal	-	-	21	275	11000	828.75	
Wood	-	-	15	300	6500	650.91	

$$\text{Panas pembakaran bersih} = 44400 \text{ Kj/Kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi yang dihasilkan generator} &= 3000 \text{ kW} \\ &= 3000000 \text{ watt} \\ &= 3000000 \text{ J/s} \\ &= 10800000 \text{ Kj/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Solar/disel yang diperlukan} &= \frac{\text{energi yang dihasilkan generator}}{\text{efisiensi} \times \text{panas pembakaran solar}} \\ &= 243.2432 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas solar} = 832 \text{ Kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan volume solar} &= 0.29236 \text{ m}^3/\text{jam} \quad 77.23265 \text{ gall/jam} \\ &= 292.3597 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

$$\text{desain } 10 \% = 321.5956 \text{ L/jam}$$

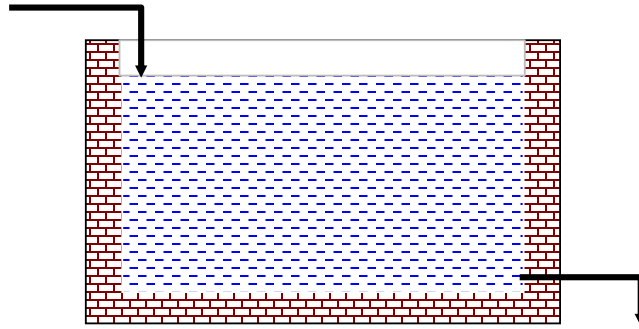
#### 5. Penyediaan Dowtherm A

Penentuan kebutuhan dowtherm A dari kebutuhan pendingin di R-01. Selanjutnya disirkulasikan untuk proses pendinginan dan pemanasan proses lain.

Dowtherm A yang digunakan untuk sirkulasi pendinginan dan pemanasan  
= 50000 Kg/jam

Perancangan make-up = 1% dari sirkulasi per tahun  
= 500 kg/tahun  
0.063131 Kg/jam

## BAK AIR BERSIH (BU-01)



Tugas : Menampung air bersih dari PT. Krakatau Tirta Industri  
Jenis : Bak persegi panjang

Data :

Suhu operasi	=	30	°C
Tekanan	=	1	Atm
Kecepatan massa	=	52189.589	Kg/Jam
Kecepatan volume	=	52.418	m <sup>3</sup> /Jam
Densitas	=	995.647	Kg/m <sup>3</sup>
Waktu tinggal	=	8	Jam

Langkah Perhitungan :

### 1. Volume Air

$$\begin{aligned} V1 &= \text{Kecepatan Volume} \times \text{Waktu Tinggal} \\ &= 52.418 \text{ m}^3/\text{Jam} \times 8 \text{ Jam} \\ &= 419.342 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

### 2. Volume Bak Air Bersih

$$\begin{aligned} \text{Dirancang angka keamanan} &= 20\% \\ Vb &= 419.342 \text{ m}^3 \times 1.2 \\ &= 503.211 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

### 3. Ukuran Bak Air Bersih

$$\begin{aligned} \text{Dirancang kedalaman bak, H} &= 5 \text{ m} \\ \text{Rasio panjang : Lebar} &= 3 : 1 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} L &= \left( \frac{503.211 \text{ m}^3}{5 \text{ m} \times 3} \right)^{1/2} \\ &= 5.792 \text{ m} \end{aligned}$$



$$P = 3 \times L$$

$$= 17.376 \text{ m}$$

4. Bahan Konstruksi  
 Bahan konstruksi bak air bersih berupa beton bertulang

### KESIMPULAN

Nama = Bak Air Bersih  
 Fungsi = Menampung air bersih dari PT. Krakatau Tirta Industri  
 Jenis = Bak persegi panjang  
 Bahan = Beton bertulang

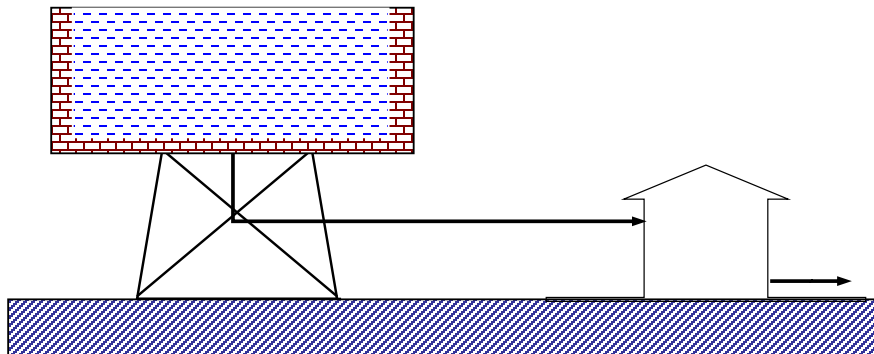
#### Dimensi

Panjang = 17.3760 m  
 Lebar = 5.7920 m  
 Tinggi Bak = 5 m  
 Volume Bak = 503.211 m<sup>3</sup> = 132934.1332 gal

#### Kondisi Penyimpanan

Suhu (T) = 30 °C  
 Tekanan (P) = 1 Atm

## BAK AIR KEBUTUHAN KANTOR DAN RUMAH TANGGA (BU-03)



Tugas : Menampung air untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga  
 Jenis : Bak persegi panjang

Data :

Suhu operasi	=	30	°C
Tekanan	=	1	Atm
Kecepatan massa	=	640.1250	Kg/Jam
Kecepatan volume	=	0.6429	m <sup>3</sup> /Jam
Densitas	=	995.647	Kg/m <sup>3</sup>
Waktu tinggal	=	1	Jam

Langkah Perhitungan :

### 1. Volume Air

$$\begin{aligned}
 V_1 &= \text{Kecepatan Volume} \times \text{Waktu Tinggal} \\
 &= 0.6429 \text{ m}^3/\text{Jam} \times 1 \text{ Jam} \\
 &= 0.6429 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

### 2. Volume Bak Penampung

$$\begin{aligned}
 \text{Dirancang angka keamanan} &= 20\% \\
 V_b &= 0.643 \text{ m}^3 \times 1.2 \\
 &= 0.7715 \text{ m}^3 \\
 &= 0.7715 \text{ m}^3 \times \frac{8.386 \text{ bbl}}{1 \text{ m}^3} \\
 &= 6.4699 \text{ bbl}
 \end{aligned}$$

### 3. Ukuran Bak Penampung

$$\text{Dirancang kedalaman bak, H} = 4 \text{ m}$$

$$\text{Rasio panjang} : \text{Lebar} = 2 : 1$$

$$\begin{aligned} V &= P \times L \times T \\ &= 2L \times L \times 4 \\ &= 8L^2 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} L &= \left( \frac{V}{8} \right)^{1/2} \\ &= \left( \frac{0.7715}{8} \right)^{1/2} \\ &= 0.3105 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= 3 \times L \\ &= 0.9316 \text{ m} \end{aligned}$$

#### 4. Bahan Konstruksi

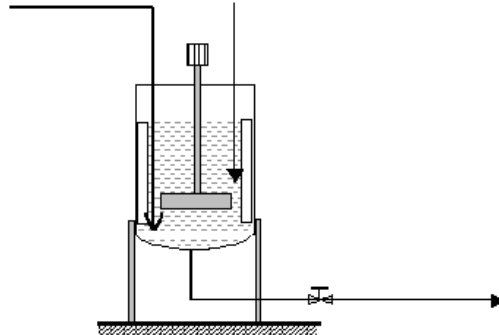
Bahan konstruksi bak sirkulasi air pendingin dipilih berupa beton bertulang

#### Ringkasan Bak Air Bersih

Panjang	=	0.9316	m		
Lebar	=	0.3105	m		
Kedalaman	=	4	m		
Volume	=	1.1573	m <sup>3</sup>	=	305.7164 gal

## TANGKI KLORINASI

### TU-01



Tugas : Tempat klorinasi air untuk membunuh bakteri-bakteri sehingga air dapat digunakan sebagai air sanitasi dan servis.

Jenis alat : Tangki silinder tegak

Data :

$$\text{Suhu (T)} = 30 \text{ C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Rapat Massa} = 1023.13 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal} = 8 \text{ jam}$$

$$\text{Kecepatan massa air} = 640.13 \text{ kg/jam}$$

### 1. Volume air dalam tangki

$$\begin{aligned} V1 &= \frac{\text{kecepatan massa air}}{\text{Rapat Massa}} \\ &= \frac{640.13 \text{ kg/jam}}{1023.13 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0.6257 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 165.2802 \text{ gal/jam} \end{aligned}$$

### 2. Kebutuhan Cl<sub>2</sub>

Kebutuhan = 2 ppm dalam umpan air

$$\begin{aligned} \text{Cl}_2 \text{ yang diperlukan} &= 2 \frac{\text{mg}}{\text{liter}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000000 \text{ mg}} \times 165.2802 \text{ liter/jam} \\ &= 0.0013 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### 3. Massa air

Larutan Cl<sub>2</sub> dibuat dengan kadar 5%

$$\text{Massa Air} = \frac{95\%}{5\%} \times 0.0013 \text{ kg/jam}$$

$$= 0.0238 \text{ kg/jam}$$

#### 4. Kapasitas untuk waktu tinggal

$$\begin{aligned} W &= \text{kecepatan volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 0.626 \text{ m}^3/\text{jam} \times 8 \text{ jam} \\ &= 5.0052 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

#### 5. Volume Tangki

Dirancang dengan angka keamanan 20%

$$\begin{aligned} V_t &= 120\% \times 5.0052 \text{ m}^3 \\ &= 6.006 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

#### 6. Ukuran tangki

Dirancang tangki dengan perbandingan D : H = 1 : 2

$$V_t = \frac{\pi D^2 H}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi D^2 2D}{4}$$

$$D^3 = \frac{4 V_t}{2\pi}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \times 19,6 \text{ m}^3}{\pi}}$$

$$D = 1.563994 \text{ m} = 61.57458 \text{ in}$$

$$H = 3.127989 \text{ m} = 123.1492 \text{ in}$$

#### Menentukan tebal dinding

Bahan konstruksi yang digunakan *Carbon steel SA-283 grade C* (Brownell and Young hal 342)

$$f = \text{allowable stress} = 12650 \text{ psi} \quad (\text{appendix D, Brownell \& Young})$$

$$E = \text{efisiensi sambungan} = 0.8 \quad (\text{tabel 13.2 hal: 254, Brownell})$$

$$c = \text{korosi} = 0.125 \text{ in} \quad (\text{Peters \& Timmerhaus})$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10\%$$

$$\text{Tekanan perancangan (P)} = 110\% \times 14.7 \text{ psi}$$

$$= 16.17 \text{ psi}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

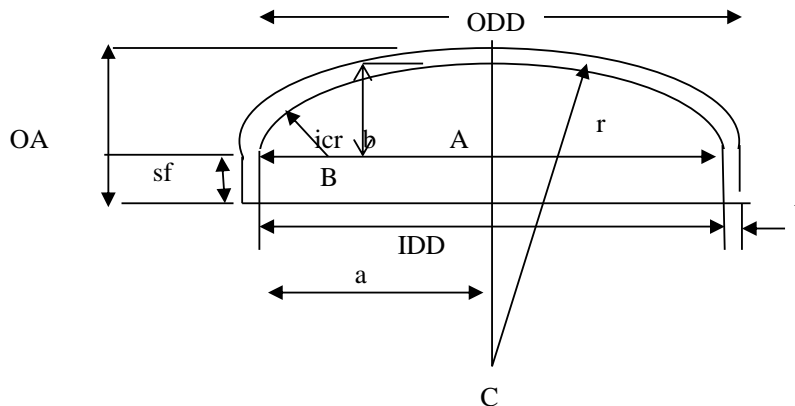
$$t_s = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

$$t_s = \frac{16.17 \times 30.78729}{12650 \times 0.8 - 0.6 \times 16.17} + 0.125$$

$$t_s = 0.17424 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal shell standar 0,25 in (Brownell & Young hal: 88)

### 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          |
| IDs | : diameter dalam shell = 1.563994 m = 61.57458 in            |    |                          |
| a   | : $\frac{IDs}{2} = \frac{61.57458}{2} = 30.78729 \text{ in}$ |    |                          |

Menentukan tebal head dengan menggunakan persamaan 13.12 Brownell, L. E, 1959

Jenis bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis stainless steel SA 167 type 316 (Brownell & Young, hal: 342)

- |                         |                       |                   |                                 |
|-------------------------|-----------------------|-------------------|---------------------------------|
| f                       | = allowable stress    | = 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         |                       | = 10%             |                                 |
| Tekanan perancangan (P) |                       | = 110% x 14.7 psi |                                 |
|                         |                       | = 16.17 psi       |                                 |

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + C$$

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times 16.17 \times 30.78729}{12650 \times 0.8 - 0.1 \times 16.17} + 0.125$$

$$t_{\text{head}} = 0.168543 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal head standar 0,25 in (Brownell & Young hal: 88)

### Menentukan tinggi head

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + 2.t_{\text{h}} \\ &= 61.91167 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 96 in dengan r = 96 in dengan tebal head 1/4 in diperoleh icr 5 7/8 in

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 95.5 \text{ in} \\ a &= 0,5 D = 47.75 \text{ in} \\ \text{AB} &= a - \text{icr} \\ &= 47.75 - 5.875 \\ &= 41.875 \text{ in} \\ \text{BC} &= r - \text{icr} \\ &= 72 - 5.875 \\ &= 66.125 \text{ in} \\ b &= r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5} \\ &= 20.82383 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh sf = 2 in (1,5 – 2 in)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head} &= t_{\text{h}} + b + sf \\ &= 0.1875 + 20.82383 + 2 \\ &= 23.01133 \text{ in} \\ &= 0.584488 \text{ m} \\ \text{Ttotal} &= H + 2.\text{tinggi head} \\ &= 3.127989 + 1.168976 \\ &= 4.296964 \text{ m} \end{aligned}$$

### Menentukan pengaduk

Jenis : Marine Propeller dengan 3 blade

Data :

- a. Viskositas : 0.975 cP = 0.00098 kg/m.s  
b. Densitas : 67.4244 lb/ft<sup>3</sup> = 995.649 kg/m<sup>3</sup>  
c. Putaran pengaduk (N) : 29.19 rpm = 0.4865 rps

Diameter *impeller* :

$$\begin{aligned} D_i &= 1/3 \cdot D_T && \text{(Mc.Cabe 1993,hal 243)} \\ &= 20.63722 \text{ in} \\ &= 0.524185 \text{ m} \end{aligned}$$

Lebar *blade* :

$$\begin{aligned} W_i &= 1/3 D_i && \text{(Mc.Cabe 1993,hal 243)} \\ &= 0.333 \times 0.524185 \\ &= 0.174728 \text{ m} \end{aligned}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki pelarut (E)

$$\begin{aligned} E &= 1/3 D_t \\ &= 0.333 \times 96 \\ &= 32 \text{ in} = 2.666667 \text{ ft} \end{aligned}$$

### **Bilangan Reynold :**

$$\begin{aligned} R_e &= \frac{\rho N D_i^2}{\mu} \\ &= \frac{1023.130 \times 0.4865 \times 0.275}{0.000514} \\ &= 266085.0375 \end{aligned}$$

### **Menentukan Tenaga Pengadukan**

Dihitung dengan persamaan :

$$P_o = N_p \rho l N^3 D_i^5$$

Dengan hubungan :

$D_i$  = Diameter pengaduk

$N$  = kecepatan putar

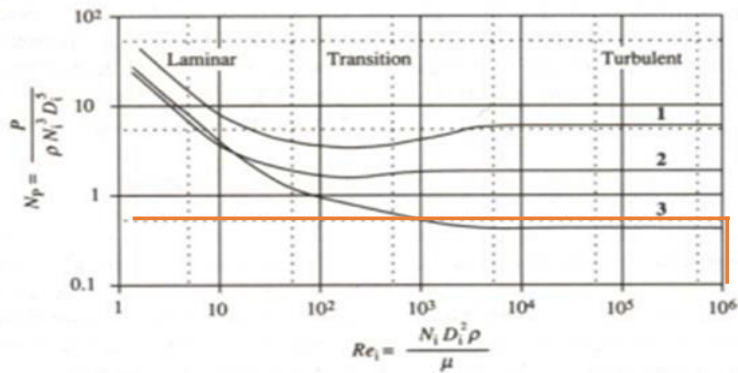
$N_p$  = Bilangan daya

$P_o$  = Daya penggerak

$\rho l$  = Rapat massa fluida yang diaduk

Bilangan Daya  $N_p$  (*Power Number*) diperoleh dari fig. 10.6 Wallas, "Cemical Process Equipment", halaman 292.





Dipilih jenis pengaduk *Marine Propeller* dengan jumlah baffle 3 buah dari fig 10.6 diatas dipilih curve 23 sehingga diperoleh  $N_p = 0,8$

$$\begin{aligned}
 P_o &= 0.8 \times 67.4244 \times 0.115146 \times 15.04354 \\
 &= 93.43413534 \text{ ft lbf/s} \times \frac{1 \text{ Hp}}{550}
 \end{aligned}$$

$$= 0.170 \text{ Hp}$$

Diperoleh Effisiensi motor 80 % (Table 3.1. Towler and Sinnott, hlm.111)

$$\begin{aligned}
 \text{Tenaga motor untuk pengaduk} &= \frac{P_o}{\text{Effisiensi}} = \frac{0.170}{80\%} \\
 &= 0.2 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Motor standar

Diperoleh dari Ludwig, E.E., "Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants", Gulf Publishing, Co. Houston, Texas, (2001), edisi 3, halaman 628.

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

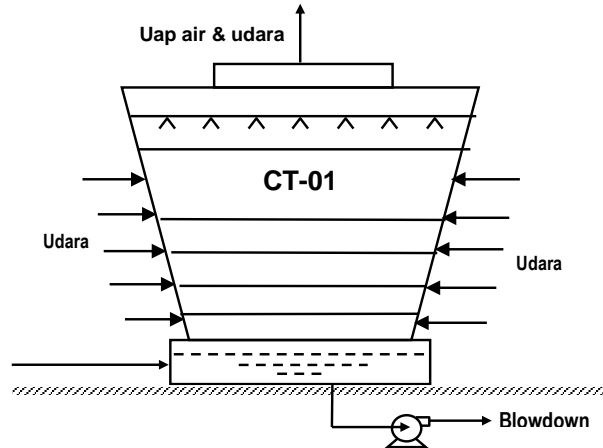
General purpose:  $1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, \text{ and } 500.$

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.

Maka motor standar yang digunakan adalah motor induksi dengan daya 0.5 HP



## COOLING TOWER 1 (CT-01)



Tugas = Mendinginkan kembali air pendingin yang dipergunakan di alat-alat proses untuk disirkulasi kembali dengan mengontakkan air dan udara

Jenis = *Induced draft fan*

Umpan air masuk CT-01 :

Tekanan

Data Operasi :

Suhu air masuk ( $T_1$ )	=	50.00	°C	=	323	K
Suhu air keluar ( $T_2$ )	=	30.00	°C	=	303	K
Tekanan (P)	=	1	Atm			
Kecepatan air ( $L_1$ )	=	976343.959	Kg/Jam			
Densitas air	=	986.7317	Kg/m <sup>3</sup>			
Kapasitas panas air ( $C_{pa}$ )	=	4.343	kJ/Kg.K			

Data Udara Lingkungan (Treybal, 1981) :

Suhu udara ( $T_{g\ in}$ )	=	30	°C	=	303	K
Kelembaban Relatif (RH)	=	70%				
Kapasitas panas udara ( $C_{pu}$ )	=	1.008	kJ/Kg.K			
Kapasitas panas uap air ( $C_{ps}$ )	=	1.884	kJ/Kg.K			
Panas penguapan ( $H_{vap}$ )	=	2302	kJ/Kg			

### 1. Menghitung Neraca Massa

- Menentukan kadar uap air dalam udara

Dari Humidity fig. 7.5(a), Treybal, p.232 untuk RH 70% & suhu 30 °C

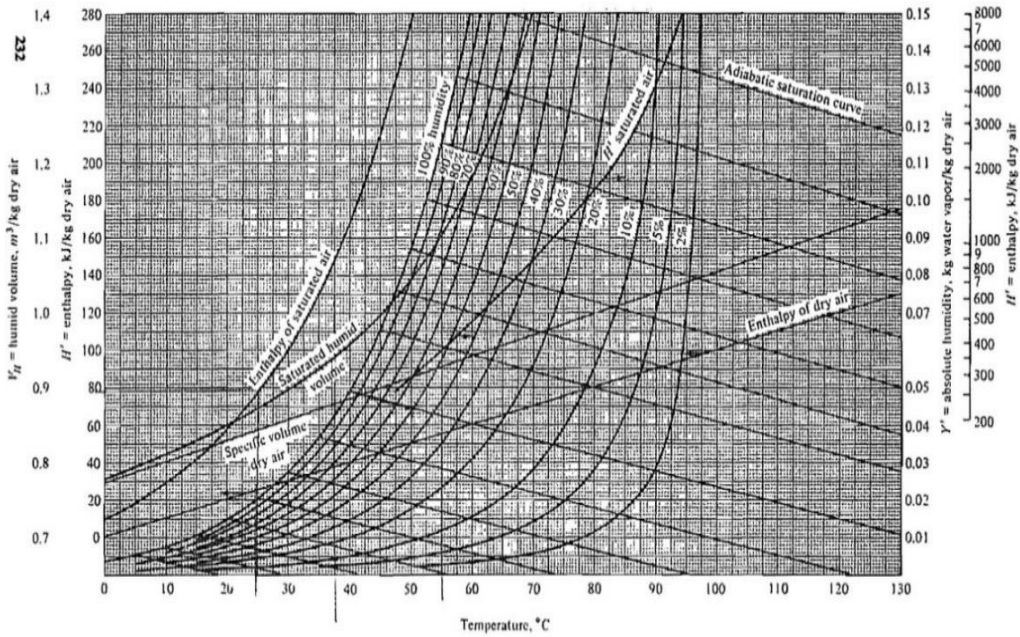


Figure 7.5 (a) Psychrometric chart for air-water vapor, 1 std atm abs, in SI units.

Diperoleh  $Y_1 = 0.02$  Kg/Kg udara

b. Menentukan kebutuhan udara

Diperoleh dengan cara membuat neraca massa dan neraca panas  
 Dirancang :

Suhu udara keluar maksimum = 35 °C = 308 K  
 Kelembaban relatif (RH) = 100%

Dari Humidity Chart didapat,  $Y_2 = 0.035$  Kg/Kg Udara  
 $T_{wb} = 26.4$  °C

Neraca Massa

Kecepatan massa masuk - Kecepatan massa keluar = Akumulasi

$$G(1+Y_1) + L_1 - G(1+Y_2) - L_2 = 0$$

$$G(Y_2-Y_1) + L_2 = L_1 \dots\dots\dots(1)$$

Dimana ,

- G = Kecepatan massa udara kering (Kg/Jam)
- L1 = Kecepatan massa air masuk Cooling tower (Kg/Jam)
- L2 = Kecepatan massa air keluar Cooling tower (Kg/Jam)
- Y1 = Rasio massa uap air/massa udara basis kering masuk (Kg/Kg)
- Y2 = Rasio massa uap air/massa udara basis kering keluar (Kg/Kg)

## Neraca Panas

Kecepatan panas masuk - kecepatan panas keluar = akumulasi  
 $Qg \text{ in} + QL \text{ in} - QL \text{ out} - Qg \text{ out} = 0$

Dimana,

- $Qg \text{ in}$  = Panas dibawa udara masuk (kJ/Jam)
- $Qg \text{ out}$  = Panas dibawa udara keluar (kJ/Jam)
- $Q1 \text{ in}$  = Panas dibawa air masuk (kJ/Jam)
- $Q1 \text{ out}$  = Panas dibawa air keluar (kJ/Jam)

Panas yang dibawa oleh udara, dihitung dengan persamaan :

$$Qg = G hg$$
$$hg = (Cpu + Y1 Cps) (Tg - Tref) + hvap Y1$$

Dimana,

- $hg$  = Entalpi yang dibawa udara (kJ/kg)
- $Cpu$  = Kapasitas panas udara basis kering (kJ/kg.K)
- $Cps$  = Kapasitas panas uap air (kJ/kg.K)
- $Hvap$  = Panas laten penguapan air (kJ/kg)
- $Tg$  = Suhu udara (K)
- $Treff$  = Suhu referensi (K)

Panas yang dibawa oleh udara masuk :

$$\begin{aligned} \underline{hg1} &= \left[ 1.01 \text{ KJ/Kg.K} + 1.884 \text{ KJ/Kg.K} \times 0.02 \text{ Kg/Kg} \right] \\ &\quad \times \left[ 303 \text{ K} - 298 \text{ K} \right] \\ &\quad + \left[ 2302 \text{ KJ/Kg} \times 0.02 \text{ kg/kg} \right] \\ &= 47.2364 \text{ KJ/Kg} \\ Qg1 &= G \times hg1 = G \times 47.2364 \text{ KJ/Kg} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa oleh udara keluar :

$$\begin{aligned} hg2 &= \left[ 1.01 \text{ kJ/Kg.K} + 1.88 \text{ kJ/Kg.K} \times 0.035 \text{ kg/kg} \right] \\ &\quad \times \left[ 308 \text{ K} - 298 \text{ K} \right] \\ &\quad + \left[ 2302 \text{ KJ/Kg} \times 0.035 \text{ Kg/kg} \right] \end{aligned}$$

$$= 82.2374 \text{ kJ/Kg}$$

$$\begin{aligned} Q_{g2} &= G \times h_{g2} \\ &= G \times 82.2374 \text{ kJ/Kg} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa oleh air dihitung dengan persamaan :

$$Q_L = L \times C_{pa} \times (T - T_{reff})$$

Panas yang dibawa oleh air masuk :

$$\begin{aligned} Q_{L \text{ in}} &= L_1 \times C_{pa} \times (T_{L1} - T_{reff}) \\ &= 976344 \text{ Kg/Jam} \times 4.343 \text{ KJ/Kg} \\ &\quad \times (323 - 298) \text{ K} \\ &= 106006545 \text{ KJ/jam} = 99646152.67 \text{ btu} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa oleh air keluar :

$$\begin{aligned} Q_{L \text{ out}} &= L_2 \times C_{pa} \times (T_{L2} - T_{reff}) \\ &= L_2 \text{ Kg/Jam} \times 4.18 \text{ kJ/Kg.K} \times \\ &\quad [ 303 - 298 ] \text{ K} \\ &= 20.9200 L_2 \end{aligned}$$

$$*Q_{g \text{ in}} + Q_{L \text{ in}} - Q_{L \text{ out}} - Q_{g \text{ out}} = 0$$

Persamaan neraca panas menjadi :

$$35.001 \text{ G KJ/Jam} + 20.9 L_2 \text{ KJ/Jam} = 106006545 \text{ KJ/Jam} \dots\dots\dots(2)$$

$$*G(Y_2 - Y_1) + L_2 = L_1 \quad \text{Dari pers (1)}$$

Persamaan neraca massa menjadi :

$$0.02 \text{ G kg/jam} + L_2 \text{ kg/jam} = 976343.96 \text{ Kg/Jam}$$

$$L_2 = 976343.96 - 0.02 \text{ G} \dots\dots\dots(3)$$

Substitusi persamaan (3) ke (2)

$$* \begin{bmatrix} 35.0010 \text{ G} + 20.9 \\ 976344 - 0.02 \end{bmatrix} \text{ G} \times = 106006545$$

$$* \begin{bmatrix} 35.0010 \text{ G} + \\ 20425115.63 - 0.31 \end{bmatrix} \text{ G} = 106006545$$

$$* \quad 34.69 \quad G \quad + \quad 20425115.63 \quad = \quad 106006545$$

$$G \quad = \quad 2467234 \quad \text{Kg/Jam}$$

$$L_2 \quad = \quad 939335 \quad \text{Kg/jam}$$

$$\text{Massa air menguap} \quad = \quad L_1 - L_2$$

$$= \quad 976344 \quad \text{Kg/Jam} \quad - \quad 939335 \quad \text{Kg/Jam}$$

$$= \quad 37009 \quad \text{Kg/Jam}$$

## 2. Kebutuhan Air Make Up

### a. Evaporated Loss

$$W_e \quad = \quad \text{Massa Air Menguap}$$

$$= \quad 37009 \quad \text{Kg/Jam}$$

### b. Drift Loss

Untuk mechanical induce draft cooling tower diambil

$$\text{Drift loss} \quad = \quad 0.02\%$$

$$\begin{aligned} W_d &= 0.02\% \quad \times \quad W_c \\ &= 0.02\% \quad \times \quad 976344 \quad \text{Kg/Jam} \\ &= 195.2688 \quad \text{Kg/Jam} \end{aligned}$$

### c. Kebutuhan air Blowdown

Cycles of Concentration (COC) berkisar 1 sampai 5

Diambil COC sebesar = 5

$$W_b \quad = \quad \frac{W_e - (\text{Cycles} - 1) W_d}{\text{Cycles} - 1} \quad (\text{Perry's, pers 12-14c})$$

$$= \frac{37009 \quad \text{Kg/Jam} - \left[ 5 - 1 \right] \times 195.2688 \quad \text{Kg/Jam}}{\left[ 5 - 1 \right]}$$

$$= \quad 9056.86 \quad \text{Kg/Jam}$$

### d. Kebutuhan Air Make Up

$$\begin{aligned} W_m &= W_e \quad + \quad W_d \quad + \quad W_b \\ &= 37009 \quad + \quad 195.2688 \quad + \quad 9056.858 \\ &= 46260.63 \quad \text{Kg/Jam} \end{aligned}$$

### 3. Ukuran Cooling Tower

#### a. Luas Penampang

Dihitung berdasarkan flux volume air ( Perry, R.H., Chemical Engineering Handbook 'ed. VII halaman 12-16)

$$\begin{aligned} \text{Flux volume} &= 1.75 \quad \text{Gallon /menit.ft}^2 \\ &= 4.2778 \quad \text{m}^3 / \text{m}^2 \text{ Jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan volume air dalam Cooling tower} &= 976343.9594 \quad \text{Kg/Jam} \\ &= 989.4726 \quad \text{m}^3/\text{Jam} \\ &= 4356.5488 \quad \text{gpm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang} &= \frac{989.4726 \quad \text{m}^3/\text{Jam}}{4.2778 \quad \text{m}^3 / \text{m}^2 \text{ Jam}} \\ &= 231.30 \quad \text{m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dirancang panjang (P)} &= \text{Lebar (L)} \\ L &= \left[ 231.30 \quad \text{m}^2 \right]^{1/2} \\ &= 15.21 \quad \text{m} \\ P &= 15.21 \quad \text{m} \end{aligned}$$

Dari Perry ed 7 hal 12-16, diperoleh tinggi *cooling tower* adalah berkisar 7,6 sampai 9,1 m.

$$\text{Diambil} = 7.6 \quad \text{m}$$

### 4. Daya Penggerak Fan

$$\begin{aligned} \text{Dirancang standar performa tower} &= 90\% \\ \text{Dari fig 12-15 Perry's diperoleh} &= 0.03 \quad \text{Hp/ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Power} &= 2489.71 \quad \text{ft}^2 \quad \times \quad 0.03 \quad \text{Hp/ft}^2 \\ &= 74.69 \quad \text{hp} \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih motor standar} = 75 \quad \text{hp}$$

*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.

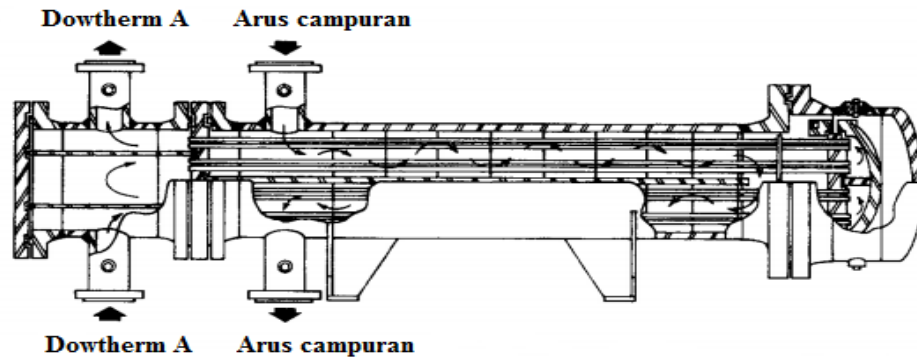


Maka Ukuran Cooling Tower :

Panjang	=	15.21	m
Lebar	=	15.21	m
Tinggi	=	7.6	m
Daya	=	75	Hp

**Cooler Utilitas 1 (CLU-01)**

Tugas : Mendinginkan Dowtherm A keluar Vaporizer ( VP -01 )



Kondisi dowtherm A masuk CLU-01 :

Tekanan = 1 atm  
 Suhu = 522.351095 K

Komposisi :

komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
Dowtherm A	166	301.204819	50000.00
Total		301.204819	50000

**Tekanan uap murni**

Diperoleh dari CHAMCAD

$$Y = \exp\left[A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T) + DT^E\right] \quad \text{Pascal}$$

Komponen	A	B	C	D	E
Dowtherm A	2.92.E+01	-7.29.E+03	-5.31.E-01	-2.09.E-06	2.00.E+00

**Kapasitas panas fase cair**

Diperoleh dari CHAMCAD

$$Y = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4 \quad \text{J/kmol.K}$$

Komponen	A	B	C
Dowtherm A	1.43.E+05	3.73.E+02	1.11.E-01

**Konduktifitas termal cair**

Diperoleh dari CHAMCAD

$$Y = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4 \quad \text{J/s.m.K}$$

Komponen	A	B
Dowtherm A	1.86.E-01	-1.60.E-04

**Densitas Cair**

Diperoleh dari CHAMCAD

$$Y = \frac{A}{B \left( 1 + \left( 1 - \frac{T}{C} \right)^D \right)} \quad \text{kmol/m}^3$$

Komponen	A	B	C	D
Dowtherm A	5.39.E-01	2.65.E-01	7.70.E+02	3.07.E-01

**Viskositas Cair**

Diperoleh dari CHAMCAD

$$Y = \exp \left[ A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T) + D T^E \right] \quad \text{kg/m.s}$$

Komponen	A	B	C
Dowtherm A	-1.84.E+01	2.18.E+03	9.57.E-01

**Tekanan uap murni**

Diperoleh dari Yaws

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

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	2.99.E+01	-3.15.E+03	-7.30.E+00	2.42.E-09	1.81.E-06

**Kapasitas panas fase cair**

Diperoleh dari Yaws

$$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3$$

$C_p$  = heat capacity of liquid, joule/(mol K)

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	9.21.E+01	-4.00.E-02	-2.11.E-04	5.35.E-07

**Konduktifitas termal cair**

Diperoleh dari Yaws

$$\log_{10} k_{liq} = A + B [1-T/C]^{2.7}$$

where

$k_{liq}$  = thermal conductivity of liquid, W/(m K)

A, B, and C = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C
H <sub>2</sub> O	-2.76.E-01	4.61.E-03	-5.54.E-06

**Densitas Cair**

Diperoleh dari Yaws

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

$T_c$  = critical temperature, K

Komponen	A	B	$T_c$	n
H <sub>2</sub> O	0.34710	0.274	647.13	0.28571

**Viskositas Cair**

Diperoleh dari Yaws

$$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\eta_{liq}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-1.02.E+01	1.79.E+03	1.77.E-02	-1.26.E-05

**1. Beban panas**

Beban panas CLU-01 dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q_1}^{Q_2} dQp = \int_{t_1}^{t_2} \sum f_i \cdot C_{pi} \cdot dT \quad \dots\dots\dots(1)$$

Integral persamaan (1) :

$$\Delta Q_{tot} = \sum f_i \cdot C_{pi} |(t_2 - t_1) \quad \dots\dots\dots(2)$$

Keterangan :

- Qtot : Beban panas HE-02
- fi : Laju alir mol komponen, kmol/jam
- Cpi : Kapasitas panas gas, Kj/kmol.K
- t2 : Suhu fluida dingin keluar HE-02, K
- t1 : Suhu fluida dingin HE-02, K

Suhu masuk, t1 = 522.351 K  
 249.351 °C  
 Suhu keluar, t2 = 304 K  
 31 °C

komponen	BM	fi, kmol/jam
Dowtherm A	166	301.204819
Total		301.204819

Komponen	f <sub>i</sub> .C <sub>pli</sub> J/J.K		
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>
Dowtherm A	4.32.E+07	1.12.E+05	3.36.E+01
Total	4.32.E+07	1.12.E+05	3.36.E+01

Komponen	integral ∑f <sub>i</sub> .C <sub>pli</sub> , J <sub>j</sub> /J.K		
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>
Total	4.32.E+07	5.62.E+04	1.12.E+01

$$\Delta Q_{tot} = \sum f_i \cdot C_{pi} |(t_2 - t_1) = -20847582074.63 \quad \text{J/jam}$$

-20,847,582.07                      Kj/jam

Beban panas = 20,847,582.07                      Kj/jam

Dikarenakan beban panas yang begitu besar sehingga cooler dirancang paralel 3  
 Sehingga beban panas masing masing cooler menjadi = 5211895.52

**2. Media pendingin**

Sebagai pendingin digunakan air

Suhu masuk = 303 K  
 Suhu keluar = 323 K  
 BM air = 18.015 kg/kmol

Suhu didih air :

Tekanan air = 1 atm  
 Suhu air = 373.179372 K = 100.179372 C

Komponen	xi	Poi	ki	yi = ki.xi
Air	1	1.00051291	1.00051291	1.00051291

**- Menghitung kebutuhan massa pendingin**

Massa pendingin = 249,451.8 Kg/jam  
 Kecepatan mol pendingin = 13,846.89 kmol/jam

Panas yang diserap dihitung dengan persamaan :

$$\int_{Q1}^{Q2} dQ_{tot} = \int_{T1}^{T2} \sum fp.Cpp.dT \dots\dots\dots(3)$$

Integral persamaan (3) :

$$\Delta Q_{tot} = \sum fp.Cpp |(T2 - T1) \dots\dots\dots(4)$$

Komponen	fp.Cpp Kj/Jam.K			
	A	B.T	C.T <sup>2</sup>	D.T <sup>3</sup>
Air	1.3.E+06	-5.5.E+02	-2.9.E+00	7.4.E-03
Total	1.3.E+06	-5.5.E+02	-2.9.E+00	7.4.E-03

Komponen	integral ∑fp.Cpp, J/Jam.K			
	A.T	B.T <sup>2</sup>	C.T <sup>3</sup>	D.T <sup>4</sup>
Air	1.3.E+06	-2.8.E+02	-9.7.E-01	1.9.E-03

$$\Delta Q_{serap} = \sum fp.Cpp |(T2 - T1) = 20,847,582.07 \text{ Kj/jam}$$

**3. Beda suhu rerata**

	Hight temp	low temp
Hot fluid	T1	T2

Cold fluid	t2	t1
$\Delta t$	$T1 - t2 = \Delta t2$	$T2 - t1 = \Delta t1$

	Hight temp	low temp
Hot fluid	522.351095	323
Cold fluid	323	303
$\Delta t$	199.351095	20

$$(\Delta t) = \frac{\Delta t2 - \Delta t1}{\ln \frac{\Delta t2}{\Delta t1}} = 78.0012796 \text{ K}$$

#### 4. Koefisien perpindahan panas gabungan kotor

Dipilih dari tabel 8 Kern.D.Q."Process Heat Transfer". Hal 840.

**TABLE 8. APPROXIMATE OVERALL DESIGN COEFFICIENTS**  
 Values include total dirt factors of 0.003 and allowable pressure drops of 5 to 10 psi on the controlling stream  
 Coolers

Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Water	Water	250-500§
Methanol	Water	250-500§
Ammonia	Water	250-500§
Aqueous solutions	Water	250-500§
Light organics*	Water	75-150
Medium organics†	Water	50-125
Heavy organics‡	Water	5-75
Gases	Water	2-50¶
Water	Brine	100-200
Light organics	Brine	40-100

---

viskositas fluida panas :

T1 = 522.351095 K  
 T2 = 323 K  
 T rerata = 422.675548 K

komponen	kg/jam	wi	$\mu_i$ , cP	wi. $\mu_i$
Dowtherm A	50000.00	1	5.84.E-01	5.84.E-01
Total A	50000.00	1		0.584

Viskositas cair fluida panas = 0.584 cP

viskositas fluida dingin :

T1 = 323 K  
 T2 = 303 K  
 T rerata = 313 K

komponen	kg/jam	wi	$\mu_i$ , cP	wi. $\mu_i$
H <sub>2</sub> O	249451.81	1	6.65.E-01	6.65.E-01
Total	249451.808	1		0.665

Untuk sistem air dan heavy organic, Ud 5 - 75 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.oF.

Dipilih Ud = 75 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.oF

$$Ud = 75 \frac{\text{Btu}}{\text{jam. ft}^2. \text{oF}} \times \frac{0,005678 \text{ Kj/s.m}^2. \text{K}}{\text{Btu/jam. ft}^2. \text{oF}} = 0.42585 \text{ Kj/s.m}^2. \text{K}$$

## 5. Alat penukar panas

a. Luas perpindahan panas

$$A = \frac{Q_{tot}}{Ud \times \Delta T_{LMTD}}$$

Keterangan :

A = Luas perpindahan kalor, m<sup>2</sup>  
 Q<sub>tot</sub> = Beban panas kondensor parsial, Kj/jam  
 Ud = Koefisien perpindahan panas, Kj/s.m<sup>2</sup>.K  
 $\Delta T_{LMTD}$  = Log perbedaan suhu rata-rata, K

---


$$A = \frac{20,612,454.20 \text{ Kj/jam}}{0.42585 \text{ Kj/s.m}^2. \text{K} \times 3600 \text{ s/jam} \times 41.924 \text{ K}} = 174.339105 \text{ m}^2$$

Maka : 1875.60983 Ft<sup>2</sup>



Luas perpindahan panas > 100 ft<sup>2</sup>, jenis alat penukar panas yang digunakan adalah *Heat Exchanger Shell and tube*.

b. Ukuran tube

Menurut Sinnott hal 805, Tube diameter antara 0,625 - 2 in.

Dari tabel.9 Kern,D.Q."Process Heat Transfer" dipilih :

Diameter luar tube (Odt) = 0.75 in = 0.01905 m

Dari tabel.10 Kern, BWG = 18.

Diameter dalam tube (Idt) = 0.652 in = 0.0165608 m

APPENDIX OF CALCULATION DATA

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft <sup>2</sup>		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401

c. Panjang tube

Menurut Sinnott hal 805, panjang standar tube 6, 8, 12, 16, 20, 24 ft.

Dipilih panjang tube = 16 ft = 4.87804878 m

d. Jumlah tube

Jumlah tube dipilih dari Tabel.9 Kern."Process Heat Transfer". Pada Triangular Pitch, Odt = 0,75 in, Pt = 0,9375 in.

¾ in. OD tubes on 1 5/16-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18
10	62	56	47	42	36
12	109	98	86	82	78
13 1/4	127	114	96	90	86
15 1/4	170	160	140	136	128
17 1/4	239	224	194	188	178
19 1/2	301	282	252	244	234

1974	301	408	502	601	691
21 $\frac{1}{4}$	361	342	314	306	290
23 $\frac{1}{4}$	442	420	386	378	364
25	532	506	468	446	434
27	637	602	550	536	524
29	721	692	640	620	594
31	847	822	766	722	720
33	974	938	878	852	826
35	1102	1068	1004	988	958
37	1240	1200	1144	1104	1072
39	1377	1330	1258	1248	1212

Jumlah tube dihitung dari persamaan :

$$Nt = \frac{A}{\pi \cdot odt \cdot L} = \frac{320.70m^2}{3,14 \cdot 0,01905m \cdot 3,658m} = 597.480926 \text{ buah}$$

Dipilih : Jumlah tube (Nt) = 602  
 Diameter dalam shell (ids) = 27 in  
 = 0.6858 m  
 Passes = 2

e. Ud terkoreksi

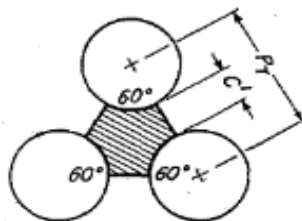
$$A_{\text{terkoreksi}} = \pi \cdot odt \cdot L \cdot Nt = \begin{matrix} 175.657727 \text{ m}^2 \\ 1889.79609 \text{ ft}^2 \end{matrix}$$

$$Ud_{\text{terkoreksi}} = \frac{Q_{\text{tot}}}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta T_{L_{MTD}}}$$

$$Ud_{\text{terkoreksi}} = \begin{matrix} 0.42265324 \text{ Kj/s.m}^2\cdot\text{K} \\ 74.4369925 \text{ Btu/jam.ft}^2\cdot\text{°F} \end{matrix}$$

(Masih dalam batas 5-75 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F)

f. Pitch tube & clearence



Pitch tube 25% lebih besar dari diameter luar tube.

$$Pt = 1,25 \times odt = 1,25 \times 0,75 \text{ in} = 0,9375 \text{ in}$$

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

Clearance (C') merupakan selisih antara pitch tube dengan diameter luar tube.

$$C' = Pt - odt$$

$$C' = 0,1875 \text{ in}$$

$$C' = 0,0047625 \text{ m}$$

g. Jarak antar baffle

Jarak antar baffle dihitung 1/2 dari diameter dalam shell.

$$B = \frac{Ids}{2} = 13,5 \text{ in} = 0,3429 \text{ m}$$

$$= 1,125 \text{ ft}$$

h. Diameter ekuivalen

Untuk susunan triangular pitch, diameter ekuivalen dihitung dengan persamaan :

$$De = \frac{4 \times \left( \frac{1}{2} Pt \times 0,86 \cdot Pt - \frac{1}{2} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot OD^2 \right)}{\frac{1}{2} \pi \cdot OD} = 0,0136 \text{ m}$$

$$= 0,04448646 \text{ ft}$$

$$= 0,53383758 \text{ in}$$

h. Luas aliran shell

$$as = \frac{IDs \cdot C \cdot B}{Pt} = \frac{35 \text{ in} \times 0,1875 \text{ in} \times 17,5 \text{ in}}{0,9375 \text{ in}} = 72.900 \text{ in}^2$$

$$= 0,50625 \text{ ft}^2$$

$$= 0,04703216 \text{ m}^2$$

## 6. Route fluida

Fluida panas dialirkan di dalam tube, dan fluida dingin dialirkan kedalam shell.

## 7. Koefisien perpindahan panas gabungan bersih

Dihitung dari persamaan Kern. "Process Heat Transfer" :

$$Uc = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \dots\dots\dots(5)$$

$$h_{io} = h_i \frac{I_{dt}}{O_{dt}} \dots\dots\dots(6)$$

$$h_i = \frac{kt}{I_{dt}} \times 0,027 \times \left( \frac{I_{dt} \times G_t}{\mu_{mix}} \right)^{0,8} \times \left( \frac{C_{pt} \times \mu_{mix}}{kt} \right)^{1/3} \dots\dots\dots(7)$$

$$h_o = \frac{ks}{De} \times 0,36 \times \left( \frac{De \times G_s}{\mu_s} \right)^{0,55} \times \left( \frac{C_{ps} \times \mu_s}{ks} \right)^{1/3} \dots\dots\dots(8)$$

Keterangan :

- Uc : Koefisien perpindahan gabungan bersih (Kj/m2.s.K)
- Ud : Koefisien perpindahan gabungan kotor (Kj/m2.s.K)
- hio : Koefisien perpindahan panas luar pipa tube (Kj/m2.s.K)
- hi : Koefisien perpindahan panas dalam pipa tube (Kj/m2.s.K)
- ho : Koefisien perpindahan panas dalam shell (Kj/m2.s.K)
- Rd : Foling factor (m2.s.K/Kj)
- kt : Konduktifitas termal fluida di tube (Kj/m2.s.K)
- Di : Diameter dalam pipa tube (m)
- Gt : Fluks massa di tube (Kg/s.m2)
- μt : Viskositas fluida di tube (Kg/m.s)
- Cpt : Kapasitas panas fluida di tube (Kj/kg.K)
- μs : Viskositas fluida di shell (Kg/m.s)
- ks : Konduktifitas termal fluida di shell (Kj/m2.s.K)
- De : Diameter ekuivalen shell (m)
- Gs : Fluks massa di shell (Kg/s/m2)
- Cps : Kapasitas panas fluida di shell (Kj/kg.K)
- Cps : Kapasitas panas fluida di shell (Kj/kg.K)

---

**a. Menghitung hi dan hio**

Fluida di tube	=	Fluida panas		
Odt	=	0.75 in	=	0.01905 m
Idt	=	0.652 in	=	0.0165608 m
n	=	2	Pass	
Nt	=	602		
wt	=	50000.000	kg/jam	

Viskositas gas :

Viskositas ditinjau pada suhu rerata :

$$\begin{aligned} T1 &= 522.351095 \text{ K} \\ T2 &= 323 \text{ K} \\ T \text{ rerata} &= 422.675548 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Kg/jam	wi	$\mu_i$ , Kg/m.s	wi. $\mu_i$
Dowtherm A	50000.000	1	0.00058393	0.00058393
Total	50000.000	1.000		5.84.E-04

$$\mu_t = 0.00058393 \text{ Kg/m.s}$$

- Luas aliran

$$at' = \frac{\pi}{4} Idt^2 = 0.00021529 \text{ m}^2$$

$$at = \frac{Nt \times at'}{n} = 0.06480355 \text{ m}^2$$

- Flux massa

$$Gt = \frac{wt}{at} = \begin{matrix} 771562.706 \text{ Kg/jam.m}^2 \\ 214.322974 \text{ kg/s.m}^2 \end{matrix}$$

- Bilangan reynold

$$Ret = \frac{Idt \times Gt}{\mu_t} = 6078.39257$$

---

- Kapasitas panas cair

Ditinjau pada suhu rerata :

$$T \text{ rerata} = 422.675548 \text{ K}$$

Komponen	$f_i$ , kmol/jam	$C_{pi}$ , Kj/kmol.K	$f_i.C_{pi}$ , Kj/jam.K
Dowtherm A	301.205	320.970	96677.59928
Total	301.205		96677.59928

$$C_{pt} = \frac{\sum f_i.C_{pi}}{wt} = 1.93355199 \text{ Kj/kg.K}$$

- Konduktifitas termal cair

Ditinjau pada suhu rerata :

$$T \text{ rerata} = 422.675548 \text{ K}$$

Komponen	Kg/jam	wi	ki, Kj/s.m.K	wi.ki
Dowtherm A	50000.00	1	0.00011795	0.00011795
Total	50000.000	1.000		1.18.E-04

$$k_t = 0.00011795 \text{ Kj/s.m.K}$$

Dari persamaan (7) :

$$h_i = \frac{k_t}{l_{dt}} \times 0,027 \times \left( \frac{l_{dt} \times G_t}{\mu t} \right)^{0,8} \times \left( \frac{C_{pt} \times \mu t}{k_t} \right)^{1/3} = 0.43452799 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K}$$

$$76.5283531 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F}$$

Dari persamaan (6) :

$$h_{io} = h_i \frac{l_{dt}}{O_{dt}} = 0.37774967 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} = 66.5286483 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

### b. Menghitung ho

Fluida di shell	=	Fluida dingin
ws	=	249,451.8 Kg/jam = 69.2921689 Kg/s
Ids	=	0.6858 m
De	=	0.0136 m
Pt	=	0.0238125 m
C'	=	0.0047625 m
B	=	0.3429 m
as	=	0.04703216 m <sup>2</sup>

---

- Viskositas cair

Ditinjau pada suhu rerata :

$$t_1 = 303 \text{ K}$$

$$t_2 = 323 \text{ K}$$

$$t \text{ rerata} = 313 \text{ K}$$

Komponen	kg/jam	wi	$\mu_i$ , kg/m.s	wi/ $\mu_i$
H <sub>2</sub> O	249,451.81	1	0.0006654	0.0006654
Total	249451.808	1		6.65.E-04

$$\mu_s = 6.65.E-04 \text{ Kg/m.s}$$

- Kapasitas panas cair

Ditinjau pada suhu rerata :

$$t \text{ rerata} = 313 \text{ K}$$

Komponen	fi, kmol/jam	Cpi, Kj/kmol.K	fi.Cpi, Kj/jam.K
H <sub>2</sub> O	13,846.89	7.53.E+01	1.04.E+06
Total	13,846.89		1.04.E+06

$$C_{ps} = \frac{\sum f_i \cdot C_{pi}}{ws} = 4.18.E+00 \text{ Kj/kg.K}$$

- Konduktifitas cair

Ditinjau pada suhu rerata :

$$t \text{ rerata} = 313 \text{ K}$$

Komponen	kg/jam	wi	ki, Kj/s.m.K	wi/ki
H <sub>2</sub> O	249,451.8	1	0.00302443	0.00302443
Total	249,451.81	1		0.00302443

$$k_s = 3.02.E-03 \text{ Kj/s.m.K}$$

- Flux massa

$$G_s = \frac{ws}{as} = \frac{5303855.64 \text{ Kg/jam.m}^2}{1473.29323 \text{ kg/s.m}^2}$$

- Bilangan Reynold

$$Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu_s} = 30022.8 \text{ (Turbulen)}$$

Dari persamaan (8) :

$$h_o = \frac{k_s}{De} \times 0,36 \times \left( \frac{De \times G_s}{\mu_s} \right)^{0,55} \times \left( \frac{C_{ps} \times \mu_s}{k_s} \right)^{1/3} = \begin{matrix} 22.6520829 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} \\ 3989.4475 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F} \end{matrix}$$

Sehingga dari persamaan (5) didapat :

.....

$$U_c = \frac{n_{io} \times n_o}{h_{io} + h_o} = \begin{matrix} 0.37155358 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} \\ 65.437404 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \end{matrix}$$

**8. Dirt resistance/Dirt factor**

$$\begin{matrix} U_c & = & 0.37155358 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} \\ U_d \text{ terkoreksi} & = & 0.42265324 \text{ Kj/s.m}^2.\text{K} \end{matrix}$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0.352 \text{ s.m}^2.\text{K/Kj} = 0.00199866 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

Faktor pengotor terhitung = 0.00199866 jam.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

**9. Pressure drop**

**a. Pressure drop pada tube dihitung dari persamaan 7.45 & 7.46 Kern :**

Fluida di tube berupa distilat MD-02.

$$\Delta Pt = \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot Idt \cdot s} \dots\dots\dots(7.45)$$

$$\Delta Pr = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} \dots\dots\dots(7.46)$$

pressure drop pada tube :  $\Delta P_T = \Delta Pt + \Delta Pr$

L	=	16	ft	
n	=	2		
Idt	=	0.652	in	= 0.0165608 m
wt	=	50000	kg/jam	
Nt	=	602		
Ret	=	6078.39257		
Gt	=	771562.706	Kg/jam.m <sup>2</sup>	= 157777.918 lb/jam.ft <sup>2</sup>
Suhu rerata tube	=	422.675548	K	

- menghitung s pada suhu rerata di tube :  $s = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho \text{ air}} = \frac{\rho \text{ campuran}}{1000}$

densitas fluida panas ditinjau pada suhu rerata :

Komponen	Kg/jam	wi	ρi, kg/m <sup>3</sup>	wi.ρi
Dowtherm A	50000.00	1	954.3370	954.337048
Total	50000.000	1.000		954.337

$\rho \text{ mix} = 954.337048 \text{ kg/m}^3$



sehingga,  $s = 0.95433705$

- Faktor friksi di tube :

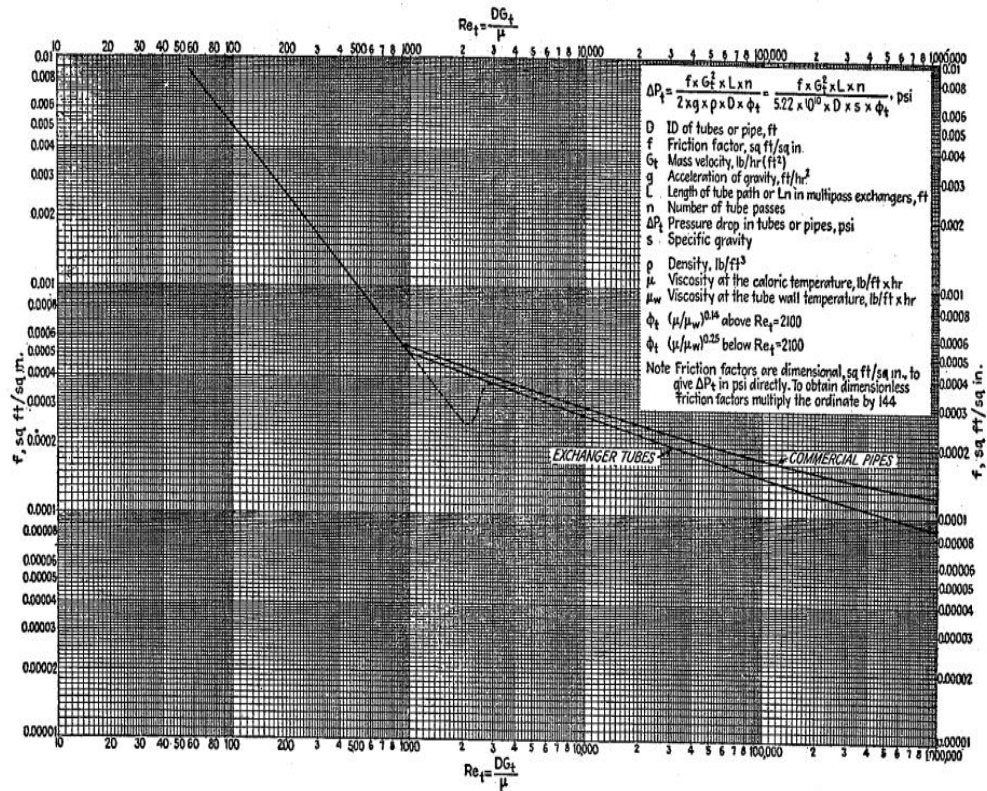


Fig. 26. Tube-side friction factors. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

Dari fig 26 Kern.D.Q.  $Re_t = 6,078.4$  didapat faktor friksi,  $f = 0.00024$

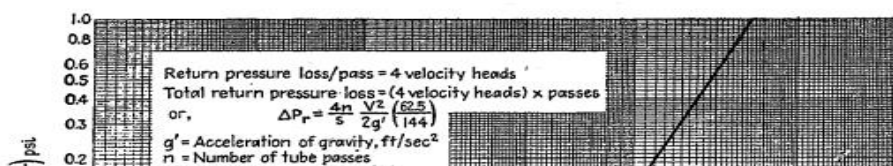
sehingga :

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot Idt \cdot s} = \frac{0,00018 \times 18.348,9^2 \frac{lb}{jam \cdot ft^2} \times 16ft \times 1}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,652in \times \frac{1ft}{12in} \times 1,4}$$

$$\Delta P_t = 0.0706342 \text{ psi}$$

$$= 0.00480505 \text{ atm}$$

- Menghitung  $\Delta P_r$ :



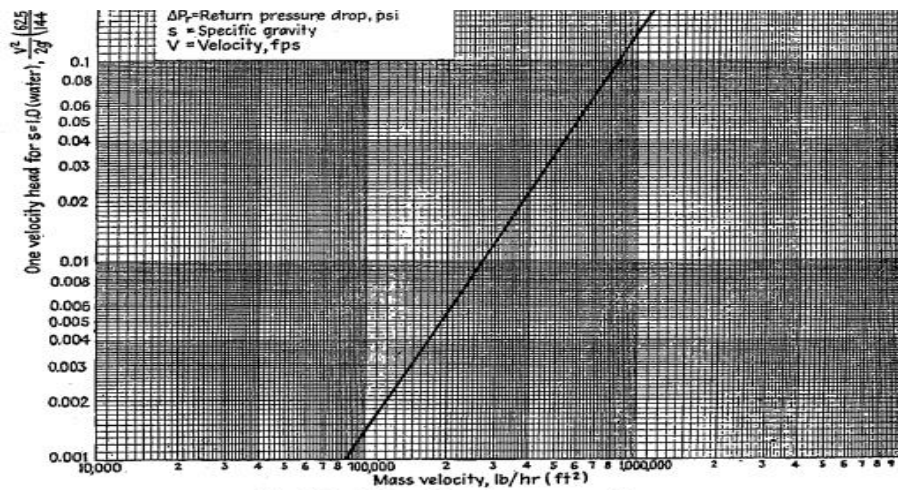


FIG. 27. Tube-side return pressure loss.

Pada fig.27 Kern hal 837. pada flux mass sebesar : 157,777.9 lb/jam.ft<sup>2</sup>

Didapat :  $\frac{v^2}{2g} = 0.025$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} = \frac{4 \times 1}{1.4} \times 0.1 = 0.20956957 \text{ psi}$$

$$0.01425643 \text{ atm}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 2,84 \text{ psi} + 1,65e - 5 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = 0.28020376 \text{ psi} = 0.01906148 \text{ atm}$$

Pressure drop diizinkan 10 psi (Kern.D.Q hal 153).

**b. Pressure drop pada shell dihitung dari persamaan 7.44 Kern :**

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot I_d s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s}$$

Ids	=	27	in	=	2.25	ft
L	=	16	ft			
B	=	13.5	in	=	1.125	ft
De	=	0.0136	m	=	0.04447508	ft
as	=	0.04703216	m <sup>2</sup>	=	0.50599083	ft <sup>2</sup>
ws	=	249451.808	kg/jam			
Res	=	30022.8				
Gs	=	5303855.64	Kg/jam.m <sup>2</sup>	=	1084592.73	lb/jam.ft <sup>2</sup>
suhu rerata shell	=	313	K			

- menghitung jumlah baffle (N+1) = L/B :

$$(N + 1) = \frac{16ft}{0,65ft} = 24,62 \approx 25 \quad (\text{terbilang})$$

- Faktor friksi :

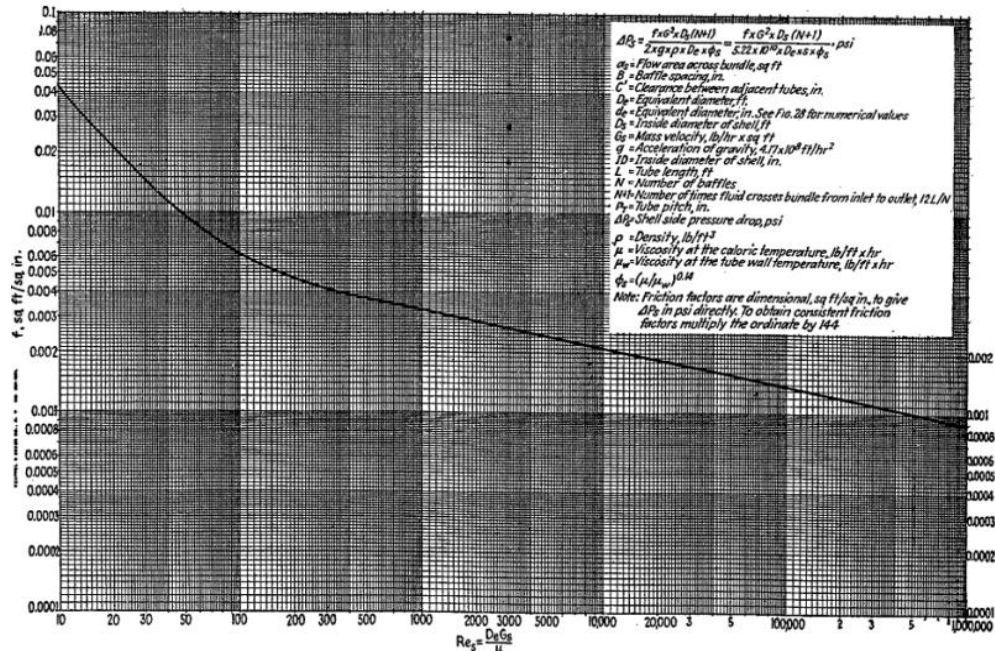


Fig. 29. Shell-side friction factors for bundles with 25% cut segmental baffles.

Dari fig 29 Kern.D.Q. Res = 30,023 didapat faktor friksi = 0.0018

- densitas fluida

ditinjau pada suhu rerata : 313 K

Komponen	kg/jam	wi	pi, kg/m3	wi.pi
H <sub>2</sub> O	249451.808	1	1013.7775	1.01.E+03

$$\rho_t = 1013.78 \text{ kg/m}^3$$

- menghitung s :

$$s = \frac{\rho_{air} p_d T_{rerata}}{\rho_{air}} = 1.01377751$$

maka :

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s} = \frac{0,0017 \times 1.198.821,9^2 \frac{lb^2}{ft^4 \cdot jam^2} \times 3,25 ft \times 25}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,044 ft \times 1,01}$$

$$\Delta P_s = \begin{array}{ll} 24.29 & \text{psi} \\ 1.65242764 & \text{atm} \end{array}$$

Pressure drop diizinkan 10 psi (Kern.D.Q hal 153).



---

**RINGKASAN COOLER UTILITAS 1 (CLU-01)**

Alat : Cooler Utilitas 1  
 Kode : CLU-01  
 Tugas : Mendinginkan dowtherm A keluar Vaporizer ( VP-01 )  
 Jenis : Heat Exchanger Shell and Tube

## 1. Spesifikasi shell and tube

Diameter luar (Odt)	=	0.75	in
Diameter dalam (Idt)	=	0.652	in
Jumlah tube	=	602	buah
Passes	=	2	
Panjang tube	=	16	ft
Pitch (Pt)	=	0.9375	in
Clearence (C')	=	0.1875	in
Diameter dalam shell (ids)	=	27	in
Jarak baffle (B)	=	13.5	in
Jumlah baffle (N+1)	=	12	buah
Diameter ekuivalen (De)	=	0.53383758	in
Susunan tube	=	triangular pitch	

## 2. Fluida panas

Suhu masuk	=	522.351095	K
Suhu keluar	=	323	K
Massa fluida panas	=	50000	Kg/jam
Pressure drop tube	=	0.01906148	atm
Tekanan masuk	=	1	atm
Tekanan keluar	=	0.98093852	atm

## 3. Fluida dingin

Suhu masuk	=	303	K
Suhu keluar	=	323	K
Massa fluida dingin	=	249,451.8	Kg/jam
Pressure drop shell	=	1.65242764	atm
Tekanan masuk	=	1	atm
Tekanan keluar	=	-0.652	atm

## 4. Koefisien perpindahan panas

Uc	=	0.37155358	Kj/s.m <sup>2</sup> .K =	65.437404	Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	=	0.42265324	Kj/s.m <sup>2</sup> .K =	74.4369925	Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
Rd hitung	=	0.352	s.m <sup>2</sup> .K/Kj =	0.00199866	hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu

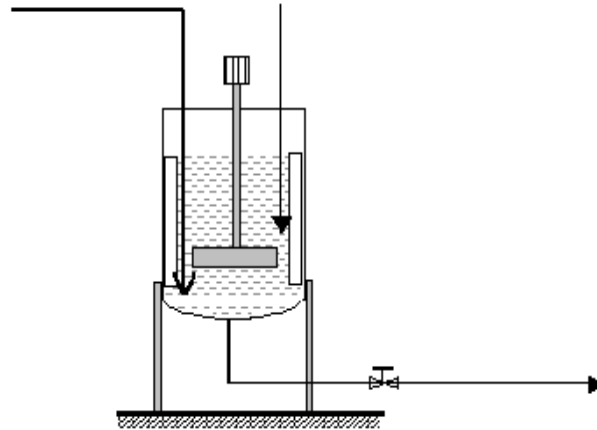
---

## TANGKI NaCl

Tugas :Melarutkan NaCl untuk regenerasi penukar kation

Jenis alat : Tangki silinder tegak

sketsa:



Data :

suhu operasi = 303.15 K

Tekanan operasi: = 1.01325 bar

Rapat massa = 995.948 kg /m<sup>3</sup>

**Langkah perhitungan :**

1. Kebutuhan NaCl
2. Massa air
3. volume larutan
- 4 Volume tangki
- 5 .Ukuran tangki
- 6 . Pengaduk

### 1. Kebutuhan NaCl

Diperoleh dari Powell, S.T., "Water conditioning for Industry", halaman 172

Kemampuan NaCl untuk regenerasi: 2 lb/ft<sup>3</sup> resin

Volume resin = 7.4073 m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} \text{Na Cl yang diperlukan} &= 2 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times \left[ \frac{0.4536 \text{ kg}}{\text{lb}} \right] \times \left[ \frac{\text{ft}}{0.3048 \text{ m}} \right]^3 \times 7.4073 \text{ m}^3 \\ &= 237.31 \text{ kg} \end{aligned}$$

### 2. Massa air

Larutan NaCl dibuat dengan kadar = 5%

95.00%

Massa air = ----- x 237.31 kg = 4508.8977 kg

5%

### 3. volume larutan

$$V_l = \frac{4508.9 \text{ kg} + 237.31 \text{ kg}}{995.948 \text{ kg/m}^3} = 4.7655 \text{ m}^3$$

### 4 Volume tangki

Dirancang : angka keamana = 20%

$$V_t = 120.0\% \times 4.7655 \text{ m}^3 = 5.7186 \text{ m}^3 = 1510.7 \text{ gallon}$$

### 5 .Ukuran tangki

Dirancang Diameter tangki = tinggi tangki

D : diameter [ m ]

H : Tinggi [ m ]

$$\pi D^2/4 D = 4.7655 \text{ m}^3 \quad \text{maka } D = \left[ \frac{4 \times 4.7655 \text{ m}^3}{\pi} \right]^{1/3} = 1.8239 \text{ m}$$

$$H = 3.6478 \text{ m}$$

### 6 . Pengaduk

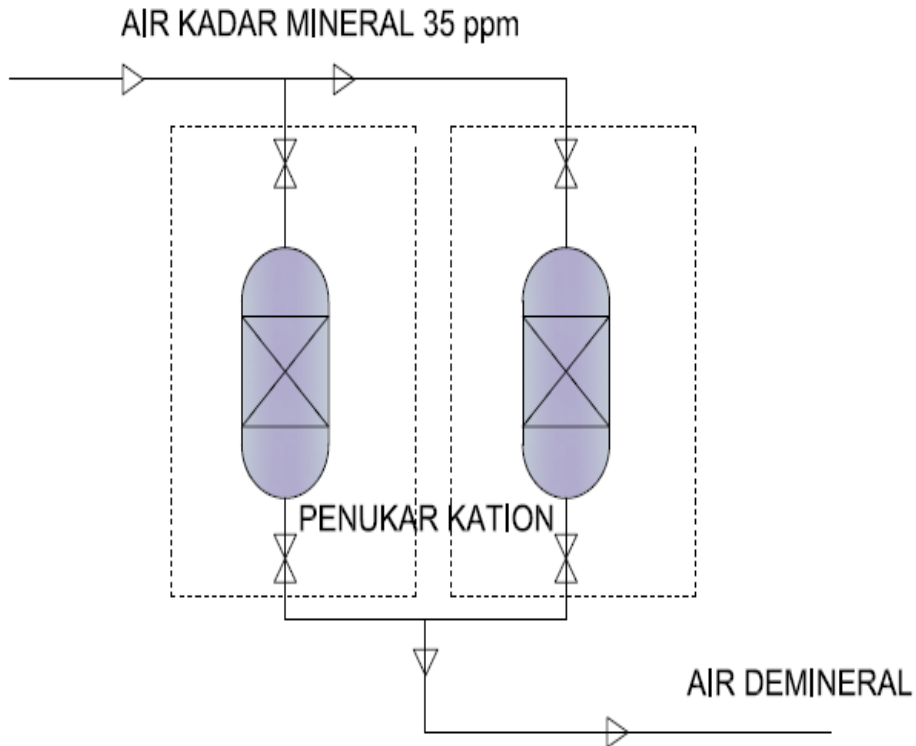
manual

## TANGKI PENUKAR KATION

Tugas : Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air

Jenis alat Tangki silinder tegak

sketsa :



Data

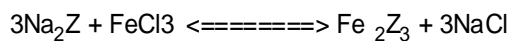
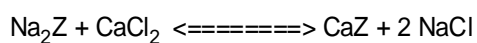
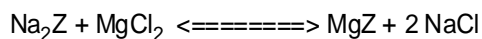
Kecepatan massa air = 2768.1010 kg/jam

Rapat massa = 995.948 kg /m<sup>3</sup>

Kadar mineral = 150 ppm

Sebagai penghilang mineral digunakan Sodium Zeolit

Reaksi yang terjadi



Kemampuan Na<sub>2</sub>Z menghilangkan ion logam.

kapasitas= 8 kgrain / ft<sup>3</sup> Powell, S.T., "Water conditioning for Industry", halaman 187

Kesadahan air keluar dari filtrasi: 35 ppm Powell, S.T

Untuk boiler : 0 ppm

Dirancang: waktu operasi tanki kation 7 hari



Dirancang. waktu operasi tangki karbon 7 hari  
**Langkah perhitungan.**

1. Volume resin
2. Ukuran tangki
3. Bahan konstruksi
4. Ringkasan

**1. Volume resin**

$$\begin{aligned} \text{Mineral yang harus dihilangkan} &= 150 \text{ ppm} \times \frac{\text{kg}}{1000000 \text{ kg}} \times 2768.1010 \text{ kg/jam} \\ &\times 24 \text{ jam /hari} \times 30 \text{ hari} \\ &= 298.9549 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Kemampuan resin} = 8 \text{ kgrain /ft}^3 \times \left[ \frac{\text{kg}}{7 \text{ kgrain}} \right] \times \left[ \frac{\text{ft}}{0.3048 \text{ m}} \right]^3 = 40.3596 \text{ kg /m}^3$$

$$\text{Volume resin} = \frac{298.955 \text{ kg}}{40.3596 \text{ kg /m}^3 \text{ resin}} = 7.4073 \text{ m}^3 = 1956.8 \text{ gallon}$$

**2. Ukuran tangki**

Dirancang diameter = tinggi

D : diameter [ m ]

H : Tinggi [ m ]

$$\pi D^2/4 \times H = 7.4073 \text{ m}^3 \text{ maka } D = \left[ \frac{4 \times 7.4073 \text{ m}^3}{\pi} \right]^{1/3} = 2.1128 \text{ m}$$

Tinggi resin = 2.1128 m

Tinggi tangki : Dirancang angka keamanan 20%

Tinggi tangki = 1.2 x 2.1128 m = 2.5353 m

Volume tangki =  $\frac{\pi D^2 H}{4} = 8.88873 \text{ m}^3 = 2348.15 \text{ gal}$

**3. Bahan konstruksi**

Baja karbon

**4. Ringkasan**

Diameter tangki = 2.1128 m

Tinggi = 2.5353 m

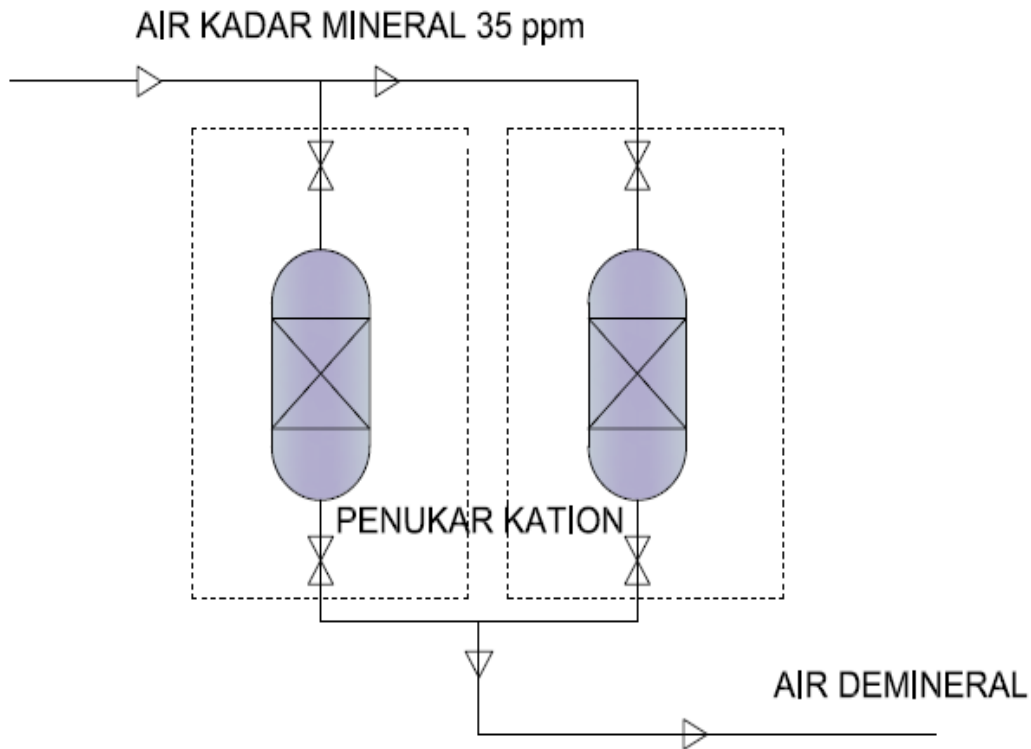
Bahan konstruksi: Baja karbon

## TANGKI PENUKAR ANION

Tugas : Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air

Jenis alat : Tangki silinder tegak

sketsa :



Data

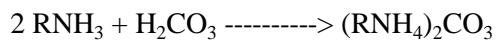
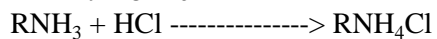
Kecepatan massa air = 2768.10 kg/jam

Rapat massa = 995.948 kg /m<sup>3</sup>

kadar mineral = 150 ppm

Sebagai penghilang mineral digunakan RNH<sub>3</sub>

reaksi yang terjadi :



Kemampuan : 25 kgrain / ft<sup>3</sup>

Waktu operasi : 7 hari

**Langkah perhitungan:**

**1. Volume resin**

**2. Ukuran tangki**

**3. Bahan konstruksi**

**4. Ringkasan**

### 1. Volume resin

$$\begin{aligned} \text{Mineral yang harus dihilangkan} &= 150 \text{ ppm} \times \frac{\text{kg}}{1.00\text{E}+06 \text{ kg}} \times 2768.1010 \text{ kg/jam} \\ &\times 24 \text{ jam /hari} \times 30 \text{ hari} \\ &= 298.9549 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Kemampuan resin} = 25 \text{ kgrain /ft}^3 \times \left[ \frac{\text{kg}}{7 \text{ kgrain}} \right] \times \left[ \frac{\text{ft}}{0.3048 \text{ m}} \right]^3 = 126.124 \text{ kg /m}^3 \text{ resin}$$

$$\text{Volume resin} = \frac{298.9549 \text{ kg}}{126.124 \text{ kg /m}^3 \text{ resin}} = 2.3703 \text{ m}^3 = 626.175 \text{ gallon}$$

### 2. Ukuran tangki

Dirancang diameter = tinggi

D : diameter [ m ]

H : Tinggi [ m ]

$$\pi D^2/4 H = 2.3703 \text{ m}^3 \text{ maka } D = \left[ \frac{4 \times 2.3703 \text{ m}^3}{\pi} \right]^{1/3} = 1.4451 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi resin} = 1.4451 \text{ m}$$

Tinggi tangki : Dirancang angka keamanan 20%

$$\text{Tinggi tangki} = 1.2 \times 1.4451 \text{ m} = 1.7342 \text{ m}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi D^2 H}{4} = 2.8444 \text{ m}^3 = 751.409 \text{ gal}$$

### 3. Bahan konstruksi

Baja karbon

### 4. Ringkasan

$$\text{Diameter tangki} = 1.4451 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 1.7342 \text{ m}$$

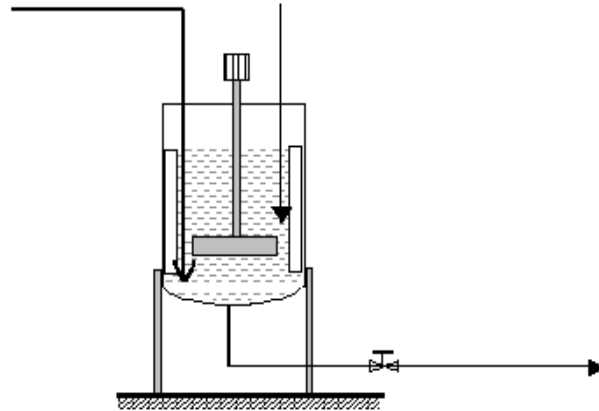
Bahan konstruksi: Baja karbon

## TANGKI NaOH

Tugas :Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion

Jenis alat : Tangki silinder tegak

sketsa:



Data :

suhu operasi = 303.15 K

Tekanan operasi = 1.01325 bar

Rapat massa = 995.948 kg /m<sup>3</sup>

**Langkah perhitungan :**

1. Kebutuhan NaOH
2. Massa air
3. Volume larutan
4. Volume tangki
5. Ukuran tangki
6. Pengaduk

### 1. Kebutuhan NaOH

dari powell S.T., "Water Conditioning for Industry, hal. 172

kemampuan NaOH untuk regenerasi 3,2 lb/ft<sup>3</sup> resin

$$\text{Volume resin} = 2.3703 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{NaOH yang diperlukan} &= 3.2 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times \left[ \frac{0.4536 \text{ kg}}{\text{lb}} \right] \times \left[ \frac{\text{ft}}{0.3048 \text{ m}} \right]^3 \times 2.3703 \text{ m}^3 \\ &= 121.50 \text{ kg} \end{aligned}$$

### 2. Massa air

Larutan NaOH dibuat dengan kada = 40%

$$\text{Massa air} = \frac{60\%}{40\%} \times 121.50 \text{ kg} = 182.25 \text{ kg}$$

### 3. volume larutan

$$V_l = \frac{182.25 \text{ kg} + 121.50 \text{ kg}}{995.948 \text{ kg/m}^3} = 0.3050 \text{ m}^3$$

### 4. Volume tangki

Dirancang : angka keamana = 20%

$$V_t = 120\% \times 0.3050 \text{ m}^3 = 0.3660 \text{ m}^3 = 96.6848 \text{ gallon}$$

### 5. Ukuran tangki

Dirancang Diameter tangki = tinggi tangki

D : diameter [ m ]

H : Tinggi [ m ]

$$\pi D^2/4 H = 0.3050 \text{ m}^3 \quad \text{maka } D = \left[ \frac{4 \times 0.3660 \text{ m}^3}{\pi} \right]^{1/3} = 0.7753 \text{ m}$$

$$H = 1.5506 \text{ m}$$

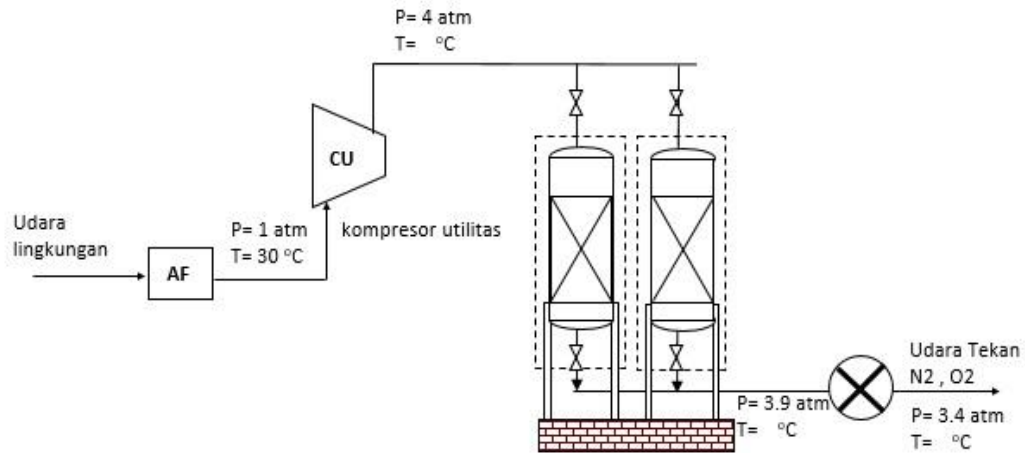
### 6. Pengaduk

manual

### UNIT UDARA TEKAN

Udara tekan dalam pabrik propilen digunakan untuk penggerak alat pengendali secara pneumatis . Kebutuhan udara tekan diprediksi 30 m<sup>3</sup> /jam  
(Ada 16 Instrumen pengendali)

Sketsa proses pengolahan udara tekan

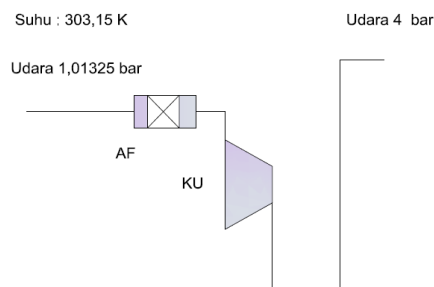


Uraian proses

Udara lingkungan dikompresi sampai 4 bar , kemudian dilewatkan dalam tangki silika untuk menghilangkan uap air yang terbawa udara , kemudian ditampung dalam tangki udara

### KOMPRESOR UDARA

Tugas : menekan udara sebanyak 30 m<sup>3</sup> /jam dari 1.0133 bar sampai 4 bar  
jenis alat : kompresor sentrifugal  
sketsa :



Data :

Suhu : 303.15 K

Tekanan , P1= 1.0133 bar

Tekanan keluar , P2= 4 bar

$$Y = 1.4$$

### Langkah perhitungan

1. Kapasitas kompresor
2. Jumlah stage
3. Daya Penggerak
4. Motor standart
6. Suhu keluar kompresor

#### 1. Kapasitas kompresor

kecepatan mol

$$n = \frac{30 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1.0133 \text{ bar}}{0.0831 \text{ m}^3 \text{ bar} / \text{kmol K} \times 303.15 \text{ K}} = 1.2061 \text{ kmol} / \text{jam}$$

$$= 17.6574$$

#### 2. Jumlah stage

Rasio kompresi / stage berkisar antara 2.1 sampai 7 ( Ludwig, E.E., Applied Process Design for Chemical and Petro chemical plants, ed III, volume 3 , (2001))

Dirancang Rasio kompresi= 4

maka jumlah stage =1

stage ke 1 :

#### 3. Daya Penggerak

Dihitung dengan persamaan:

$$Power = (n R_g T_1 n_{stage}) / (Y - 1) [ (Rasio)^{(Y-1)/Y} - 1 ]$$

$$Y = c_{pg} / (c_{pg} - R_g) = 1.4$$

$$Power = \frac{1.2061 \text{ kmol} / \text{jam} \times 8.314 \text{ kJ} / \text{kmol K} \times 303.15 \text{ K} \times 1.4 \times ((0.4860))}{0.4}$$

$$Power = 5170.5540 \text{ kJ} / \text{jam} \times \text{jam} / 3600s = 1.4363 \text{ kJ} / s$$

$$Power = 1.4363 \text{ kW}$$

$$\text{Motor penggerak : } 1.4363 \text{ kW} \times 1.341 \text{ hp} / \text{kW} = 1.9260 \text{ hp}$$

Daya yang diperlukan =

Motor standart dipakai 3 hp

Suhu keluar

$$T_2 = T_1 (Rasio)^{(Y-1)/Y}$$

$$T_2 = 303.15 \times 1.4860 = 450.4792 \text{ K}$$

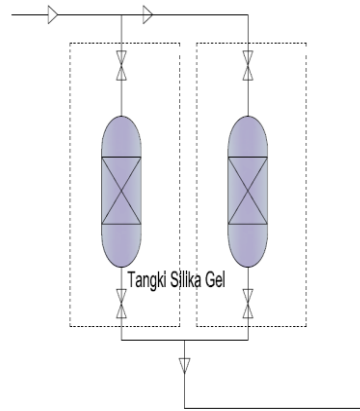
$$= 177.4792 \text{ C}$$

## TANGKI SILIKA

Tugas : Menghilangkan uap air yang masih terkandung dalam udara

jenis alat : tangki silinder tegak

sketsa



Data:

Kadar uap air dalam udara = 0.018 kg /kg udara ( humidity chart)

$M_r = 28.8$  kg /kmol ( massa molekul udara)

kemampuan penyerap = 0.02 g /g silika buku Treyball bagian adsorpsi

### Langkah perhitungan

#### 1. Massa air yang diserap

#### 2. massa silikagel

#### 3. ukuran tangki

#### 1. Massa air yang diserap

Dirancang : waktu ker 7 hari

$$\begin{aligned} \text{massa air} &= 1.2061 \text{ kmol /jam} \times 28.8 \text{ kg /kmol} \times 0.018 \text{ kg /kg} \\ &= 0.6252 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{massa air yang harus diserap} &= 0.6252 \text{ kg /jam} \times 24 \text{ jam /hari} \times 7 \text{ hari} \\ &= 105.038 \text{ kg} \end{aligned}$$

#### 2. massa silikagel

$$\begin{aligned} \text{Massa silika} &= \frac{105.0375 \text{ kg}}{0.02 \text{ kg /kg silika}} = 5251.877 \text{ kg} \end{aligned}$$

#### 3. ukuran tangki

$$\begin{aligned} \text{Rapat massa silika gel} &= 1200 \text{ kg /m}^3 \\ &= \frac{5251.88 \text{ kg}}{1200 \text{ kg /m}^3} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume silika} &= \frac{5251.88 \text{ kg}}{1200 \text{ kg /m}^3} = 4.3766 \text{ m}^3 \end{aligned}$$



Dirancang : angka kemanan 20%

$$V_t = 120.0\% \times 4.3766 \text{ m}^3 = 5.2519 \text{ m}^3$$
$$= 1386.5 \text{ gall}$$

Dirancang :Diameter= tinggi

$$\pi D^2 / 4 \times H = V_t$$

$$D = \left[ \frac{4 \times 5.2519 \text{ m}^3}{\pi} \right]^{1/3} = 1.8840 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 1.8840 \text{ m}$$

Bahan konstruksi : Baja karbon

Jumlah :2









## UTILITAS DOWTHERM A

1. Jumlah Dowtherm yang digunakan

$$\text{Massa Dowtherm} = 50000.0 \text{ kg/jam}$$

2. Tangki Penampung Dowtherm (TU-00)

$$\text{Tugas} = \text{Penampung Dowtherm}$$

$$\begin{aligned} W &= 50000.0 \text{ kg/jam} \times 120\% \\ &= 60000 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Rho Dowtherm} = 1051.56 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Massa} &= 60000 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam} = 60000 \text{ kg/jam} \\ &= 60000 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{60000 \text{ kg/jam}}{1051.56 \text{ kg/m}^3} = 57.05809 \text{ m}^3 = 15073.1485 \text{ Gallon}$$

Apabila diambil

Ratio antara panjang : Diameter berkisar antara 3 sampai 5  
( Wallast, S.T., halaman XIII )

Dirancang rasio antara panjang dengan diameter  $L/D = 3$

$$L = 3 D$$

$$V_t = \frac{\pi \times D^2}{4} \times L \quad \dots 1)$$

$$V_t = \frac{\pi \times D^2}{4} \times 3D \quad \dots 2)$$

$$D = \left( \frac{4 \times V_t}{3 \times \pi} \right)^{\frac{1}{3}} \quad \dots 3)$$

$$D = \left( \frac{4 \times 57.05809 \text{ m}^3}{3 \times 3.14} \right)^{(1/3)}$$

$$= 2.8936 \text{ m}$$

Maka,

$$\text{Diameter tangki} = 2.8936 \text{ m}$$

$$\text{Panjang tangki} = 8.6809 \text{ m}$$

$$\text{Bahan konstruksi} = \text{Baja karbon}$$

## FURNACE DOWTHERM A (FU-02)

Tugas : Memanaskan Dowtherm A

$$\begin{aligned}
 W &= 50000.0 \text{ kg/jam} \\
 \rho_{\text{dow}} &= 1051.56 \text{ kg/m}^3 \\
 T_1 &= 504.4 \text{ K} = 231.4 \text{ }^\circ\text{C} \\
 T_2 &= 650 \text{ K} = 377 \text{ }^\circ\text{C} \\
 T_{\text{avg}} &= 577.2 \text{ K} = 304.05 \text{ }^\circ\text{C} \\
 C_{p,\text{dow}} &= 1.6009 \text{ kJ/kg.K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= \text{Massa} \times C_p \times (T_2 - T_1) \\
 &= 50000 \text{ kg/jam} \times 1.6009 \text{ kJ/kg.K} \times (650 \text{ K} - 504.4 \text{ K}) \\
 &= 11654552.00 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Bila efisiensi pembakaran = 90%

Panas yang harus diberikan

$$11654552.00 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_s = \frac{\text{Panas yang harus diberikan}}{\text{Efisiensi}}$$

$$Q_s = 12949502.22 \text{ kJ/jam}$$

### 1. Kebutuhan Bahan Bakar

Fuel Oil yg digunakan Low sulfur no.6FO 12,6 API (table 24,6 Perrys 8th)

Digunakan bahan bakar fuel oil dengan

$$\begin{aligned}
 \text{Nilai bakar} &= 43938 \text{ kJ/liter} \\
 &= \frac{12949502.22 \text{ kJ/jam}}{43938 \text{ kJ/liter}} \\
 &= 294.722159 \text{ liter/jam}
 \end{aligned}$$

Effisiensi pembakaran = 90%

Densitas fuel oil = 1.01 kg/liter

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Bahan Bakar} &= \text{Nilai bakar} \times \text{densitas} \\
 &= 294.7222 \text{ liter/jam} \times 1.01 \text{ kg/liter} \\
 &= 297.6694 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

### 2. Luas Perpindahan Kalor yang Diperlukan

Dihitung berdasarkan flux panas (Kern, D. Q.)

$$\begin{aligned}
 \text{Flux panas} &= 5000 \frac{\text{BTU}}{\text{jam. ft}^2} \times 0,252 \frac{\text{kcal}}{\text{BTU}} \times 4,184 \frac{\text{kJ}}{\text{kcal}} \times \left( \frac{\text{ft}}{0,3048 \text{ m}} \right)^2 \\
 \text{Flux Panas} &= 56745.61349 \text{ kJ/m}^2.\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$A = \frac{Q_s}{\text{Flux Panas}} = \frac{12949502.22 \text{ kJ/jam}}{56745.61349 \text{ kJ/m}^2\cdot\text{jam}} = 228.2027 \text{ m}^2 = 2456.3510 \text{ ft}^2$$

### Ukuran Pipa dan Jumlah Pipa

#### 3. Ukuran Pipa

Menurut Sinnott hal 805, Tube diameter antara 0,625 - 2 in.

Dari tabel.9 Kern,D.Q."Process Heat Transfer" dipilih :

$$\text{Diameter luar, OD} = 0.75 \text{ in} = 0.0191 \text{ m}$$

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

Dipilih 3/4 " OD , 18 BWG

$$\text{Diameter dalam, ID} = 0.652 \text{ in} = 0.0166 \text{ m}$$

#### Luas Permukaan

$$a'' = \pi \times \text{Od} = 3.14 \times 0.0191 \text{ m} = 0.0598 \text{ m}$$

#### Panjang pipa

Panjang pipa standart , 6 ft , 8 ft,10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

Towler dan Sinnott ,Chemical Engineering Design Principles ,

Mc Graw Hill Nye York, 2008

$$\text{Panajang Pipa (L)} = 24 \text{ ft} = 7.3152 \text{ m}$$

#### 4. Jumlah Pipa yang diperlukan

$$n \text{ pipa} = \frac{A}{a'' \times L} = \frac{228.2027 \text{ m}^2}{0.0598 \text{ m} \times 7.3152 \text{ m}} = 521.5 \text{ buah} = 7268 \text{ buah}$$

Size (In.)	Number of Passes					Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
	1	2	4	6	8		
8	42	40	32	32	24	3.75	13
10	73	68	56	54	52	4.63	17
12	109	106	88	86	80	4.00	21

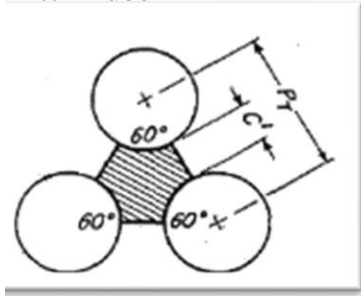


14	130	124	110	108	104	4.50	25
16	187	176	162	152	144	5.00	29
18	241	232	214	216	204	5.88	33
20	308	302	282	274	264	6.50	37
22	384	372	352	348	336	7.13	41
24	472	458	432	420	406	7.75	45
26	555	538	510	510	502	8.63	48
28	649	636	610	606	580	8.13	53
30	764	744	716	708	700	8.75	57
32	868	850	822	812	796	9.38	63
34	994	970	930	928	912	9.75	65
36	1131	1108	1066	1058	1028	10.50	71
38	1268	1246	1204	1190	1172	11.25	75
40	1414	1390	1360	1338	1316	12.06	79
42	1558	1544	1502	1482	1464	11.50	83

Dipilih :

Jumlah tube (Nt) = 8093 buah  
 Ids = 90 in = 2.286 m  
 Passes = 1

Pitch Tube



Pitch (Pt) = 0.9375 in = 0.0238 m

Diameter Ekuivalen

Untuk susunan triangular pitch, diameter ekuivalen didapat dari fig. 28 Kern.

Flow area across bundle,  $a_g = ID \times C \times B / 144 P_T$   
 Mass velocity,  $G_g = W / a_g$ , lb/hr x sq ft  
 Equivalent diameter,  $d_e = \frac{4 \times \text{axial flow area}}{\text{wetted perimeter}}$ , in.

Tube O.D., in.	Pitch	$d_e$
3/4	1" square	0.95
1	1 1/4" "	0.99
1 1/8	1 5/8" "	1.23
1 1/2	1 7/8" "	1.48
3/4	1 1/2" Triangular	0.55
3/4	1" "	0.73
1	1 1/4" "	0.72
1 1/8	1 5/8" "	0.91
1 1/2	1 7/8" "	1.08

$$Odt = 0.75 \text{ in} = 0.0191 \text{ m}$$

Didapat

$$De = 1.48 \text{ in} = 0.1234 \text{ ft} = 0.0376 \text{ m}$$

Luas Perpindahan Kalor Standar

$$\begin{aligned} A &= Nt \times a'' \times L \\ &= 8093 \times 0.0598 \text{ m} \times 7.3152 \text{ m} \\ &= 3541.2809 \text{ m}^2 \\ &= 38118.0300 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

## Pompa Utilitas (PU-01)

Tugas : Mengalirkan air dari truk tangki menuju bak air bersih

Jenis : Pompa Centrifugal

Kondisi Operasi :

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

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

Panjang Pipa Lurus = 30 m

Elevasi,  $z_1$  = 1 m (posisi suction head)

Elevasi,  $z_2$  = 2 m

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
8. Menentukan Motor Standar

### 1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : pipa output klarifier

- Tinggi *Suction Head* = 1 m

- Tekanan,  $P_1$  = 1 atm = 1.01 bar

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk sand filter

- Tinggi *Discharge Head* = 2 m

- Tekanan,  $P_2$  = 1 atm = 1.01 bar

### 2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik, } F_v &= \frac{F(\text{kg/jam})}{\rho_l (\text{kg/m}^3)} = \frac{52189.59 \text{ kg/jam}}{1023.013 \text{ kg/m}^3} \\ &= 51.016 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.01417 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 30.0267 \text{ ft}^3/\text{menit} = 0.5 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 224.615 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

### 3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Digunakan Pipa *Commercial Steel* dengan diameter optimum :

Diketahui  $D_{opt}$  : Diameter Pipa Optimum (m)

$Q_l$  : Kecepatan Volume Fluida ( $m^3/s$ )

$\rho_l$  : Densitas Fluida ( $kg/m^3$ )

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 0.4 \times Q_l^{0.45} \times \rho_l^{0.13} \\ &= 0.4 \times 0.01417^{0.45} \times 1023.013^{0.13} \\ &= 0.15 \text{ m} \\ &= 5.71 \text{ in} \end{aligned}$$

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	
1/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4

Normal Pipe Size, Nps = 6 in

Schedule Number, Sch = 40

Outside Diameter, OD = 6.63

Inside Diameter, ID = 6.065 in = 0.15405 m

Flow Area per pipe = 28.9 in<sup>2</sup> = 0.01865 m<sup>2</sup>

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0.01417 \text{ m}^3/\text{s}}{0.02 \text{ m}^2} = 0.76004 \text{ m/s} = 45.6 \text{ m/min}$$

Viskositas : Suhu, = 303 K

Viskositas fluida :

$\mu_l = 0.818 \text{ cP}$

$$= 0.0008 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0.00055 \text{ lb/ft.s}$$

Reynold Number :

$$Re = \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l}$$

$$= \frac{1023 \times 0.76 \times 0.2}{0.0008}$$

$$= 146483 \text{ (Turbulence)}$$

### Bahan Konstruksi :

Dipilih : *Commercial Steel* (White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
Iron	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

$$\text{Kekasaran Pipa} = 0.00015 \text{ ft}$$

$$= 0.00005 \text{ m}$$

Kekasaran Relatif :

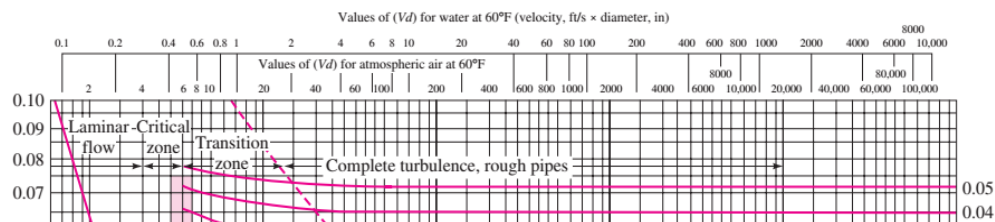
$$e/ID = \frac{0.00005 \text{ m}}{0.15405 \text{ m}} = 0.00030$$

### Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana,  $e/ID = 0.0003$

$$Re = 146483$$



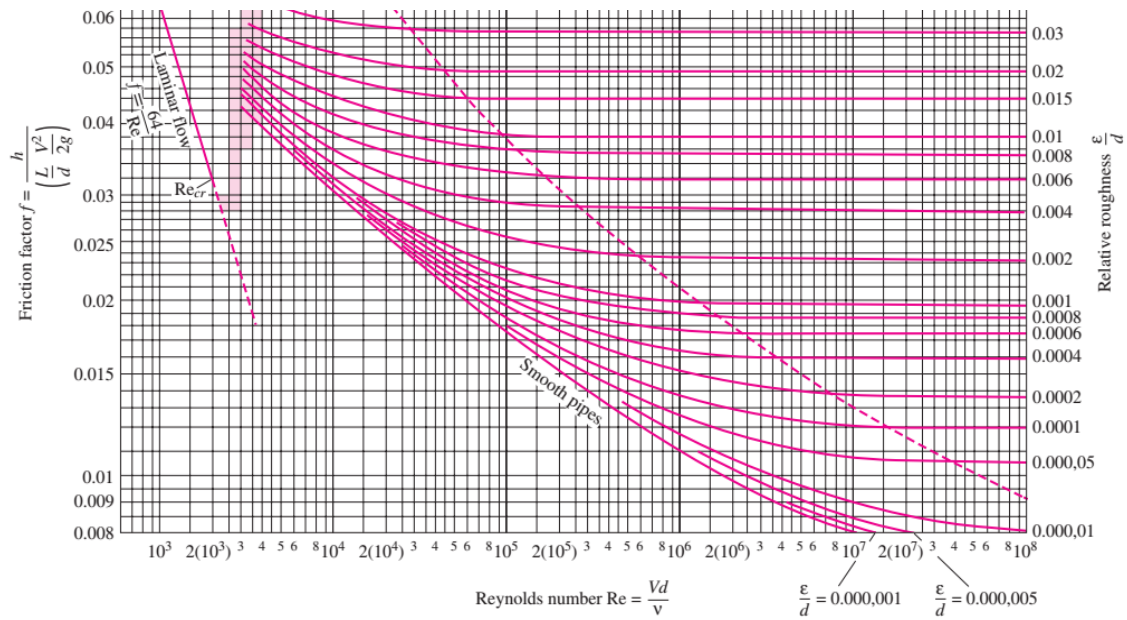


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$$f = 0.018$$

(White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 370)

### Memilih Panjang Ekuivalen (Le) dan Panjang pipa (L)

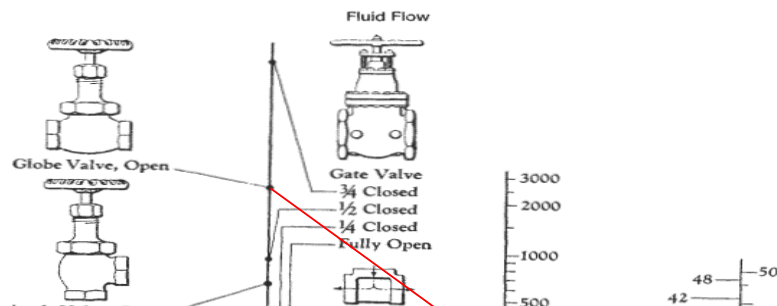
Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	14	1	14	4.3
<i>Sudden constriction</i>	20	1	20	6.1
<i>Check valve</i>	50	1	50	15.2
<i>Globe valve, open</i>	200	1	200	61
<i>Standart elbow</i>	7	4	28	8.5
<b>Total</b>				<b>95.1</b>

$$\Sigma Le = 95.1 \text{ m}$$

$$\Sigma Le + L = 125.10 \text{ m}$$

$$= 410.425 \text{ ft}$$



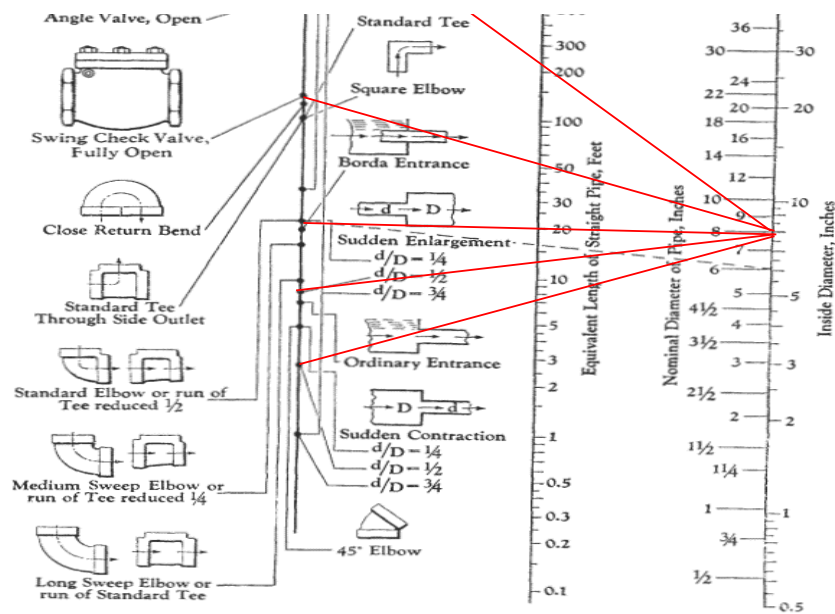


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

#### 4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2g} - H_f + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{(1 - 1) \text{ bar}}{10025.5274 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

Rapat berat ( $\gamma$ ) =  $\rho \times g$

$$\begin{aligned} &= 1023.01 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2 \\ &= 10025.5274 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

b. Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} \\ &= \frac{(0.76 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2} \\ &= 0.0295 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \\
 &= 2 - 1 \\
 &= 1 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f (L + \Sigma L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\
 &= \frac{0.02 (125.1) 0.76^2}{2 \times 9.8 \times 0.15} \\
 &= 0.4308 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned}
 H_{\text{man}} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\
 &= 1.46 \text{ m} \\
 &= 4.81888 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### 5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{n \sqrt{Q}}{H_{\text{man}}^{0.75}} \quad (\text{Ludwig, E.E, vol.3})$$

Dengan hubungan :

$N_s$  : kecepatan spesifik

$H_{\text{man}}$  : head pompa (m)

$N$  : kecepatan putar (rpm)

$Q$  : Debit aliran  $\text{m}^3/\text{s}$

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar = 1500 rpm

$$= 1500 \text{ rpm} \times \frac{2 \times \pi}{60}$$

$$= 157 \text{ rad/s}$$

$$\text{Faktor slip} = 0.05$$

$$n = \text{kec putar} \times (1 - \text{faktor slip})$$

$$= 157 \times (1 - 0.05)$$



$$= 149.15 \text{ rad/s}$$

Maka,

$$N_s = \frac{149.2 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times 0.01417^{0.5} \text{ m}^3/\text{s}}{1.46^{0.75}}$$

$$N_s = 13.4 \text{ rad}$$

## 6. Menghitung *Net positive Suction Head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal. 326 :

$$\text{NPSH}_a = S + (P_a - P_{vp})/\gamma - h_{sl}$$

$$P_a = \text{Tekanan Operasi} = 1 \text{ atm} = 1.01 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = \text{Tekanan Uap Murni} = 0.042 \text{ atm} = 0.04256 \text{ bar}$$

$$S = \text{Suction Head} = 0 \text{ m}$$

$$\gamma = \text{Rapat berat} = 10025.5 \text{ N/m}^3$$

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma \text{ Le}$	
			ft	m
<i>Sudden construction</i>	20	1	20	6.1
<i>Standart elbow</i>	7	1	7	2.1
<b>Total</b>			<b>27</b>	<b>8.2</b>

$$L = 10 \text{ m}$$

$$f = \text{Friction Factor} = 0.018$$

$$L+Le = \text{Panjang pipa total} = 18.2 \text{ m}$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cair} = 0.76004 \text{ m/s}$$

$$g = 9.8 \text{ m/s}^2$$

$$ID = 0.1541 \text{ m}$$

$$h_{sl} = \text{Friction loss daerah hisap}$$

$$h_{sl} = \frac{f \times (L + Le) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$h_{sl} = \frac{0.02 \times 18.23 \times 0.76^2}{2 \times 9.8 \times 0.1541}$$

$$= 0.0628 \text{ m}$$

$$= 6.2777 \text{ cm}$$

$$\text{NPSH}_a = 0 + \underline{(1.01 - 0.0426)} - 0.0628$$

$$= \frac{10025.5}{9.6194} \text{ m}$$

**NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)**

NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$HPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 1500 rpm

Q : Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/mer = 0.85 m<sup>3</sup>/menit

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{1500}{1200}\right)^{0.8} \times 0.85^{0.667} \\ &= 1.0729 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia (NPSH<sub>a</sub>) > NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>), maka tidak terjadi kavitasi (peronggaan).

**7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)**

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

BHP = Daya Penggerak Poros (Watt)

Q = Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/detik)

H = Head Pompa (m)

γ = rapat berat (N/m<sup>3</sup>)

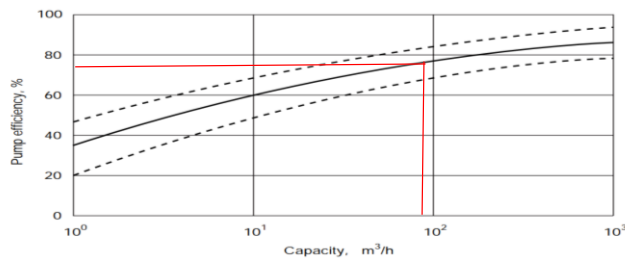


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 78 %

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0.0142 \times 1.4603 \times 10025.5}{0.78} \\ &= 265.978 \text{ watt} \\ &= 0.36 \text{ Hp} \end{aligned}$$

### 8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521 dengan nilai BHP = 0.36 Hp, didapat :

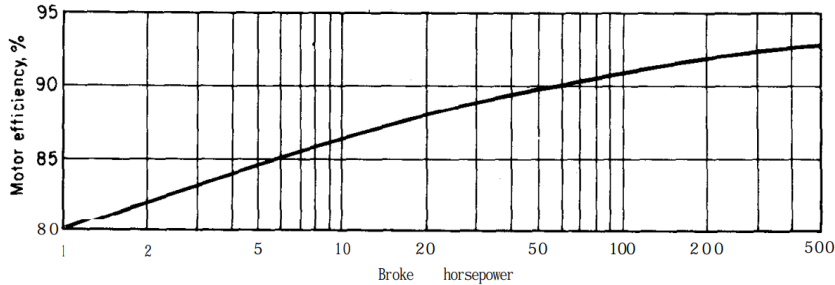


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi = 80 %

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{0.36}{0.8} \\ &= 0.45 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., vol 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.

Dipilih daya standa 0.5 Hp

## KESIMPULAN

(PU-01)

Tugas : Mengalirkan air dari truk tangki menuju bak air bersih

Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

### Data Fluida

Suhu = 303 K

P1 = 1 atm

P2 = 1 atm

### Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi = *Commercial Steel*

IPS = 6 in

OD = 6.63 in

Sch no = 40

ID = 6.065 in

### Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa =  $0.0142 \text{ m}^3/\text{s} = 224.615 \text{ Gpm}$

Head pompa = 4.81888 m

Kecepatan putar = 1500 rpm

Motor standar = 0.5 hp

### NPSH

NPSH tersedia = 9.6194 m

NPSH diperlukan = 1.0729 m

**Pompa Utilitas  
(PU-02)**

Tugas : Mengalirkan air dari bak air bersih menuju bak air minum, Cooling Tower

Jenis : Pompa Centrifugal

Kondisi Operasi :

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

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

Panjang Pipa Lurus = 48 m

Elevasi, z1 = 0 m (posisi suction head)

Elevasi, z2 = 14 m

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
8. Menentukan Motor Standar

Menghitung data densitas ( $\rho$ ) :

Komponen	a	b	n	tc
H <sub>2</sub> O	0.3471	0.274	0.28571	647.13

Rumus untuk menghitung densitas :

$$a \times b^{\frac{(1-T)^n}{Tc}}$$

sehingga :

Komponen	a	b	n	tc	g/cm <sup>3</sup>	kg/m <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> O	0.3471	0.274	0.28571	647.13	1.02301299	1023.01299

Menghitung data viskositas ( $\mu$ ) :

Komponen	a	b	c	d
H <sub>2</sub> O	-10.2158	1792.5	0.01773	-1.2631E-05

Rumus untuk menghitung viskositas :

$$a + \frac{b}{T} + cT + dT^2$$

sehingga :

Komponen	a	b	c	d	T (K)	$\mu$ (cP)
H <sub>2</sub> O	-10.2158	1792.5	0.01773	-1.2631E-05	303	0.81769644

### 1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Output Bak air bersih

- Tinggi *Suction Head* = 0 m
- Tekanan, P1 = 1 atm = 1.01 bar

Titik 2, *Discharge* : Input bak air kantor dan Air Rumah Tangga

- Tinggi *Discharge Head* = 14 m
- Tekanan, P2 = 1 atm = 1.01 bar

### 2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik, } F_v &= \frac{F(\text{kg/jam})}{\rho_l (\text{kg/m}^3)} = \frac{49704.37 \text{ kg/jam}}{1023.01299 \text{ kg/m}^3} \\ &= 48.59 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.01350 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 28.5968 \text{ ft}^3/\text{menit} = 0.477 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 213.919 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

### 3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Digunakan Pipa *Commercial Steel* dengan diameter optimum :

Diketahui,  $D_{opt}$  : Diameter Pipa Optimum (m)

$Q_l$  : Kecepatan Volume Fluida (m<sup>3</sup>/s)

$\rho_l$  : Densitas Fluida (kg/m<sup>3</sup>)

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 0.4 \times Q_l^{0.45} \times \rho_l^{0.13} \\ &= 0.4 \times 0.01350^{0.45} \times 1023.01299^{0.13} \\ &= 0.142 \text{ m} = 5.586 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <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	
1/2	0.540	40*	0.284	0.104	0.141	0.095	0.42

3/4	0.540	40* 80†	0.304 0.302	0.102 0.072	0.141	0.055 0.079	0.25 0.54
1	0.675	40* 80†	0.493 0.423	0.192 0.141	0.177	0.129 0.111	0.57 0.74
1 1/4	0.840	40* 80†	0.622 0.546	0.304 0.235	0.220	0.163 0.143	0.85 1.09
1 1/2	1.05	40* 80†	0.824 0.742	0.534 0.432	0.275	0.216 0.194	1.13 1.48
2	1.32	40* 80†	1.049 0.957	0.864 0.718	0.344	0.274 0.250	1.68 2.17
2 1/4	1.66	40* 80†	1.380 1.278	1.50 1.28	0.435	0.362 0.335	2.28 3.00
2 1/2	1.90	40* 80†	1.610 1.500	2.04 1.76	0.498	0.422 0.393	2.72 3.64
3	2.38	40* 80†	2.067 1.939	3.35 2.95	0.622	0.542 0.508	3.66 5.03
3 1/2	2.88	40* 80†	2.469 2.323	4.79 4.23	0.753	0.647 0.609	5.80 7.67
4	3.50	40* 80†	3.068 2.900	7.38 6.61	0.917	0.804 0.760	7.58 10.3
4 1/2	4.50	40* 80†	4.026 3.826	12.7 11.6	1.178	1.055 1.002	10.8 15.0
6	6.625	40* 80†	6.065 5.761	28.9 26.1	1.734	1.590 1.510	19.0 28.6
8	8.625	40* 80†	7.981 7.625	50.0 45.7	2.258	2.090 2.000	28.6 43.4

Normal Pipe Size, Nps = 6 in  
 Schedule Number, Sch = 40  
 Outside Diameter, OD = 6.63  
 Inside Diameter, ID = 6.065 in = 0.15405 m  
 Flow Area per pipe = 28.9 in<sup>2</sup> = 0.01865 m<sup>2</sup>

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0.01350 \text{ m}^3/\text{s}}{0.019 \text{ m}^2} = 0.72385 \text{ m/s} = 43.43 \text{ m/mnt}$$

Viskositas : Suhu, ' = 303 K

Viskositas fluida :

$$\begin{aligned} \mu &= 0.818 \text{ cP} \\ &= 0.0008 \text{ kg/m.s} \\ &= 0.00055 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l} \\ &= \frac{1023 \times 0.724 \times 0.2}{0.0008} \\ &= 139508 \text{ (Turbulence)} \end{aligned}$$

#### Bahan Konstruksi :

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended  
Roughness Values for Commercial  
Ducts

Material	Condition	$\epsilon$		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	$\pm 60$
	Stainless, new	0.000007	0.002	$\pm 50$
	Commercial, new	0.00015	0.046	$\pm 30$
	Riveted	0.01	3.0	$\pm 70$
	Rusted	0.007	2.0	$\pm 50$
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	$\pm 50$
	Wrought, new	0.00015	0.046	$\pm 20$
	Galvanized, new	0.0005	0.15	$\pm 40$
	Asphalted cast	0.0004	0.12	$\pm 50$
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	$\pm 50$
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	$\pm 60$
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	$\pm 60$
	Rough	0.007	2.0	$\pm 50$
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	$\pm 60$
Wood	Stave	0.0016	0.5	$\pm 40$

Kekasaran Pipa = 0.00015 ft  
= 0.00005 m

Kekasaran Relatif :

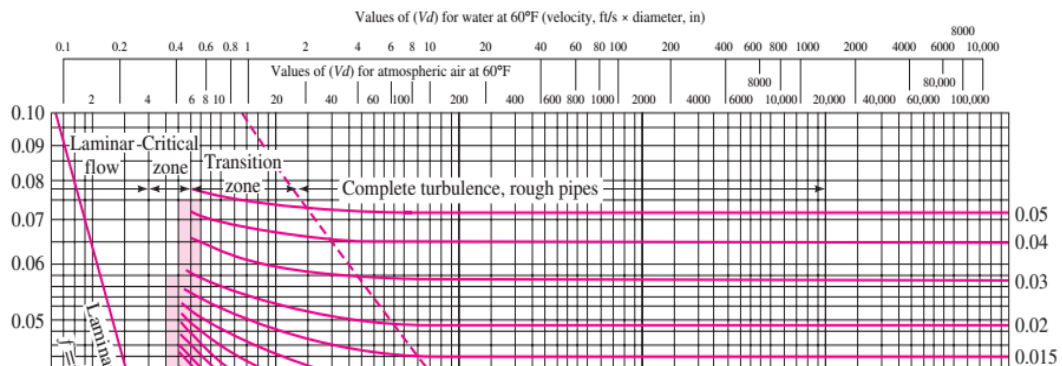
$$e/ID = \frac{0.00005 \text{ m}}{0.15405 \text{ m}} = 0.00030$$

### Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana,  $e/ID = 0.0003$

$Re = 139508$





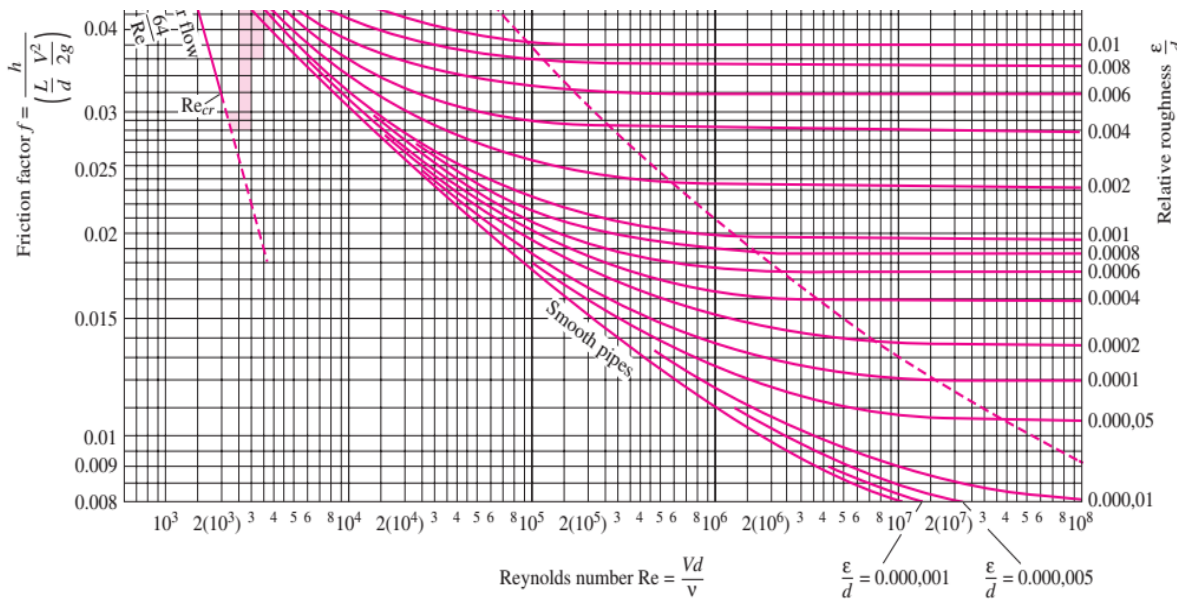


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$$f = 0.18$$

(White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 370)

### Memilih Panjang Ekuivalen (Le) dan Panjang pipa (L)

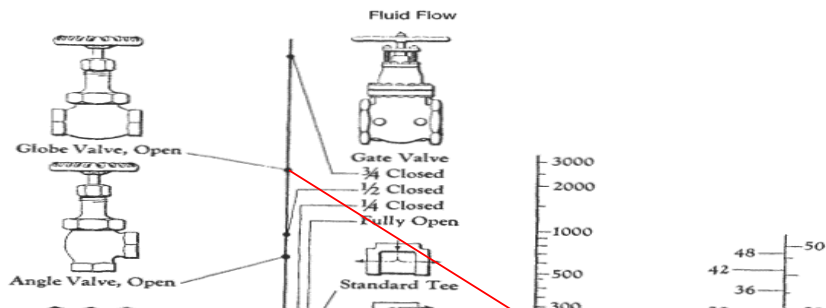
Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	6	1	6	1.8
<i>Sudden constriction</i>	4.5	1	4.5	1.4
<i>Check valve</i>	25	1	25	7.6
<i>Globe valve, open</i>	110	1	110	34
<i>Standart elbow</i>	11	4	44	13.4
<b>Total</b>				<b>57.8</b>

$$\Sigma Le = 57.8 \text{ m}$$

$$\Sigma Le + L = 105.76 \text{ m}$$

$$= 346.98 \text{ ft}$$



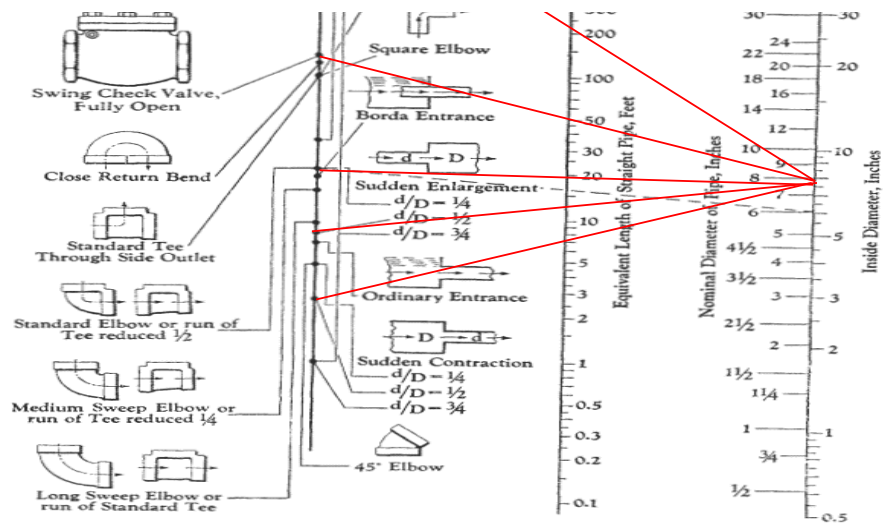


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

#### 4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2.g} - H_f + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2.g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma}$$

$$= \frac{(1 - 1) \text{ bar}}{10025.5273 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

$$\text{Rapat berat } (\gamma) = \rho \times g$$

$$= 1023.01 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2$$

$$= 10025.5273 \text{ N/m}^3$$

b. Velocity Head

$$H_v = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2.g}$$

$$= \frac{(0.724 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0.0267 \text{ m}$$

c. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1$$

$$= 14 - 0$$

$$= 14 \text{ m}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f (L + \Sigma L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0.18 (105.8) 0.724^2}{2 \times 9.8 \times 0.15} \\ &= 3.3034 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{\text{man}} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 17.33 \text{ m} \\ &= 57.1895 \text{ ft} \end{aligned}$$

5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q}}{h_{\text{man}}^{0.75}} \quad (\text{Ludwig, E.E., vol.3})$$

Dengan hubungan :

$N_s$  : kecepatan spesifik

$H_{\text{man}}$  : head pompa (m)

$N$  : kecepatan putar (rpm)

$Q$  : Debit aliran  $\text{m}^3/\text{s}$

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan putar} &= 1500 \text{ rpm} \\ &= 1500 \text{ rpm} \times \frac{2 \times \pi}{60} \\ &= 157 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Faktor slip} &= 0.05 \\ n &= \text{kec putar} \times (1 - \text{faktor slip}) \\ &= 157 \times (1 - 0.05) \\ &= 149.15 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$N_s = \frac{149.2 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times 0.01350^{0.5} \text{ m}^3/\text{s}}{17.33^{0.75}}$$

$$N_s = 2.0 \text{ rad}$$

## 6. Menghitung *Net positive Suction Head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal. 326 :

$$\text{NPSHa} = S + (\text{Pa} - \text{Pvp})/\gamma - \text{Hsl}$$

$$\begin{aligned} \text{Pa} &= \text{Tekanan Operasi} &= & 1 \text{ atm} &= & 1.013 \text{ bar} \\ \text{Pvp} &= \text{Tekanan Uap Murni} &= & 0.04157 \text{ atm} &= & 0.04212 \text{ bar} \\ S &= \text{Suction Head} &= & 1 \text{ m} \\ \gamma &= \text{Rapat berat} &= & 10025.5 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden construction</i>	4.5	1	4.5	1.4
<i>Standart elbow</i>	11	1	11	3.4
<b>Total</b>			<b>15.5</b>	<b>4.7</b>

$$\begin{aligned} L &= 10 \text{ m} \\ f &= \text{Friction Factor} &= & 0.18 \\ L+Le &= \text{Panjang pipa total} &= & 14.7 \text{ m} \\ v &= \text{Kecepatan aliran cairan} &= & 0.72385 \text{ m/s} \\ g &= 9.8 \text{ m/s}^2 \\ ID &= 0.1541 \text{ m} \end{aligned}$$

hsl = *Friction loss* daerah hisap

$$\text{hsl} = \frac{f \times (L + Le) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$\begin{aligned} \text{hsl} &= \frac{0.18 \times 14.72 \times 0.724^2}{2 \times 9.8 \times 0.1541} \\ &= 0.4599 \text{ m} \\ &= 45.9918 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSHa} &= 1 + \frac{(1.013 - 0.0421)}{10025.5} - 0.4599 \\ &= 10.2267 \text{ m} \end{aligned}$$

### NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)

NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 1500 rpm

Q : Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/menit) = 0.81 m<sup>3</sup>/menit

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{1500}{1200}\right)^{0.8} \times 0.81^{0.667} \\ &= 1.0386 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>), maka tidak terjadi kavitasi (peronggaan).

## 7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

BHP = Daya Penggerak Poros (Watt)

Q = Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/detik)

H = Head Pompa (m)

γ = rapat berat (N/m<sup>3</sup>)

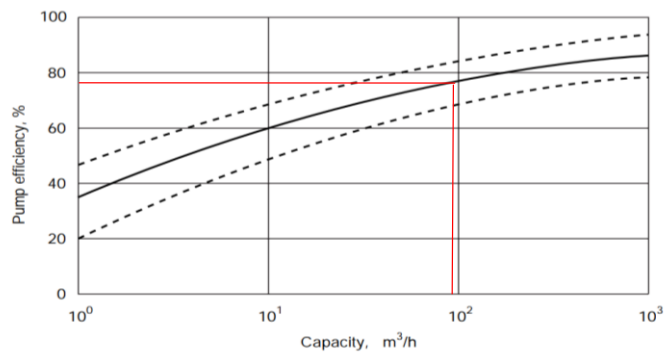


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 78 %

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0.0135 \times 17.3301 \times 10025.5}{0.78} \\ &= 3006.25 \text{ watt} \\ &= 4.03 \text{ Hp} \end{aligned}$$

## 8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521 dengan nilai BHP = 4.03 Hp, didapat :

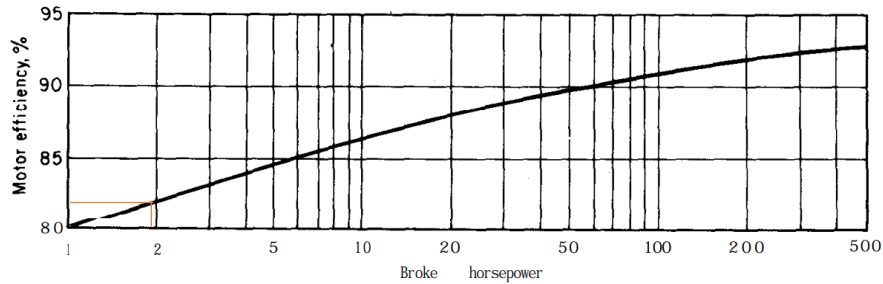


FIGURE 1438 Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{Efisiensi} = 82 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{4.03}{0.82} \\ &= 4.916 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., vol 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 standar 5 Hp

## KESIMPULAN

(PU-02)

Tugas : Mengalirkan air dari bak air bersih menuju bak air minum, Cooling Tower  
0

Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

### Data Fluida

Suhu = 303

P1 = 1

P2 = 1

### Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi = *Commercial Steel*

IPS = 6 in

OD = 6.625 in

Sch no = 40

ID = 6.065 in

### Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 0.0135 m<sup>3</sup>/s = 213.919

Head pompa = 57.1895 m

Kecepatan putar = 1500 rpm

Motor standar = 5 hp

### NPSH

NPSH tersedia = 10.2267 m

NPSH diperlukan = 1.0386 m

**Pompa Utilitas  
(PU-03)**

Tugas : Mengalirkan air dari bak basin cooling tower (CT - 01) melewati media pendingin dan kembali ke bagian atas Cooling Tower.

Jenis : Pompa Centrifugal

Kondisi Operasi :

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

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

Panjang Pipa Lurus = 48 m

Elevasi, z1 = 0 m (posisi suction head)

Elevasi, z2 = 9 m

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
8. Menentukan Motor Standar

Menghitung data densitas ( $\rho$ ) :

Komponen	a	b	n	tc
H <sub>2</sub> O	0.3471	0.274	0.28571	647.13

Rumus untuk menghitung densitas :

$$a \times b^{\frac{(1-T)^n}{Tc}}$$

sehingga :

Komponen	a	b	n	tc	g/cm <sup>3</sup>	kg/m <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> O	0.3471	0.274	0.28571	647.13	1.02301299	1023.01299

Menghitung data viskositas ( $\mu$ ) :

Komponen	a	b	c	d
H <sub>2</sub> O	-10.2158	1792.5	0.01773	-1.2631E-05



Rumus untuk menghitung viskositas :

$$a + \frac{b}{T} + cT + dT^2$$

sehingga :

Komponen	a	b	c	d	T (K)	$\mu$ (cP)
H <sub>2</sub> O	-10.2158	1792.5	0.01773	-1.2631E-05	303	0.81769644

### 1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Output bak basin

- Tinggi *Suction Head* = 0 m
- Tekanan, P1 = 1 atm = 1.01 bar

Titik 2, *Discharge* : Input Cooling Tower

- Tinggi *Discharge Head* = 9 m
- Tekanan, P2 = 1 atm = 1.01 bar

### 2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik, } F_v &= \frac{F(\text{kg/jam})}{\rho_l (\text{kg/m}^3)} = \frac{249451.81 \text{ kg/jam}}{1023.01299 \text{ kg/m}^3} \\ &= 243.84 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.06773 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 143.519 \text{ ft}^3/\text{menit} = 2.392 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 1073.6 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

### 3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Digunakan Pipa *Commercial Steel* dengan diameter optimum :

Diketahui,  $D_{opt}$  : Diameter Pipa Optimum (m)

$Q_l$  : Kecepatan Volume Fluida (m<sup>3</sup>/s)

$\rho_l$  : Densitas Fluida (kg/m<sup>3</sup>)

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 0.4 \times Q_l^{0.45} \times \rho_l^{0.13} \\ &= 0.4 \times 0.06773^{0.45} \times 1023.01299^{0.13} \\ &= 0.293 \text{ m} = 11.54 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <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

¾	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
¾	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
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	5.58	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 = 12 in  
 Schedule Number, Sch = 30  
 Outside Diameter, OD = 12.75  
 Inside Diameter, ID = 12 in = 0.3048 m  
 Flow Area per pipe = 115 in<sup>2</sup> = 0.07419 m<sup>2</sup>  
 Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0.06773 \text{ m}^3/\text{s}}{0.074 \text{ m}^2} = 0.91293 \text{ m/s} = 54.78 \text{ m/mnt}$$

Viskositas : Suhu, T = 303 K

Viskositas fluida :

$$\begin{aligned} \mu &= 0.818 \text{ cP} \\ &= 0.0008 \text{ kg/m.s} \\ &= 0.00055 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

Reynold Number :

$$Re = \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l}$$

$$= \frac{1023 \times 0.913 \times 0.3}{0.0008}$$

$$= 348130 \text{ (Turbulence)}$$

**Bahan Konstruksi :**

Dipilih : *Commercial Steel* (White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 371)

Table 6.1 Recommended  
Roughness Values for Commercial  
Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Kekasaran Pipa = 0.00015 ft  
= 0.00005 m

Kekasaran Relatif :

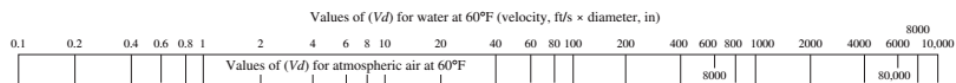
$$e/ID = \frac{0.00005 \text{ m}}{0.3048 \text{ m}} = 0.00015$$

**Faktor Friksi Darcy:**

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana,  $e/ID = 0.00015$

$$Re = 348130$$



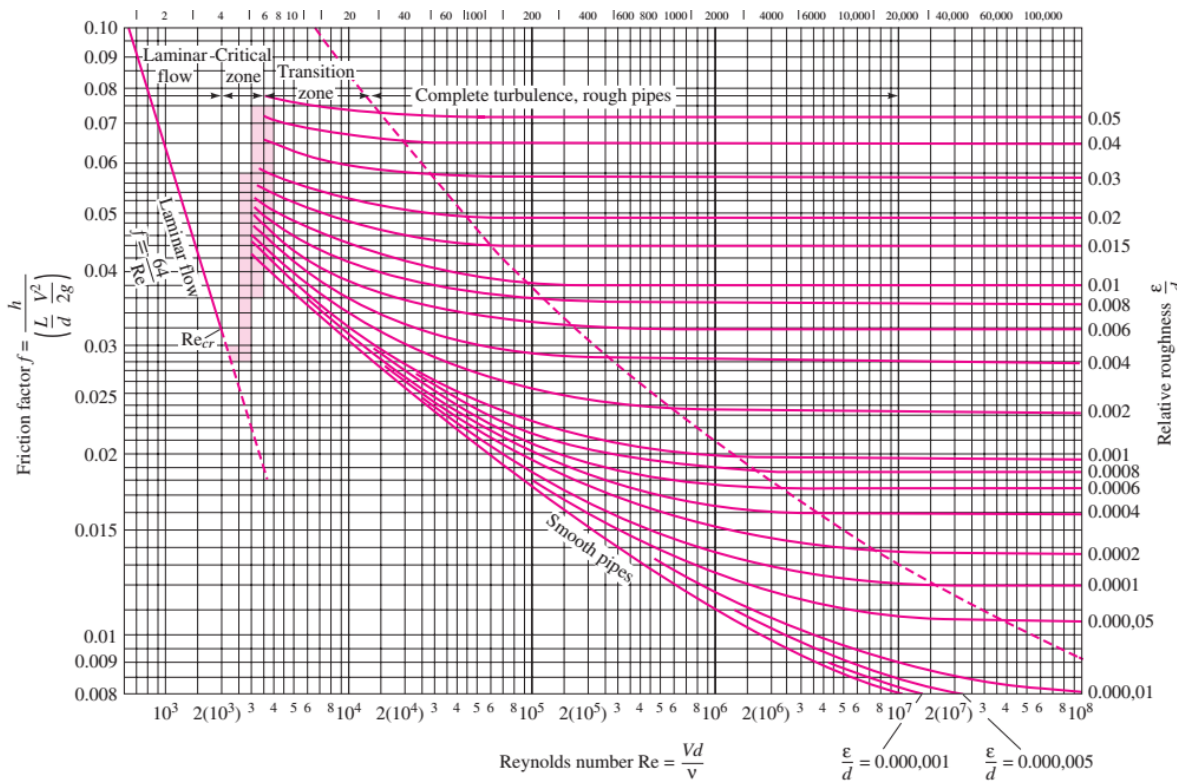


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$$f = 0.018$$

(White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 370)

### Memilih Panjang Ekuivalen (Le) dan Panjang pipa (L)

Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	14	1	14	4.3
<i>Sudden constriction</i>	20	1	20	6.1
<i>Check valve</i>	50	1	50	15.2
<i>Globe valve, open</i>	200	1	200	61
<i>Standart elbow</i>	7	4	28	8.5
<b>Total</b>				<b>95.1</b>

$$\Sigma Le = 95.1 \text{ m}$$

$$\Sigma Le + L = 143.10 \text{ m}$$

$$= 469.48 \text{ ft}$$



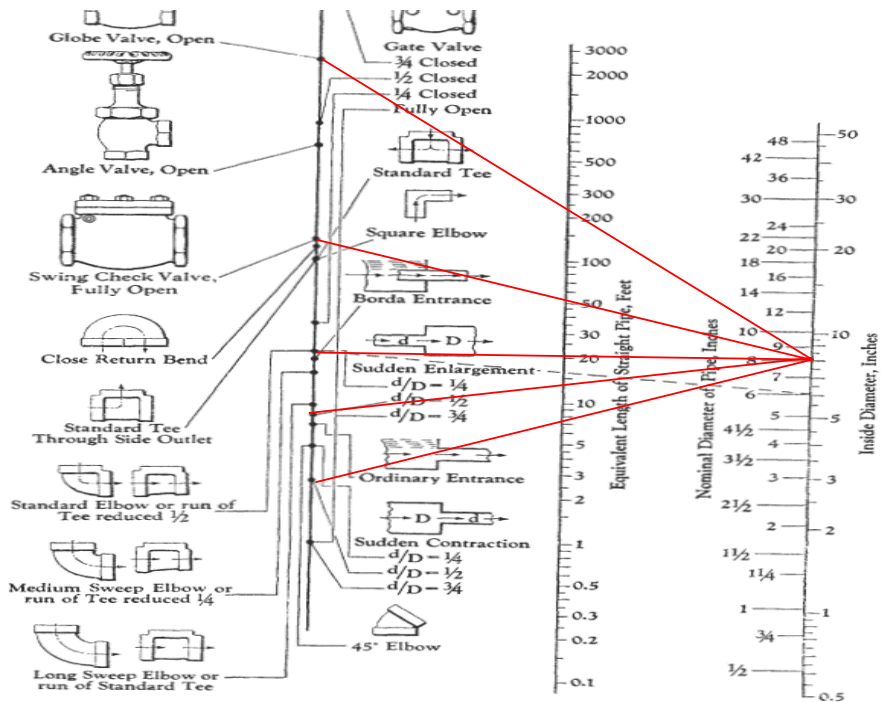


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

#### 4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2.g} - H_f + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2.g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma}$$

$$= \frac{(1 - 1) \text{ bar}}{10025.5273 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

$$\text{Rapat berat } (\gamma) = \rho \times g$$

$$= 1023.01 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2$$

$$= 10025.5273 \text{ N/m}^3$$

b. Velocity Head

$$H_v = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2.g}$$

$$= \frac{(0.913 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0.0425 \text{ m}$$

c. Static Head

$$\begin{aligned}
 H_s &= z_2 - z_1 \\
 &= 9 - 0 \\
 &= 9 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. Friction Head

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f (L + \Sigma L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\
 &= \frac{0.018 (143.1) 0.913^2}{2 \times 9.8 \times 0.30} \\
 &= 0.3593 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned}
 H_{\text{man}} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\
 &= 9.40 \text{ m} = 31.0262 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

## 5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Dihitung dengan persamaan :

$$N_s = \frac{n \sqrt{Q}}{H_{\text{man}}^{0.75}}$$

(Ludwig, E.E, vol.3)

Dengan hubungan :

$N_s$  : kecepatan spesifik

$H_{\text{man}}$  : head pompa (m)

$N$  : kecepatan putar (rpm)

$Q$  : Debit aliran  $\text{m}^3/\text{s}$

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan putar} &= 1500 \text{ rpm} \\
 &= 1500 \text{ rpm} \times \frac{2 \times \pi}{60}
 \end{aligned}$$

$$= 157 \text{ rad/s}$$

$$\text{Faktor slip} = 0.05$$

$$n = \text{kec putar} \times (1 - \text{faktor slip})$$

$$= 157 \times (1 - 0.05)$$

$$= 149.15 \text{ rad/s}$$

Maka,

$$N_s = \frac{149.2 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times 0.06773^{0.5} \text{ m}^3/\text{s}}{9.40^{0.75}}$$

$$N_s = 7.2 \text{ rad}$$

## 6. Menghitung *Net positive Suction Head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal. 326 :

$$\text{NPSH}_a = S + (P_a - P_{vp})/\gamma - \text{Hsl}$$

$$\begin{aligned} P_a &= \text{Tekanan Operasi} &= & 1 \text{ atm} &= & 1.013 \text{ bar} \\ P_{vp} &= \text{Tekanan Uap Murni} &= & 0.04157 \text{ atm} &= & 0.04212 \text{ bar} \\ S &= \text{Suction Head} &= & 1 \text{ m} \\ \gamma &= \text{Rapat berat} &= & 10025.5 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

Panjang Ekivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden construction</i>	20	1	20	6.1
<i>Standart elbow</i>	7	1	7	2.1
<b>Total</b>			<b>27</b>	<b>8.2</b>

$$\begin{aligned} L &= 10 \text{ m} \\ f &= \text{Friction Factor} &= & 0.018 \\ L+Le &= \text{Panjang pipa total} &= & 18.2 \text{ m} \\ v &= \text{Kecepatan aliran cairan} &= & 0.91293 \text{ m/s} \\ g &= 9.8 \text{ m/s}^2 \\ ID &= 0.3048 \text{ m} \\ \text{hsl} &= \text{Friction loss daerah hisap} \end{aligned}$$

$$\text{hsl} = \frac{f \times (L + Le) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$\begin{aligned} \text{hsl} &= \frac{0.018 \times 18.23 \times 0.913^2}{2 \times 9.8 \times 0.3048} \\ &= 0.0458 \text{ m} \\ &= 4.5778 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH}_a &= 1 + \frac{(1.013 - 0.0421)}{10025.5} - 0.0458 \\ &= 10.6408 \text{ m} \end{aligned}$$

### NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)

NPSH yang diperlukan (NPSHR) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$\text{NPSH}_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 1500 rpm  
 Q : Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/menit) = 4.064 m<sup>3</sup>/menit

$$NPSH_R = \left( \frac{1500}{1200} \right)^{0.8} \times 4.064^{0.667}$$

$$= 3.0444 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>), maka tidak terjadi kavitasi (peronggaan).

### 7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

BHP = Daya Penggerak Poros (Watt)

Q = Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/detik)

H = Head Pompa (m)

γ = rapat berat (N/m<sup>3</sup>)

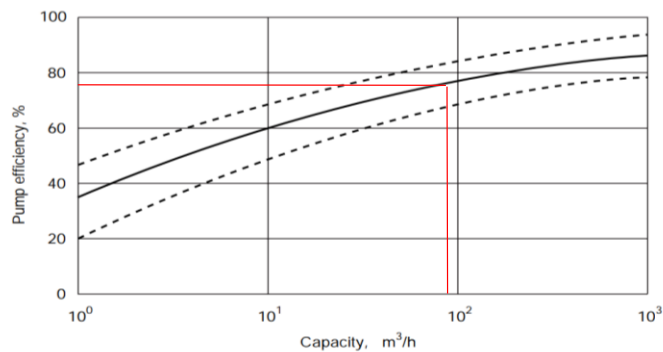


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 78 %

$$BHP = \frac{0.0677 \times 9.4019 \times 10025.5}{0.78}$$

$$= 8185.21 \text{ watt}$$

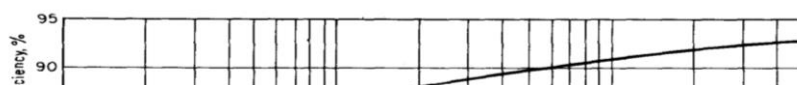
$$= 10.98 \text{ Hp}$$

### 8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521

dengan nilai BHP = 10.98 Hp, didapat :





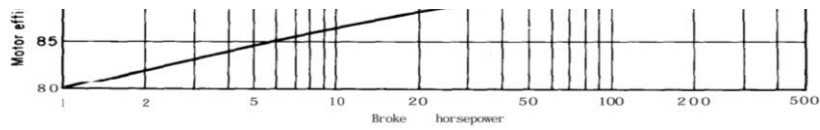


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{Efisiensi} = 80 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{10.98}{0.8} \\ &= 13.72 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., vol 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 standar 15 Hp

## KESIMPULAN

(PU-03)

Tugas : Mengalirkan air dari bak basin cooling tower (CT - 01) melewati media pendingin dan kembali ke bagian atas Cooling Tower.

Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

### Data Fluida

Suhu = 303

P1 = 1

P2 = 1

### Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi = *Commercial Steel*

IPS = 12 in

OD = 12.8 in

Sch no = 30

ID = 12.000 in

### Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 0.0677 m<sup>3</sup>/s = 1073.6 gpm

Head pompa = 31.0262 m

Kecepatan putar = 1500 rpm

Motor standar = 15 hp

### NPSH

NPSH tersedia = 10.6408 m

NPSH diperlukan = 3.0444 m

**Pompa Utilitas**  
**(PU-04)**

Tugas : Mengalirkan air dari Anion Exchanger menuju absorber

Jenis : Pompa Centrifugal

Kondisi Operasi :

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

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

Panjang Pipa Lurus = 48 m

Elevasi, z1 = 0 m (posisi suction head)

Elevasi, z2 = 14 m

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung Head Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
7. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
8. Menentukan Motor Standar

Menghitung data densitas ( $\rho$ ) :

Komponen	a	b	n	tc
H <sub>2</sub> O	0.3471	0.274	0.28571	647.13

Rumus untuk menghitung densitas :

$$a \times b^{\frac{(1-T)^n}{Tc}}$$

sehingga :

Komponen	a	b	n	tc	g/cm <sup>3</sup>	kg/m <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> O	0.3471	0.274	0.28571	647.13	1.02301299	1023.01299

Menghitung data viskositas ( $\mu$ ) :

Komponen	a	b	c	d
H <sub>2</sub> O	-10.2158	1792.5	0.01773	-1.2631E-05

Rumus untuk menghitung viskositas :

$$a + \frac{b}{T} + cT + dT^2$$

sehingga :

Komponen	a	b	c	d	T (K)	$\mu$ (cP)
H <sub>2</sub> O	-10.2158	1792.5	0.01773	-1.2631E-05	303	0.81769644

### 1. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Output Bak air bersih

- Tinggi *Suction Head* = 0 m
- Tekanan, P1 = 1 atm = 1.01 bar

Titik 2, *Discharge* : Input bak air kantor dan Air Rumah Tangga

- Tinggi *Discharge Head* = 14 m
- Tekanan, P2 = 1 atm = 1.01 bar

### 2. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \text{Laju Volumetrik, } F_v &= \frac{F(\text{kg/jam})}{\rho_l (\text{kg/m}^3)} = \frac{2768.10 \text{ kg/jam}}{1023.01299 \text{ kg/m}^3} \\ &= 2.71 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.00075 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 1.59259 \text{ ft}^3/\text{menit} = 0.027 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 11.9134 \text{ gall/menit} \end{aligned}$$

### 3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Digunakan Pipa *Commercial Steel* dengan diameter optimum :

Diketahui,  $D_{opt}$  : Diameter Pipa Optimum (m)

$Q_l$  : Kecepatan Volume Fluida (m<sup>3</sup>/s)

$\rho_l$  : Densitas Fluida (kg/m<sup>3</sup>)

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 0.4 \times Q_l^{0.45} \times \rho_l^{0.13} \\ &= 0.4 \times 0.00075^{0.45} \times 1023.012987^{0.13} \\ &= 0.039 \text{ m} = 1.523 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <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	
1/2	0.540	40*	0.284	0.104	0.141	0.095	0.42

$\frac{3}{4}$	0.540	40* 80†	0.304 0.302	0.104 0.072	0.141	0.050 0.079	0.42 0.54
$\frac{1}{2}$	0.675	40* 80†	0.493 0.423	0.192 0.141	0.177	0.129 0.111	0.57 0.74
$\frac{1}{2}$	0.840	40* 80†	0.622 0.546	0.304 0.235	0.220	0.163 0.143	0.85 1.09
$\frac{3}{4}$	1.05	40* 80†	0.824 0.742	0.534 0.432	0.275	0.216 0.194	1.13 1.48
1	1.32	40* 80†	1.049 0.957	0.864 0.718	0.344	0.274 0.250	1.68 2.17
$1\frac{1}{4}$	1.66	40* 80†	1.380 1.278	1.50 1.28	0.435	0.362 0.335	2.28 3.00
$1\frac{1}{2}$	1.90	40* 80†	1.610 1.500	2.04 1.76	0.498	0.422 0.393	2.72 3.64
2	2.38	40* 80†	2.067 1.939	3.35 2.95	0.622	0.542 0.508	3.66 5.03
$2\frac{1}{2}$	2.88	40* 80†	2.469 2.323	4.79 4.23	0.753	0.647 0.609	5.80 7.67
3	3.50	40* 80†	3.068 2.900	7.38 6.61	0.917	0.804 0.760	7.58 10.3
4	4.50	40* 80†	4.026 3.826	12.7 11.5	1.178	1.055 1.002	10.8 15.0
6	6.625	40* 80†	6.065 5.761	28.9 26.1	1.734	1.590 1.510	19.0 28.6
8	8.625	40* 80†	7.981 7.625	50.0 45.7	2.258	2.090 2.000	28.6 43.4

Normal Pipe Size, Nps = 2 in

Schedule Number, Sch = 40

Outside Diameter, OD = 2.38

Inside Diameter, ID = 2.067 in = 0.0525 m

Flow Area per pipe = 3.35 in<sup>2</sup> = 0.00216 m<sup>2</sup>

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0.00075 \text{ m}^3/\text{s}}{0.002 \text{ m}^2} = 0.347765 \text{ m/s} = 20.87 \text{ m/mnt}$$

Viskositas : Suhu, ' = 303 K

Viskositas fluida :

$$\begin{aligned} \mu_l &= 0.818 \text{ cP} \\ &= 0.0008 \text{ kg/m.s} \\ &= 0.00055 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

Reynold Number :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho l \cdot v \cdot ID}{\mu l} \\ &= \frac{1023 \times 0.348 \times 0.1}{0.0008} \\ &= 22842.8 \text{ (Turbulence)} \end{aligned}$$

#### Bahan Konstruksi :

Dipilih : Commercial Steel (White, F.M. Fluid Mechanics hal. 371)

Table 6.1 Recommended  
Roughness Values for Commercial  
Ducts

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Kekasaran Pipa = 0.00015 ft  
= 0.00005 m

Kekasaran Relatif :

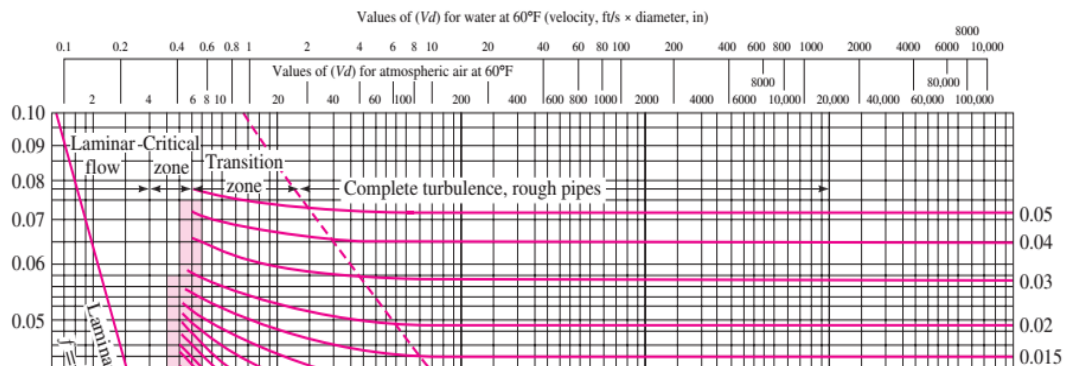
$$e/ID = \frac{0.00005 \text{ m}}{0.0525 \text{ m}} = 0.00087$$

### Faktor Friksi Darcy:

Diperoleh dari diagram *Moody*

Dimana,  $e/ID = 0.00087$

$Re = 22842.8$



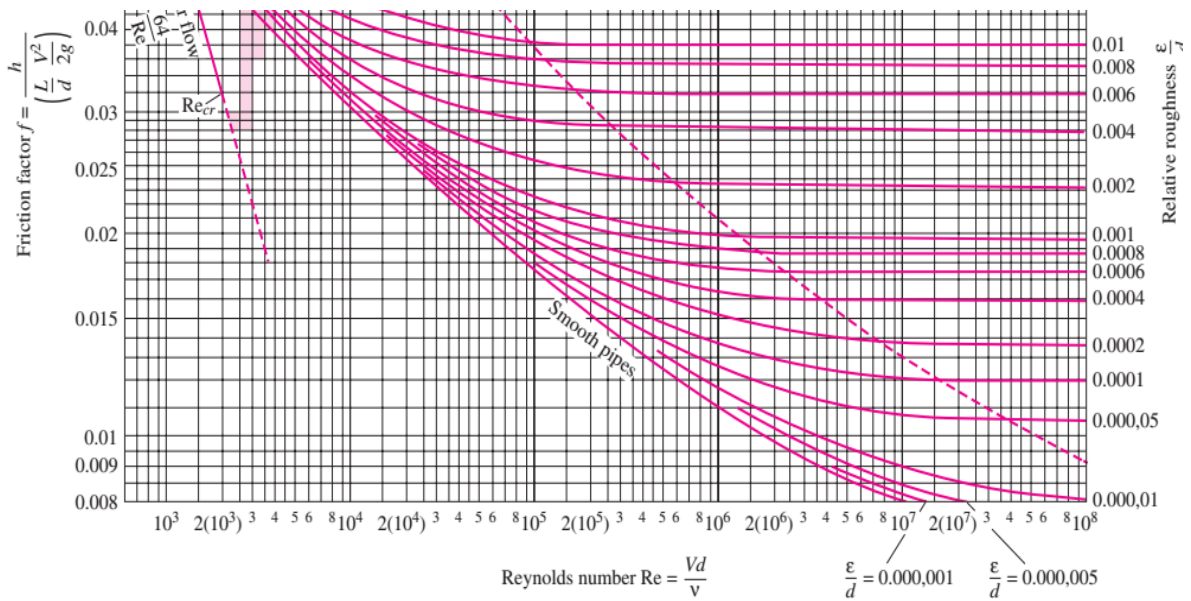


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$$f = 0.18$$

(White, F.M. *Fluid Mechanics* hal. 370)

### Memilih Panjang Ekuivalen (Le) dan Panjang pipa (L)

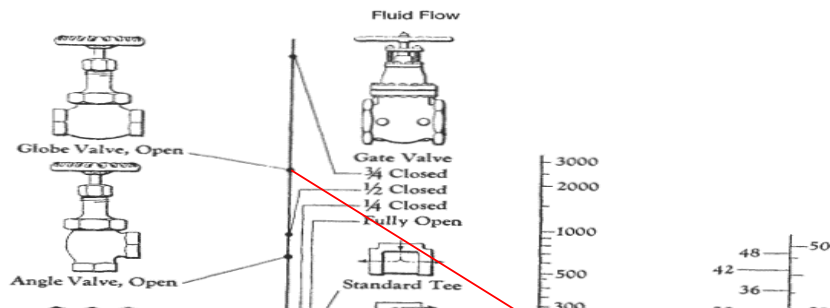
Berdasarkan Ludwig, E.E., 3rd Edition, hal. 87, didapat :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	6	1	6	1.8
<i>Sudden constriction</i>	4.5	1	4.5	1.4
<i>Check valve</i>	25	1	25	7.6
<i>Globe valve, open</i>	110	1	110	34
<i>Standart elbow</i>	11	4	44	13.4
<b>Total</b>				<b>57.8</b>

$$\Sigma Le = 57.8 \text{ m}$$

$$\Sigma Le + L = 105.76 \text{ m}$$

$$= 346.98 \text{ ft}$$



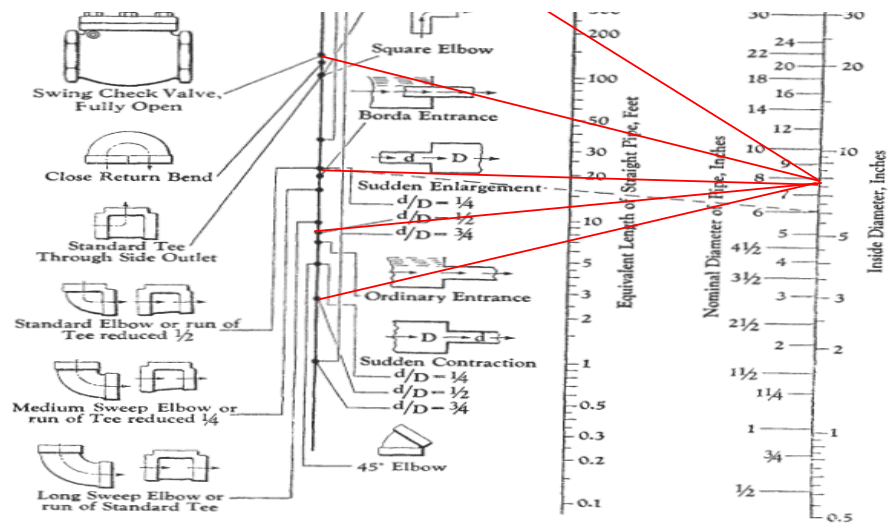


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #405, Engineering Div., 1942, also see [3].

#### 4. Menghitung Head Pompa

Dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_1^2}{2.g} - H_f + H_{man} = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_2^2}{2.g}$$

Dari persamaan diatas dapat dihitung :

a. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\gamma}$$

$$= \frac{(1 - 1) \text{ bar}}{10025.5273 \text{ N/m}^3} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Rapat berat ( $\gamma$ ) =  $\rho \times g$

$$= 1023.01 \text{ kg/m}^3 \times 9.8 \text{ m/s}^2$$

$$= 10025.5273 \text{ N/m}^3$$

b. Velocity Head

$$H_v = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2.g}$$

$$= \frac{(0.348 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0.0062 \text{ m}$$

c. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1$$

$$= 14 - 0$$

$$= 14 \text{ m}$$



d. Friction Head

$$\begin{aligned}
 H_f &= \frac{f (L + \Sigma L_e) v^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\
 &= \frac{0.18 (105.8) 0.348^2}{2 \times 9.8 \times 0.05} \\
 &= 2.2374 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned}
 H_{man} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\
 &= 16.24 \text{ m} \\
 &= 53.6036 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

**5. Menghitung Kecepatan Spesifik**

Dihitung dengan persamaan :

$$n_s = \frac{n \sqrt{Q}}{h_{man}^{0.75}}$$

(Ludwig, E.E, vol.3)

Dengan hubungan :

$N_s$  : kecepatan spesifik

$H_{man}$  : head pompa (m)

$N$  : kecepatan putar (rpm)

$Q$  : Debit aliran  $m^3/s$

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan putar} &= 1500 \text{ rpm} \\
 &= 1500 \text{ rpm} \times \frac{2 \times \pi}{60} \\
 &= 157 \text{ rad/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Faktor slip} &= 0.05 \\
 n &= \text{kec putar} \times (1 - \text{faktor slip}) \\
 &= 157 \times (1 - 0.05) \\
 &= 149.15 \text{ rad/s}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$N_s = \frac{149.2 \frac{\text{rad}}{\text{s}} \times 0.00075^{0.5} \text{ m}^3/\text{s}}{16.24^{0.75}}$$

$$N_s = 0.5 \text{ rad}$$

## 6. Menghitung *Net positive Suction Head* (NPSH)

NPSH yang tersedia dapat dihitung dengan pers. 5-10 Ludwig hal. 326 :

$$\text{NPSHa} = S + (\text{Pa} - \text{Pvp})/\gamma - \text{Hsl}$$

$$\begin{aligned} \text{Pa} &= \text{Tekanan Operasi} &= & 1 \text{ atm} &= & 1.013 \text{ bar} \\ \text{Pvp} &= \text{Tekanan Uap Murni} &= & 0.04157 \text{ atm} &= & 0.04212 \text{ bar} \\ S &= \text{Suction Head} &= & 1 \text{ m} \\ \gamma &= \text{Rapat berat} &= & 10025.5 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden construction</i>	4.5	1	4.5	1.4
<i>Standart elbow</i>	11	1	11	3.4
<b>Total</b>			<b>15.5</b>	<b>4.7</b>

$$\begin{aligned} L &= 10 \text{ m} \\ f &= \text{Friction Factor} &= & 0.18 \\ L+Le &= \text{Panjang pipa total} &= & 14.7 \text{ m} \\ v &= \text{Kecepatan aliran cairan} &= & 0.34777 \text{ m/s} \\ g &= 9.8 \text{ m/s}^2 \\ ID &= 0.0525 \text{ m} \end{aligned}$$

hsl = *Friction loss* daerah hisap

$$\text{hsl} = \frac{f \times (L + Le) \times V^2}{2 \times g \times ID}$$

$$\begin{aligned} \text{hsl} &= \frac{0.18 \times 14.72 \times 0.348^2}{2 \times 9.8 \times 0.0525} \\ &= 0.3115 \text{ m} \\ &= 31.1496 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NPSHa} &= 1 + \frac{(1.013 - 0.0421)}{10025.5} - 0.3115 \\ &= 10.3751 \text{ m} \end{aligned}$$

### NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)

NPSH yang diperlukan (NPSHR) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$HPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 1500 rpm

Q : Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/menit) = 0.045 m<sup>3</sup>/menit

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{1500}{1200}\right)^{0.8} \times 0.045^{0.667} \\ &= 0.1515 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia (NPSHa) > NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>), maka tidak terjadi kavitasasi (peronggaan).

## 7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \gamma}{E}$$

BHP = Daya Penggerak Poros (Watt)

Q = Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/detik)

H = Head Pompa (m)

γ = rapat berat (N/m<sup>3</sup>)

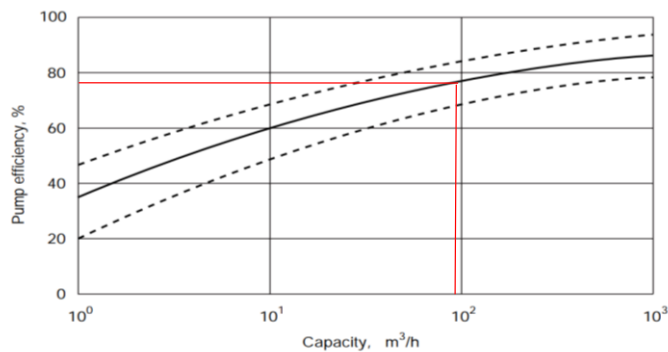


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 78 %

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0.0008 \times 16.2435 \times 10025.5}{0.78} \\ &= 156.925 \text{ watt} \\ &= 0.21 \text{ Hp} \end{aligned}$$

## 8. Menentukan Motor Standar

Efisiensi Motor :

Diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D. Timmerhaus ed. IV (1991), hal. 521

dengan nilai BHP = 0.21 Hp, didapat :

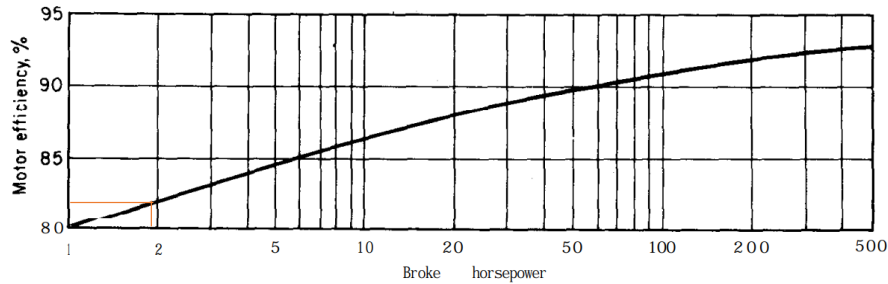


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{Efisiensi} = 82 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{0.21}{0.82} \\ &= 0.257 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Motor standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., vol 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 standar 0.5 Hp

## KESIMPULAN

(PU-04)

Tugas : Mengalirkan air dari Anion Exchanger menuju absorber

Jenis Alat : Pompa Sentrifugal

### Data Fluida

Suhu = 303

P1 = 1

P2 = 1

### Pemilihan Pipa

Bahan konstruksi = *Commercial Steel*

IPS = 2 in

OD = 2.380 in

Sch no = 40

ID = 2.067 in

### Spesifikasi Pompa

Kapasitas pompa = 0.0008 m<sup>3</sup>/s = 11.9134 gpm

Head pompa = 53.6036 m

Kecepatan putar = 1500 rpm

Motor standar = 0.5 hp

### NPSH

NPSH tersedia = 10.3751 m

NPSH diperlukan = 0.1515 m

## EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dalam prarancangan pabrik Metil Klorida dari Metanol Dan Asam klorida berkaitan dengan evaluasi kelayakan pendirian pabrik ini yang ditinjau dari aspek kelayakan potensial ekonomi. Evaluasi kelayakan ekonomi dilakukan dengan tahapan sebagai berikut:

- A. Modal Investasi (*Capital Investment*)
- B. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
- C. Pengeluaran Umum (*General Expense*)
- D. Penjualan dan Keuntungan (*Sales & Profit*)
- E. Analisis Kelayakan

### A. Modal Investasi Industri (*Capital Investment*)

Modal industri (*Capital Investment*) merupakan penanaman modal yang berkaitan dengan pengeluaran berupa uang yang diperlukan untuk membangun fasilitas produksi dan operasi utama dalam pabrik (Aries & Newton, 1955).

Modal industri terdiri dari 2 yaitu:

- 1. Modal Tetap (*Fixed Capital*) terdiri dari = 90 %
- 2. Modal Kerja (*Working Capital*) terdiri dari = 10 %

(Aries & Newton, 1955 hal 1)

#### 1. Modal tetap (*Fix 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 :

- \* *Physical plant cost*
  - *Purchased equipment*
  - *Equipment installation*
  - *Piping*
  - *Instrumentation*
  - *Insulation*
  - *Electrical*
  - *Building*
  - *Land & yard improvements*
  - *Utilities*
- \* *Direct plant cost*
  - *Physical plant cost*
  - *Engineering and construction*
- \* *Contractor fee*
- \* *Contingency*

**\* Physical plant cost**

**- Penentuan Total Harga Alat (*Purchasing Equipment Cost*)**

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio indeks harga.

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries \& Newton, 1955 hal 16})$$

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:

$$\text{Cost of Equip a} = \text{cost of equip b} \times \left( \frac{\text{Capac. equip. a}}{\text{capac. equip. b}} \right)^{0.6}$$

(Aries & Newton, 1955 hal 15)

Dalam penentuan harga alat - alat pabrik Meti klorida dilakukan berdasarkan beberapa asumsi-asumsi dasar sebagai berikut.

1. Kurs dollar pada 19 September 2020 US \$ 1 = Rp. 14,835.00
2. Penentuan harga alat bersumber dari buku dan web dapat dilihat pada lampiran perhitungan

harga alat masing - masing baik alat proses maupun untuk alat utilitas. Untuk perhitungan alat tersebut diperlukan nilai CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Indice*) untuk membandingkan harga alat yang didapat dari literature pada waktu tertentu untuk harga alat saat ini.

Nilai CEPCI untuk perhitungan harga alat

- a. CEPCI index tahun 1954 = 185.00 (Aries Newton, 1955 hal 18)
- b. CEPCI index tahun 2020 = 636.07 ([www.chemengonline.com](http://www.chemengonline.com))

**i. Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Proses**

No	Nama Alat	Parameter	Unit	Harga Satuan 1954, \$	Harga Satuan 2020, \$
1	Reaktor 1	48,873.90	A, ft2	42,241.24	145,234.53
2	Absorber 1	34.75	D, in	1,426.22	4,903.64
3	Decanter 1	45.59	Gallon	489.53	1,683.11
4	Vaporizer 1	215.24	A, ft2	1,629.45	5,602.42
5	Vaporizer 2	776.14	A, ft2	3,517.67	12,094.50
6	Separator 1	63.58	Gallon	597.65	2,054.83
7	Separator 2	187.58	Gallon	1,143.83	3,932.74
8	Heater 1	227.00	A, ft2	1,682.31	5,784.15
9	Heater 2	148	A, ft2	1,299.22	4,467.00
10	Cooler	254	A, ft2	1,800.25	6,189.65
11	Condensor	371.61	A, ft2	2,261.23	7,774.61
12	Tangki 1	31,861	Gallon	100,213.99	344,557.36
13	Tangki 2	127,445	Gallon	230,231.29	791,584.94
14	Tangki 3	32,000	Gallon	100,475.46	345,456.35
15	Pompa 1	313.23	Gpm	1,116.74	3,839.58
16	Pompa 2	595.34	Gpm	1,641.69	5,644.47
17	Pompa 3	66.69	Gpm	441.43	1,517.74
18	Pompa 4	221.95	Gpm	908.20	3,122.60
19	Pompa 5	63.07	Gpm	426.91	1,467.79
20	Pompa 6	63.18	Gpm	427.35	1,469.32
<b>Total</b>					<b>1,698,381.34</b>

(Aries Newton, 1955 hal 21-72)



**ii. Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Utilitas**

No	Nama Alat	Parameter	Unit	Harga Satuan 1954, \$	Harga Satuan 2020, \$
1	Bak Utilitas 1	132934	gallon	474.51	1,631.45
2	Bak Utilitas 2	305.72	gallon	12.40	42.62
3	Tangki Klorin	1,586.26	gallon	4,117.82	14,157.96
4	Cooling Tower	4,357	Gph	76.29	262.29
5	Cooler Utilitas 1	1,876	A, ft2	5,972.77	20,535.68
6	Tangki NaCl	1,510.70	gallon	3,998.99	13,749.39
7	Tangki Kation	2,348.15	gallon	5,210.50	17,914.82
8	Tangki Anion	751.41	gallon	2,630.08	9,042.79
9	Tangki NaOH	96.68	gallon	768.53	2,642.36
10	Kompresor Utilitas	17.66	ft3/mnt	111.46	383.23
11	Tangki Silika	1,386.50	gallon	3,798.34	13,059.53
12	Furnace Utilitas	2,456.35	A, ft2	7,022.06	24,143.37
13	Tangki Dowtherm	15,073.15	gallon	15,898.85	54,663.68
14	Pompa Utilitas 1	224.61	Gpm	914.73	3,145.05
15	Pompa Utilitas 2	213.92	Gpm	888.34	3,054.32
16	Pompa Utilitas 3	1,073.60	Gpm	2,338.49	8,040.24
17	Pompa Utilitas 4	11.91	Gpm	157.06	539.99
<b>Total</b>					<b>187,008.77</b>

(Aries Newton, 1955 hal 21-115)

**Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Proses = \$ 1,698,381.34**

**Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Utilitas = \$ 187,008.77**

---

**Purchasing Equipment Cost (PEC) = \$ 1,885,390.11**

**- Purchased Equipment Installation (PEI)**

Biaya instalasi tiap alat diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC tiap alat. Peersen ekuivalen dapat dilihat dari tabel.15 Aries & Newton halaman 76.

**i. Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Proses**

No	Nama Alat	% Eq	Installation Cost, %Eq x PEC, \$
1	Reaktor 1	5	7,261.73
2	Absorber 1	25	1,225.91
3	Decanter 1	20	336.62

4	Vaporizer 1	5	280.12
5	Vaporizer 2	5	604.73
6	Separator 1	20	410.97
7	Separator 2	20	786.55
8	Heater 1	5	289.21
9	Heater 2	5	223.35
10	Cooler	5	309.48
11	Condensor	5	388.73
12	Tangki 1	20	68,911.47
13	Tangki 2	20	158,316.99
14	Tangki 3	20	69,091.27
15	Pompa 1	5	191.98
16	Pompa 2	5	282.22
17	Pompa 3	5	75.89
18	Pompa 4	5	156.13
19	Pompa 5	5	73.39
20	Pompa 6	5	73.47
<b>Total</b>			<b>309,290.19</b>

*ii. Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Utilitas*

No	Nama Alat	% Eq	Installation Cost, %Eq x PEC, \$
1	Bak Utilitas 1	10	163.15
2	Bak Utilitas 2	10	4.26
3	Tangki Klorin	20	2,831.59
4	Cooling Tower	10	26.23
5	Cooler Utilitas 1	5	1,026.78
6	Tangki NaCl	20	2,749.88
7	Tangki Kation	20	3,582.96
8	Tangki Anion	20	1,808.56
9	Tangki NaOH	20	528.47
10	Kompresor Utilitas	20	76.65
11	Tangki Silika	20	2,611.91
12	Furnace Utilitas	20	4,828.67
13	Tangki Dowtherm	20	10,932.74
14	Pompa Utilitas 1	5	157.25
15	Pompa Utilitas 2	5	152.72
16	Pompa Utilitas 3	5	402.01
17	Pompa Utilitas 4	5	27.00
<b>Total</b>			<b>31,910.82</b>

<b><i>Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Proses</i></b>	<b>= \$</b>	<b>309,290.19</b>
<b><i>Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Utilitas</i></b>	<b>= \$</b>	<b>31,910.82</b>
<hr/>		
<b><i>Purchasing Equipment Installation (PEI)</i></b>	<b>= \$</b>	<b>341,201.02</b>

***- Piping***

Biaya pemipaan diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC.  
Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel.17 Aries & Newton hal 78.

**PEC = \$ 1,885,390.11**

Biaya material = 49 % PEC = \$ **923,841.15**

Upah tenaga kerja = 37 % PEC = \$ **697,594.34**

---

***Total piping Cost*** = \$ **1,621,435.49**

***- Instrumentation***

Biaya instrumentasi diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC.  
Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel.19 Aries & Newton hal 97.

Sistem instrumentasi : Some specific controls

**PEC = \$ 1,885,390.11**

Biaya material = 12 % PEC = \$ **226,246.81**

Upah tenaga kerja = 3 % PEC = \$ **56,561.70**

---

***Total Instrumentation Cost*** = \$ **282,808.52**

***- Insulation***

Biaya isolasi pipa diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC.  
Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel.21 Aries & Newton hal 98.

**PEC = \$ 1,885,390.11**

Biaya material	=	3	% PEC	=	\$	<b>56,561.70</b>
Upah tenaga kerja	=	5	% PEC	=	\$	<b>94,269.51</b>
<hr/>						
<b>Total Insulation Cost</b>				=	\$	<b>150,831.21</b>

### **- Electrical**

Listrik diperoleh dari PT. Perusahaan Listrik Negara (PLN). Selain itu digunakan generator untuk kebutuhan listrik cadangan. Biaya untuk generator sudah dimasukan di PEC utilitas. Biaya instalasi listrik diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen sebesar 10% dari PEC.

(Aries & Newton hal 102)

**PEC = \$ 1,885,390.11**

**Instalasi kelistrikan = \$ 188,539.01**

Biaya listrik 1 tahun :

Kapasitas listrik = 0.06 Mva  
 karena kebutuhan pabrik dibawah 30 MVA, sehingga kebutuhan listrik pabrik tergolong industri kecil, sehingga tarif listrik = 1,115 /kWh

- penerangan bangunan

beroperasi pukul 07.00 - 17.00

lama penerangan = 10 jam  
 selama = 330 hari  
 kebutuhan penerangan = 0.00 kW

biaya penerangan bangunan = Rp0.00

- penerangan luar bangunan

beroperasi puku 17.00 - 7.00

lama penerangan = 18 jam  
 selama = 330 hari

kebutuhan penerangan = 0.00 kW  
biaya penerangan bangunan = Rp0.00

- listrik elektronik dan lainnya  
beroperasi pukul 07.00 - 17.00  
lama penerangan = 10 jam  
selama = 330 hari  
kebutuhan penerangan = 0.00 kW  
biaya penerangan bangunan = Rp0.00

- Kebutuhan listrik proses  
lama penerangan = 24 jam  
selama = 330 hari  
kebutuhan penerangan = 327.36 kW  
biaya penerangan bangunan = Rp2,890,870,999

- Kebutuhan listrik utilitas  
lama penerangan = 24 jam  
selama = 330 hari  
kebutuhan penerangan = 236.95 kW  
biaya penerangan bangunan = Rp2,092,424,282

**Biaya listrik = Rp 4,983,295,281.03**  
**\$ 335,914.75**

Untuk keadaan darurat, digunakan electric generator. Kebutuhan listrik di perusahaan sebesar 3000 kW, sehingga dibeli generator kekuatan 5000 kW.

Daya Hourspower = 732.99 HP

Dari fig.75 Aries & Newton :

*Electric generator* = \$ 29,528.84

Kesimpulan :

**Instalasi kelistrikan** = \$ 188,539.01

**Biaya listrik** = \$ 335,914.75

*Electric generator* = \$ 29,528.84

---

**Electrical cost** = \$ 553,982.60

#### - *Building*

Biaya pembangunan gedung diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel.27 Aries & Newton halaman 108.

**PEC = \$ 1,885,390.11**

Tipe bangunan dibagi menjadi 3 :

- bangunan PEC kurang dari 250.000 \$
- bangunan PEC diantara 250.000 \$ - 1.000.000 \$
- bangunan PEC diatas 1.000.000 \$

Untuk bangunan PEC diatas 1.000.000 \$ :

Biaya bangunan outdoor = 30 % PEC = \$ 565,617.03

Biaya bangunan indoor = 50 % PEC = \$ 942,695.05

---

**Total building cost = \$ 1,508,312.09**

#### - *Land & yard improvement*

Harga tanah dihitung per hektar sedangkan lahan perbaikan (*yard improvement*) diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen sebesar 10% dari PEC. (Aries & Newton halaman 109) *yard improvement* 10% dari PEC termasuk :

- Pagar samping
- Pagar besi
- Trotoar beton
- Aspal

Dipilih tanah industri = 5,000 \$/Ha 1954 (Aries hal 109)  
 = 17,191 \$/Ha 2019  
 Luas tanah pabrik = 63,291.00 m<sup>2</sup> = 6.33 ha

<i>Land</i> (Tanah pabrik)	= \$	108,804.07
<i>Yard improvement</i>	= \$	188,539.01
<hr/>		
<b><i>Total Land &amp; yard improvement Cost</i></b>	= \$	<b>13,652,254.8</b>

**- Utilities**

Biaya utilitas sudah termasuk dalam Purchase Equipment Cost, sehingga biaya physical plant cost untuk utilitas sudah terhitung diatas.

kesimpulan :

<i>Purchased equipment</i>	= \$	1,885,390.11
<i>Equipment installation</i>	= \$	341,201.02
<i>Piping</i>	= \$	1,621,435.49
<i>Instrumentation</i>	= \$	282,808.52
<i>Insulation</i>	= \$	150,831.21
<i>Electrical</i>	= \$	553,982.60
<i>Building</i>	= \$	1,508,312.09
<i>Land &amp; yard improvements</i>	= \$	13,652,254.8
<i>Utilities</i>	=	-
<hr/>		
<b><i>Physical plant cost</i></b>	= \$	<b>19,996,215.83</b>

**\* Direct plant cost**

*Direct plant cost* adalah penjumlahan *physical plant cost* dan *engineering and construction*.

**- Physical plant cost**

<b><i>Physical plant cost</i></b>	= \$	<b>19,996,215.83</b>
-----------------------------------	------	----------------------

**- Engineering and construction**

Biaya *engineering & Construction* diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel.4 Aries & Newton halaman 4.

**PEC = \$ 1,885,390.11**

Tipe Cost of Engineering and Construction dibagi menjadi 3 :

- PEC kurang dari 1.000.000 \$
- PEC diantara 1.000.000 \$ - 5.000.000 \$
- PEC diatas 5.000.000 \$

Untuk PEC diantara 1.000.000 \$ - 5.000.000 \$ = 25 % PEC

**Total Engineering & Construction Cost = \$ 471,347.53**

*Physical plant cost* = \$ 19,996,215.83

*Engineering and construction* = \$ 471,347.53

---

**Direct plant cost = \$ 20,467,563.36**

**\* Contractor fee**

Upah kontraktor 4% dari direct plant cost. (Aries & Newton hal 4)

**Contractor fee Cost = \$ 818,702.53**

**\* Contingency**

Biaya cadangan/darurat 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*

(Aries & Newton hal 4)

Dipilih contingency rata-rata.

**Contingency cost = \$ 3,070,134.50**



Maka :

<i>Physical plant cost</i>	= \$ 19,996,215.83
<i>Direct plant cost</i>	= \$ 20,467,563.36
<i>Contractor fee</i>	= \$ 818,702.53
<i>Contingency</i>	= \$ 3,070,134.50

---

***Fixed Capital* = \$ 44,352,616.23**

Kesimpulan

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Physical plant cost</i>	19,996,215.83	296,643,861,881.0
<i>Direct plant cost</i>	20,467,563.36	303,636,302,444.5
<i>Contractor fee</i>	818,702.53	12,145,452,097.8
<i>Contingency</i>	3,070,134.50	45,545,445,366.7
<b><i>Fixed Capital</i></b>	<b>44,352,616.23</b>	<b>657,971,061,789.93</b>

## 2. Modal Kerja (*Working Capital*)

Besarnya *Working Capital* dapat dihitung jika diketahui rasio persen *Fixed Capital* dengan *Work Capital*, dan juga diketahui besarnya *Fixed Capital*.

*Working Capital* terdiri dari :

- Persediaan bahan baku
- Persediaan dalam proses
- Persediaan produk
- Kredit yang diperpanjang
- Uang tunai yang tersedia

Rasio :

1. Modal Tetap (*Fixed Capital*) terdiri dari = 90 %
2. Modal Kerja (*Working Capital*) terdiri dari = 10 %

***Fixed Capital Cost* = \$ 44,352,616.23**

$$\text{Working Capital Cost} = \frac{\% \text{ Working Capital}}{\% \text{ Fixed Capital}} \times \text{Fixed Capital Cost}$$

***Working Capital Cost* = \$ 4,928,068.47**

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Fixed Capital</i>	44,352,616.23	657,971,061,789.93
<i>Working Capital</i>	4,928,068.47	73,107,895,754.44
<b><i>Capital Investment</i></b>	<b>49,280,684.70</b>	<b>731,078,957,544.37</b>

## **B. Manufacturing Cost (Biaya Produksi)**

*Manufacturing Cost* meliputi :

1. *Direct manufacturing cost*
  - a. *Raw material*
  - b. *Labor*
  - c. *Supervision*
  - d. *Maintenance*
  - e. *Plant supplies*
  - f. *Royalties & patent*
  - g. *Utilities*
2. *Indirect manufacturing cost*
  - a. *Payroll overhead*
  - b. *Laboratory*
  - c. *Plant overhead*
  - d. *Packing*
  - e. *Shipping*
3. *Depreciation*
4. *Property taxes*
5. *Insurance*

Penentuan *Manufacture Cost* di hitung dalam kebutuhan 1 tahun.

1 hari = 24 jam

1 tahun = 330 hari

## 1. Direct manufacturing cost

*Direct Manufacturing* adalah Biaya khusus yang dikeluarkan dalam produksi.  
*Direct manufacturing* ditinjau per 1 tahun.

### a. Raw material

#### - Methanol

Harga	=	4,450.50	Rp/Kg
		0.300	\$/Kg
Kebutuhan	=	3,996.575	Kg/jam
		31,652,877.694	Kg/tahun
Biaya	=	9,495,863.308	\$/tahun

#### - HCl

Harga	=	2,967.00	Rp/Kg
		0.200	\$/Kg
Kebutuhan	=	17,802.927	Kg/jam
		140,999,182.454	Kg/tahun
Biaya	=	28,199,836.491	\$/tahun

#### - Katalis Alumina gel

Harga	=	1	\$/Kg
			(Riogeninc.com)
Densitas katalis, $\rho$	=	750.000	kg/m <sup>3</sup>
			(American Elemen)
Jumlah tube R-01, Nt	=	2,942.135	
Tinggi tumpukan katalis, L	=	12.900	m
Diameter dalam tube, Idt	=	1.500	in
		0.038	m
Porositas, $\epsilon$	=	0.40	

$$\begin{aligned} \text{Volume katalis} &= \text{Volume total tube} = \frac{\pi}{4} Idt^2 \cdot L \cdot Nt \cdot \epsilon \\ &= 17.299 \quad \text{m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa katalis} &= \text{Volume katalis} \times \text{densitas} \\ &= 12,974.58 \quad \text{Kg} \end{aligned}$$

Kebutuhan	=	12,974.576	Kg/2 tahun
		6,487.288	Kg/tahun

$$\text{Biaya} = \$ \quad 3,892.37$$

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
Methanol	9,495,863.31	140,871,132,176.47
HCl	28,199,836.49	418,344,574,342.23
Alumina Gel	3,892.37	57,743,350.60
<b>Raw material cost</b>	<b>37,699,592.17</b>	<b>559,273,449,869.30</b>

**b. Labor (Tenaga kerja)**

Penentuan *Labor Cost* di hitung dalam kebutuhan 1 tahun.

Nilai index CEPCI :

a. CEPCI index tahun 1954 = 185.00 (Aries Newton, 1955 hal 18)

b. CEPCI index tahun 2018 = 603.10 (www.chemengonline.com)

Dari tabel 36 Aries & Newton hal 162, klasifikasi labor tahun 1954 :

Unskilled = \$ 1,5 - \$ 1,75 per jam  
 Skilled = \$ 1,75 - \$ 2,2 per jam  
 Squad leaders and foremen = \$ 2,2 - \$ 3,0 per jam

Jam kerja labor = 8 jam/hari  
 Jumlah hari = 330 hari/tahun  
 jumlah bulan = 12 bulan/tahun

Karena pabrik baru berdiri dan tenaga kerja masih belum berpengalaman , sehingga UMR menjadi dasaran gaji karyawan.

UMR kota Gresik = 4,197,030.00 Rp/bulan  
 5,829.21 Rp/jam  
 0.39 \$/jam

Rencana gaji/bulan tiap labor tahun 1954 :

<b>Karyawan non shift</b>	Gaji/jam tiap labor tahun 1954, \$	Gaji/bulan tiap labor tahun 1954, \$
Kepala bagian	0.80	176.00
Staff	0.60	132.00
Dokter	0.70	154.00
Perawat	0.50	110.00
<b>Karyawan Shift</b>		
Kepala bagian	0.80	176.00
Controll room alat proses	0.60	132.00

Operator lapangan alat proses	0.60	132.00
Controll room utilitas	0.60	132.00
Operator lapangan utilitas	0.60	132.00
Staff laboratorium	0.60	132.00
Staff keamanan	0.40	88.00
Staff HSE & Damkar	0.60	132.00
<b>Total</b>	7.40	1,628.00

Rencana gaji/bulan tiap labor tahun 2020 :

<b>Karyawan non shift</b>	Gaji/bulan tiap labor (2020), \$	Gaji/bulan tiap labor (2020), Rp
Kepala bagian	573.76	8,511,729.60
Staff	430.32	6,383,797.20
Dokter	502.04	7,447,763.40
Perawat	358.60	5,319,831.00
<b>Karyawan Shift</b>		
Kepala bagian	573.76	8,511,729.60
Controll room alat proses	430.32	6,383,797.20
Operator lapangan alat proses	430.32	6,383,797.20
Controll room utilitas	430.32	6,383,797.20
Operator lapangan utilitas	430.32	6,383,797.20
Staff laboratorium	430.32	6,383,797.20
Staff keamanan	286.88	4,255,864.80
Staff HSE & Damkar	430.32	6,383,797.20
<b>Total</b>	5,307.28	78,733,498.80

Rencana gaji/bulan semua labor dalam dollar tahun 2020 :

<b>Karyawan non shift</b>	Jumlah	Gaji/bulan semua labor tahun 2020, \$
Kepala bagian	14	8,032.64
Staff	16	6,885.12
<b>Karyawan Shift</b>		
Kepala bagian	4	2,295.04
Controll room alat proses	12	5,163.84
Operator lapangan alat proses	20	8,606.40
Controll room utilitas	16	6,885.12
Operator lapangan utilitas	16	6,885.12
Staff laboratorium	12	5,163.84
Staff keamanan	16	4,590.08
Staff HSE & Damkar	16	6,885.12
<b>Total</b>	142	61,392.32

Rencana gaji/bulan semua labor dalam Rupiah tahun 2020 :

<b>Karyawan non shift</b>	Jumlah	Gaji/bulan semua labor (2020), Rp
Kepala bagian	14	119,164,214.40
Staff	16	102,140,755.20
<b>Karyawan Shift</b>		
Kepala bagian	4	34,046,918.40
Controll room alat proses	12	76,605,566.40
Operator lapangan alat proses	20	127,675,944.00
Controll room utilitas	16	102,140,755.20
Operator lapangan utilitas	16	102,140,755.20
Staff laboratorium	12	76,605,566.40
Staff keamanan	16	68,093,836.80
Staff HSE & Damkar	16	102,140,755.20
<b>Total</b>	142	910,755,067.20

Rencana gaji/tahun semua labor tahun 2020 :

<b>Karyawan non shift</b>	Gaji/tahun semua labor (2020), \$	Gaji/tahun semua labor (2020), Rp
Kepala bagian	96,391.68	1,429,970,572.80
Staff	82,621.44	1,225,689,062.40
<b>Karyawan Shift</b>		
Kepala bagian	27,540.48	408,563,020.80
Controll room alat proses	61,966.08	919,266,796.80
Operator lapangan alat proses	103,276.80	1,532,111,328.00
Controll room utilitas	82,621.44	1,225,689,062.40
Operator lapangan utilitas	82,621.44	1,225,689,062.40
Staff laboratorium	61,966.08	919,266,796.80
Staff keamanan	55,080.96	817,126,041.60
Staff HSE & Damkar	82,621.44	1,225,689,062.40
<b>Labor Cost</b>	<b>736,707.84</b>	<b>10,929,060,806.40</b>

**c. Supervision (Pengawas)**

Rencana gaji/bulan tiap individu tahun 2020 :

Jabatan	Gaji/bulan tiap individu (2020), Rp	Gaji/bulan tiap individu (2020), \$
Direktur Utama	30,000,000.00	2,022.24
Manager	25,000,000.00	1,685.20
Sekretaris	15,000,000.00	1,011.12
<i>Total</i>	70,000,000.00	4,718.57

Gaji/bulan semua individu tahun 2020 :

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan semua individu (2020), Rp	Gaji/bulan semua individu (2020), \$
Direktur Utama	1	30,000,000.00	2,022.24
Manager	3	75,000,000.00	5,055.61
Sekretaris	4	60,000,000.00	4,044.49
<i>Total</i>		165,000,000.00	11,122.35

Rencana gaji/tahun semua individu tahun 2020 :

Jabatan	Jumlah	Gaji/tahun semua individu (2020), Rp	Gaji/tahun semua individu (2020), \$
Direktur Utama	1	360,000,000.00	24,266.94
General Manager	1	900,000,000.00	60,667.34
Manager	7	720,000,000.00	48,533.87
<i>Supervision Cost</i>		<b>1,980,000,000.00</b>	<b>133,468.15</b>

**d. Maintenance (Perbaikan & perawatan)**

Biaya *Maintenance* diperoleh dari persen ekuivalen terhadap *Capital Investment*. Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel 38 Aries & Newton halaman 164.

Type equipment	%Eq of Capital Investment
<i>Simple</i>	2 - 4
<i>Average</i>	6 - 7
<i>Complicated</i>	8 - 10

Dipilih *Type equipment Average* = 6 % of *Capital Investment*

**Capital Investment** = \$ **49,280,684.70**

**Maintenance Cost** = \$ **2,956,841.08**

**e. Plant supplies**

Plant supplies merupakan persediaan barang - barang personel pabrik dalam mengoperasikan peralatan seperti gasket, bagan, pelumas, yang terkait erat dengan pemeliharaan.

(Aries & Newton hal 168)

Biaya *Plant supplies* sebesar 15% dari biaya *Maintenance*.

(Aries & Newton hal 168)

**Plant supplies cost** = \$ **443,526.16**

**f. Royalties & patent**

Biaya *Royalties & patent* sebesar 1% dari *Sales Price*.

Diperkirakan harga produk = 10.0 \$/Kg

Kapasitas produk = 45,000,000.00 kg/tahun

**Sales Price** = \$ **450,000,000.00**

**Royalties & patent** = \$ **4,500,000.00**

**g. Utilities**

**- Air**

Harga = 8,000.00 Rp/m<sup>3</sup>

Densitas = 1,000.00 kg/m<sup>3</sup>

Kebutuhan = 977,068.89 Kg/jam

(make-up) 7,738,385,597 Kg/tahun

Biaya = 61,907,084,778 Rp/tahun

4,173,042.45 \$/Tahun

**- Bahan bakar Solar Industri**

Harga = 6,000.000 Rp/Kg

Kebutuhan = 2.432 Kg/jam

19,264.865 Kg/tahun

Biaya = 115,589,189.2 Rp/tahun

7,791.65 \$/tahun



- **Dowtherm A**

Harga	=	50,865.360	Rp/Kg
Kebutuhan	=	0.063	Kg/jam
(make-up)		500.000	Kg/tahun
Biaya	=	3,211.2	Rp/tahun
		0.22	\$/tahun

- **Silika gel**

Harga	=	17,439.552	Rp/Kg
Kebutuhan	=	5,251.877	Kg/bulan
	=	63,022.525	Kg/tahun
Biaya	=	1,099,084,602.293	Rp/tahun
		74,087.27	\$/tahun

- **NaCl**

Harga	=	2,967.000	Rp/Kg
Kebutuhan	=	237.310	Kg/bulan
	=	2,847.725	Kg/tahun
Biaya	=	8,449,199.670	Rp/tahun
		569.54	\$/tahun

- **NaOH**

Harga	=	5,934.000	Rp/Kg
Kebutuhan	=	121.503	Kg/bulan
	=	1,458.035	Kg/tahun
Biaya	=	8,651,980.462	Rp/tahun
		583.21	\$/tahun

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
Air	4,173,042.45	61,907,084,777.67
Bahan bakar solar industri	7,791.65	115,589,189.19
Dowtherm A	0.22	3,211.20
Silika gel	74,087.27	1,099,084,602.29
NaCl	569.54	8,449,199.67
NaOH	583.21	8,651,980.46
<b>Utilities Cost</b>	<b>4,254,921.59</b>	<b>63,121,761,780.35</b>

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Raw material</i>	37,699,592.17	559,273,449,869.3
<i>Labor</i>	736,707.84	10,929,060,806.4
<i>Supervision</i>	133,468.15	1,980,000,000.0
<i>Maintenance</i>	2,956,841.08	43,864,737,452.66

<i>Plant supplies</i>	443,526.16	6,579,710,617.90
<i>Royalties &amp; patent</i>	4,500,000.00	66,757,500,000.00
<i>Utilities</i>	4,254,921.59	63,121,761,780.35
<b><i>Direct manufacturing cost</i></b>	<b>50,725,057.00</b>	<b>752506220527</b>

## 2. *Indirect manufacturing cost*

*Indirect manufacturing* adalah biaya yang dikeluarkan akibat dari operasi produksi yang bersifat tidak langsung. (Aries & Newton hal 173)

### a. *Payroll overhead*

Semua pengeluaran perusahaan yang terjadi melalui pensiun, pembayaran liburan, asuransi kelompok, cacat gaji, jaminan social, dan pajak pekerjaan di klasifikasikan gaji overhead. *Payroll overhead* dapat diperkirakan secara total sebagai jumlah yang setara 15 persen dari biaya tenaga kerja (Labour)

Biaya *payroll overhead* 15% dari *labor cost*. (Aries & Newton hal 173)

***Labor cost*** = \$ **736,707.84**

***Payroll overhead*** = \$ **110,506.18**

### b. *Laboratory*

Dalam proses kimia, pekerjaan laboratorium diperlukan untuk memastikan kontrol kualitas. Sementara biaya tentu saja akan tergantung pada jenis produk, biaya rata-rata setara dengan 10 sampai 20 persen dari biaya tenaga kerja (*Labor*) dapat digunakan.

Biaya *laboratory* 10% dari *labor cost*. (Aries & Newton hal 174)

***Labor cost*** = \$ **736,707.84**

***Laboratory*** = \$ **73,670.78**

### c. *Plant overhead*

*Plant Overhead* merupakan biaya pemeliharaan fungsi layanan tertentu yang dipersyaratkan secara tidak langsung oleh unit produktif, mencakup biaya pemeliharaan kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian, penggunaan ruangan, dan teknik. Nilai setara dengan 50 sampai 100 persen dari biaya tenaga kerja (*Labor*) produktif.

Biaya *Plant overhead* 50% dari *labor cost*. (Aries & Newton hal 174)

***Labor cost*** = \$ **736,707.84**

***Plant overhead*** = \$ **368,353.92**

#### d. *Packing*

Biaya wadah untuk kemasan tergantung pada sifat kimia dan fisik produk.

Produk berupa Methyl chloride berbentuk cair, disimpan pada drum 55-gall dengan biaya = 0.04 \$/gall (Tahun 1954)  
(Aries & Newton hal 176)

Nilai index CEPCI :

a. CEPCI index tahun 1954 = 185.00 (Aries Newton, 1955 hal 18)

b. CEPCI index tahun 2020 = 636.07 (www.chemengonline.com)

Biaya drum 55-gall tahun 2020 = 0.14 \$/gall

Kapasitas Methyl chloride = 45,000.00 ton/tahun  
45,000,000.00 kg/tahun

Densitas Methyl chloride = 784.00 kg/m<sup>3</sup>

Volume Methyl chloride = 57,397.96 m<sup>3</sup>/tahun

15,162,818.88 gall/tahun

***Packing cost*** = \$ **2,085,321.99**

#### e. *Shipping*

Methyl chloride akan dijual di Indonesia sehingga produk dikirim dengan truk tangki.

Biaya pengiriman = 0.3 \$/truk/mil (Tahun 1954)

Nilai index CEPCI :

a. CEPCI index tahun 1954 = 185.00 (Aries Newton, 1955 hal 18)

b. CEPCI index tahun 2020 = 636.07 (www.chemengonline.com)

Biaya pengiriman tahun 2020 = 1.03 \$/truk/mil

Kapasitas truk tangki = 32,000.00 Liter

Kapasitas produk = 45,000,000.00 kg/tahun  
57,397.96 m<sup>3</sup>/tahun  
57,397,959.18 Liter

Jumlah truk tangki = 1,793.69 Truk tangki

Jarak pengiriman diperkirakan = 300 mil (Pemasaran dalam negeri)

**Shipping = 555,037.30 \$**

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Payroll overhead</i>	110,506.18	1,639,359,120.96
<i>Laboratory</i>	73,670.78	1,092,906,080.64
<i>Plant overhead</i>	368,353.92	5,464,530,403.20
<i>Packing</i>	2,085,321.99	30,935,751,720.67
<i>Shipping</i>	555,037.30	8,233,978,282.39
<b><i>Indirect Manufacturing</i></b>	<b>3,192,890.17</b>	<b>47,366,525,607.86</b>

### 3. Depreciation

Depresiasi adalah penyusutan nilai dari aset/alat.

Depresiasi bernilai 8% dari *Capital Investment*.

(Aries & Newton hal 180)

***Capital Investment* = \$ 49,280,684.70**

***Depreciation* = \$ 3,942,454.78**

### 4. Property taxes

*Property tax* adalah pajak terhadap aset/lahan/nilai properti.

*Property tax* bernilai 1% dari *Capital Investment*.

(Aries & Nwton hal 181)

***Capital Investment*** = \$ **49,280,684.70**

***Property taxes*** = \$ **492,806.85**

## 5. *Insurance*

Tarif asuransi tergantung pada jenis proses yang dilakukan dalam manufaktur operasi dan pada sejauh mana fasilitas perlindungan yang tersedia. Pada secara tahunan, angka ini berjumlah sekitar 1 persen dari *fixed-modal investasi*.

(Aries & Nwton hal 182)

***Capital Investment*** = \$ **49,280,684.70**

***Insurance*** = \$ **492,806.85**

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Direct manufacturing cost</i>	50,725,057.00	752,506,220,526.61
<i>Indirect manufacturing cost</i>	3,192,890.17	47,366,525,607.86
<i>Depreciation</i>	3,942,454.78	58,486,316,603.55
<i>Property taxes</i>	492,806.85	7,310,789,575.44
<i>Insurance</i>	492,806.85	7,310,789,575.44
<b><i>Manufacturing Cost</i></b>	<b>58,846,015.63</b>	<b>872,980,641,888.91</b>

## C. *General Expense* (Pengeluaran Umum)

Berbagai pengeluaran yang di keluarkan oleh fungsi perusahaan selain manufaktur dikelompokkan ke dalam klasifikasi yang di sebut beban umum.

*General Expense* mencakup :

1. *Administration*
2. *Sales*
3. *Research*
4. *Finance*

(Aries & Newton hal 185)

### 1. *Administration*

Biaya administrasi merupakan sebuah perusahaan berkaitan dengan pengeluaran seperti gaji manajemen, biaya hukum dan biaya audit yang terjadi atas semua pengelolaan semua tahap dari perusahaan. Untuk

memperkirakan biaya administrasi tujuan dapat ditentukan sebagai jumlah yang setara dengan 2 sampai 3 persen dari harga jual atau 3 sampai 6 persen dari biaya produksi (*Manufacturing cost*).

(Aries & Newton hal 185)

Administration = 3 % *manufacturing cost*

**Manufacturing cost = \$ 58,846,015.63**

**Administration cost = \$ 1,765,380.47**

## 2. Sales

Beban penjualan akan bervariasi tergantung pada jenis produk, metode penjuala dan distribusi, pasar pelanggan, dan tingkat iklan. Secara umum, biaya penjualan dapat diperkirakan secara kasar oleh staf proses menugaskan untuk itu dalam jumlah yang sama dengan 3 sampai 12 persen dari harga jual atau 5 sampai 22 persen dari biaya produksi (*Manufacturing cost*).

(Aries & Newton hal 186)

Sales = 5 % *manufacturing cost*

**Manufacturing cost = \$ 58,846,015.63**

**Sales = \$ 2,942,300.78**

## 3. Research

Beban penelitian dapat diperkirakan sebagai setara dengan 2 sampai 4 persen dari harga jual atau 3,5-8 dari biaya produksi (*Manufacturing cost*).

(Aries & Newton hal 186)

Sales = 3.5 % *manufacturing cost*

**Manufacturing cost = \$ 58,846,015.63**

**Sales = \$ 2,059,610.55**

## 4. Finance

Beban finace sebesar 2 - 4 % dari *Capital investment*.

(Aries & Newton hal 187)

Administration = 2 % *Capital Investment*

*Capital Investment* = \$ 49,280,684.70

*Sales* = \$ 985,613.69

Keseimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Administration</i>	1,765,380.47	26,189,419,256.67
<i>Sales</i>	2,942,300.78	43,649,032,094.45
<i>Research</i>	2,059,610.55	30,554,322,466.11
<i>Finance</i>	985,613.69	14,621,579,150.89
<b><i>General Expense</i></b>	<b>7,752,905.49</b>	<b>115,014,352,968.11</b>

#### D. Penjualan & Keuntungan

Keuntungan ditinjau per 1 tahun.

##### 1. Total biaya produksi meliputi :

- *Manufacturing cost*
- *General expense*

*Manufacturing cost* = \$ 58,846,015.63

*General expense* = \$ 7,752,905.49

---

**Total biaya produksi** = \$ **66,598,921.12**

Rp987,994,994,857

##### 2. Harga dasar

Harga dasar didapat dari total biaya produksi dibagi kapasitas pabrik.

$$\begin{array}{lcl} \text{Kapasitas produk} & = & 45,000.00 \quad \text{ton/tahun} \\ & & 45,000,000.00 \quad \text{kg/tahun} \end{array}$$

$$\text{Harga dasar} = \frac{\text{Total biaya produksi}}{\text{Kapasitas produk}} = \begin{array}{l} 1.480 \quad \$/\text{Kg} \\ 21,955.44 \quad \text{Rp/kg} \end{array}$$

### 3. Harga jual

$$\text{Dirancang, keuntungan} = 14 \% \text{ harga dasar}$$

$$\text{Harga jual} = \text{harga dasar} + \text{keuntungan}$$

$$\text{Harga jual} = \begin{array}{l} 1.6922 \quad \$/\text{Kg} \\ 25,104.44 \quad \text{Rp/kg} \end{array}$$

$$\begin{array}{lcl} \text{Kapasitas produk} & = & 45,000.00 \quad \text{ton/tahun} \\ & & 45,000,000.00 \quad \text{kg/tahun} \end{array}$$

$$\begin{array}{lcl} \text{Sales Price} & = & \$ \quad \mathbf{76,150,978.77} \\ & & \mathbf{Rp \quad 1,129,699,770,111} \end{array}$$

### 4. Analisa Keuntungan

Perkiraan keuntungan didapat dari keuntungan pabrik. Keuntungan pabrik dapat dianalisa berdasarkan 2 bagian yaitu:

#### a. Keuntungan sebelum pajak

$$\text{Keuntungan sebelum pajak} = \text{Total penjualan} - \text{Total Biaya Produksi}$$

$$\begin{array}{lcl} \text{Total penjualan} & = & \$ \quad 76,150,978.77 \\ \text{Total biaya produksi} & = & \$ \quad 66,598,921.12 \end{array}$$

---

$$\begin{array}{lcl} \text{Keuntungan sebelum pajak} & = & \$ \quad \mathbf{9,552,057.65} \\ & & 141,704,775,254.24 \end{array}$$

#### b. Keuntungan setelah pajak



Pajak keuntungan = 3 % keuntungan  
 (Aries & Newton hal 190)

Keuntungan setelah pajak = Keuntungan sebelum pajak x (100% - 5%)

**Keuntungan setelah pajak = 9,265,495.92**  
 137,453,631,996.61

#### E. Analisis Kelayakan

Sebelum melakukan analisis kelayakan ekonomi terlebih dahulu dibutuhkan data-data biaya yang dikeluarkan untuk proses produksi pada pabrik Vinil Asetat monomer. Pembagian biaya diambil dari Aries & Newton halaman 204.

Adapun biaya tersebut antara lain :

**- Fixed Cost (Fa):**

a. <i>Depresiassi</i>	= \$	3,942,454.78
b. <i>Property tax</i>	= \$	492,806.85
c. <i>Insurance</i>	= \$	492,806.85

---

<b>Fixed Cost</b>	= \$	<b>4,928,068.47</b>
	<b>Rp</b>	<b>73,107,895,754</b>

**- Variable Cost (Va)**

a. <i>Raw material</i>	= \$	37,699,592.17
b. <i>Packaging</i>	= \$	2,085,321.99
c. <i>Shipping</i>	= \$	555,037.30
d. <i>Utilitas</i>	= \$	4,254,921.59
e. <i>Royalty dan Patent</i>	= \$	4,500,000.00

---

<b>Variable Cost</b>	= \$	<b>49,094,873.05</b>
	<b>Rp</b>	<b>728,322,441,653</b>

**- Regulated Cost (Ra)**

a. <i>Labor</i>	= \$	736,707.84
b. <i>Plant Overhead</i>	= \$	368,353.92
c. <i>Supervision</i>	= \$	133,468.15
d. <i>Laboratory</i>	= \$	73,670.78

e. <i>General Expense</i>	= \$	7,752,905.49
f. <i>Maintenance</i>	= \$	2,956,841.08
g. <i>Plant Supplies</i>	= \$	443,526.16
<hr/>		
<b>Regulated Cost</b>	= \$	<b>12,465,473.43</b>
		<b>Rp 184,925,298,328.91</b>
- <b>Sales Price (Sa)</b>		
<i>Sales price</i>	= \$	<b>76,150,978.77</b>
		<b>\$ 1,129,699,770,111.26</b>

Setelah diketahui biaya-biaya yang dikeluarkan, maka perhitungan analisis ekonomi dapat dilakukan. Adapun analisis ekonomi yang ditinjau dari:

### 1. *Return on investment (ROI)*

ROI adalah besarnya keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap. Perhitungan ROI sangat penting bagi perusahaan untuk mengetahui kapan modal-modal dapat dikembalikan.

#### a. **Sebelum pajak**

Persentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak.  
ROI dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 193 :

$$ROI = \frac{Pb.ra}{I_F} \times 100\%$$

Pb.ra = Laba tahunan sebelum pajak  
I<sub>F</sub> = Investasi modal (*Capital investment*)

Diketahui :

I<sub>F</sub> = Rp 731,078,957,544.4

Pb.ra = Rp 141,704,775,254.24

$$ROI = \frac{Pb.ra}{I_F} \times 100\% = 19.38 \%$$

#### b. **Setelah pajak**

Persentase ini dihitung atas dasar setelah pembayaran pajak.

ROI dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 193 :

$$ROI = \frac{Pa.ra}{I_F} \times 100\%$$

Pa.ra = Laba tahunan setelah pajak  
 $I_F$  = Modal tetap (*Capital investment*)

Diketahui :

$I_F$  = Rp 731,078,957,544.4

Pa.ra = Rp 137,453,631,996.61

$$ROI = \frac{Pa.ra}{I_F} \times 100\% = 18.80 \%$$

## 2. Pay Out Time (POT)

POT adalah waktu minimum yang diperlukan untuk mengembalikan modal tetap *Fixed Capital Investment* (FCI) berdasarkan keuntungan tiap tahun.

### a. POT sebelum pajak

POT dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 195 :

$$POT = \frac{I_F}{Pb.ra + 0,1.I_F}$$

Pb.ra = Laba tahunan sebelum pajak  
 $I_F$  = Modal tetap (*Capital investment*)

Diketahui :

$I_F$  = Rp 731,078,957,544.4

Pb.ra = Rp 141,704,775,254.24

$$POT = \frac{I_F}{Pb.ra + 0,1.I_F} = 3.40 \text{ Tahun}$$

### b. POT setelah pajak

POT dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 195 :

$$POT = \frac{I_F}{Pb.ra + 0,1.I_F}$$

Pa.ra = Laba tahunan setelah pajak

$$I_F = \text{Modal tetap (Capital investment)}$$

Diketahui :

$$I_F = \text{Rp } 731,078,957,544.4$$

$$Pb \setminus a.ra = \text{Rp } 137,453,631,996.61$$

$$POT = \frac{I_F}{Pa.ra + 0,1.I_F} = 3.47 \text{ Tahun}$$

### 3. Break Event Point (BEP)

BEP adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian produk dari kapasitas produknya, maka pabrik tidak mendapat keuntungan maupun menderita kerugian.

BEP dihitung dari persamaan Aries & Newton pada halaman 206 :

$$ra = \frac{(Fa + 0,3.Ra).Z}{Sa - Va - 0,7.Ra}$$

Keterangan :

ra = Tingkat penjualan tahunan, Kg/tahun

Fa = Biaya tetap tahunan

Ra = Biaya mengambang tahunan

Z = Kapasitas produksi tahunan

Sa = Harga jual produk

Va = Biaya berubah-ubah tahunan

Diketahui :

$$Fa = \text{Rp } 73,107,895,754$$

$$Ra = \text{Rp } 184,925,298,329$$

$$Z = 60,000,000.00 \text{ kg/tahun}$$

$$Sa = \text{Rp } 1,129,699,770,111$$

$$Va = \text{Rp } 728,322,441,653$$

$$ra = \frac{(Fa + 0,3.Ra).Z}{Sa - Va - 0,7.Ra} = 28,371,786.51 \text{ kg/tahun}$$

$$\% BEP = \frac{ra}{Z} \times 100\% = 47.29 \%$$

### 4. Shut Down Point (SDP)

SDP adalah titik aktifitas produksi pabrik harus dihentikan karena pemasukan dari penjualan produk tidak mampu melanjutkan kegiatan produksinya. Penyebab antara lain adalah *Regulated Cost* yang terlalu tinggi. SDP dihitung dari persamaan Aries & Newton pada halaman 207 :

$$ra = \frac{0,3. Ra. Z}{Sa - Va - 0,7. Ra}$$

Keterangan :

- ra = Tingkat produksi tahunan, Kg/tahun
- Fa = Biaya tetap tahunan
- Ra = Biaya mengambang tahunan
- Z = Kapasitas produksi tahunan
- Sa = Harga jual produk
- Va = Biaya berubah-ubah tahunan

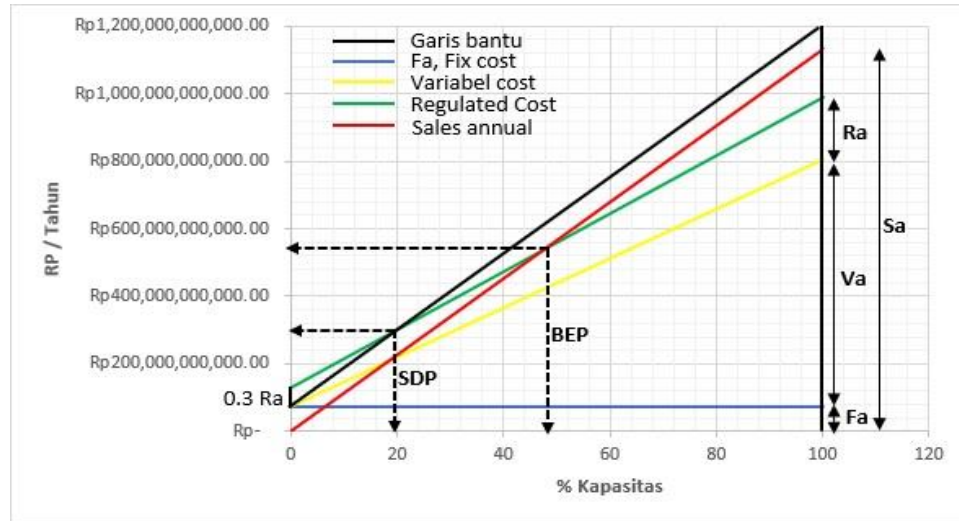
Diketahui :

- Fa = Rp 73,107,895,754
- Ra = Rp 184,925,298,329
- Z = 60,000,000.00 kg/tahun
- Sa = Rp 1,129,699,770,111
- Va = Rp 728,322,441,653

$$ra = \frac{0,3. Ra. Z}{Sa - Va - 0,7. Ra} = 12,240,870.91 \quad \text{kg/tahun}$$

$$\% SDP = \frac{ra}{Z} \times 100\% = 20.40 \quad \%$$

## 5. Grafik BEP dan SDP



BEP	=	47.29 %
SDP	=	20.40 %
Fa	=	Rp 73,107,895,754.44
Va	=	Rp 728,322,441,652.7
Ra	=	Rp 184,925,298,328.91
Sa	=	Rp 1,129,699,770,111.3
0,3 Ra	=	Rp 55,477,589,498.67
Fa + Va	=	Rp 801,430,337,407.1
Fa + Va + Ra	=	Rp 986,355,635,736.1

## 6. Discounted Cash Flow (DCF)

DCF adalah piranti untuk mengukur apakah sebuah investasi menarik atau tidak. Investasi ke pabrik menarik apabila DCF lebih besar dari bunga bank.

**a. Umur ekonomi pabrik**

Nilai sisa (*Salvage value*) berupa 10% harga alat, 10% harga bangunan dan harga tanah.

<i>Salvage value</i>	= Rp	6,648,665,603
<i>Fix Capital</i>	= Rp	657,971,061,790
<i>Depreciation</i>	= Rp	58,486,316,604

$$\text{Umur pabrik, } n = \frac{\text{Capital investmen} - \text{Salvage value}}{\text{Depreciation}}$$

n	=	11.14	tahun
n	=	12	tahun (terbilang)

**b. DCF**

<i>Salvage Value, SV</i>	= Rp	6,648,665,602.98
<i>Fix Capital, FC</i>	= Rp	657,971,061,789.93
<i>Working Capital, WC</i>	= Rp	73,107,895,754.44
Keuntungan setelah pajak	= Rp	137,453,631,996.61
<i>Depreciation</i>	= Rp	58,486,316,603.55
<i>Finance</i>	= Rp	14,621,579,150.89

$$\begin{aligned} \text{Cash flow, } CF &= \text{keuntungan setelah pajak} + \text{Depreciation} + \text{Finance} \\ &= \text{Rp } 210,561,527,751.05 \end{aligned}$$

$$(FC + WC) = \frac{\{[(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + 1] \times CF + [WC + SV]\}}{(1 + i)^n}$$

$$FC + WC = \text{Rp } 731,078,957,544.36$$

$$\text{Trial } i/\text{DCF} = 26.9 \% = 0.269$$

$$\text{Ruas kanan} = \text{Rp } 730,419,012,374.42$$

$$\text{Bunga bank rata - rata} = 10 \%$$

Kesimpulan evaluasi ekonomi :

Komponen	Parameter Low Risk minimum	Hasil evaluasi	Satuan	Keterangan
ROI sebelum pajak	11%	19.38	%	Layak
POT sebelum pajak	5 tahun	3.40	tahun	Layak
BEP	40 % - 60 %	47.29	%	Layak
SDP	-	20.40	%	-
DFC	10%	26.90	%	Layak



## PERHITUNGAN JUMLAH KARYAWAN

### A. Karyawan non shift

No	Jabatan	Karyawan
<b>A</b>	<b>Direktur Utama</b>	
1	Direktur Utama	1
2	Sekretaris Direktur Utama	1
<b>B</b>	<b>Manager</b>	
1	General Manager	3
2	Sekretaris Manager	3
<b>C</b>	<b>Kepala Bagian</b>	
1	Kepala Bagian non shift	6
<b>D</b>	<b>Staff Bagian</b>	
1	Staff Bagian Perawatan	1
2	Staff Bagian Instrumentasi	1
3	Staff Bagian Pengelolaan TK (Tenaga Kerja)	1
4	Staff Bagian Pelatihan TK (Tenaga Kerja)	1
5	Staff Bagian Humas	1
6	Staff Bagian Kesehatan : Dokter	1
7	Staff Bagian Kesehatan : Perawat	1
8	Staff Bagian Pengadaan	1
9	Staff Bagian Transportasi	1
10	Staff Bagian Kontrak	1
11	Staff Bagian Startegi Pasar	1
12	Staff Bagian Penjualan	1
13	Staff Bagian Bendahara	1
14	Staff Bagian Akuntansi	1
15	Staff Bagian Administrasi	1
16	Staff Bagian Proses	1
<b>Jumlah Karyawan Non Shift</b>		<b>30</b>

### B. Karyawan Shift

kepala bagian produksi	jumlah	regu	total
Kepala bagian produksi	1	4	<b>4</b>

## 1. Bagian Produksi

### a. Seksi Operator Lapangan

Dihitung berdasarkan Table 6-2 Ulrich hal 329 :

No	Alat	Jumlah Alat	Man per Unit	Tenaga Kerja
1	R-01	1	0.5	0.5
2	AB-01	1	0.5	0.5
3	DC-01	1	0.5	0.5
4	VP-01	1	0.2	0.2
5	VP-02	1	0.2	0.2
6	SP-01	1	0.1	0.1
7	SP-02	1	0.1	0.1
8	HE-01	1	0.1	0.1
9	HE-02	1	0.1	0.1
10	CD-01	1	0.1	0.1
11	CL-01	1	0.1	0.1
12	P-01	1	0.2	0.2
13	P-02	1	0.2	0.2
14	P-03	1	0.2	0.2
15	P-04	1	0.2	0.2
16	P-05	1	0.2	0.2
17	P-06	1	0.2	0.2
18	T-01	1	0.2	0.2
19	T-02	1	0.2	0.2
20	T-03	1	0.2	0.2
Jumlah tenaga kerja				4.3
Tenaga kerja terbilang				5
Jumlah regu				4

Jumlah karyawan operator lapangan = 20

## b. Seksi Control Room

Seksi Control Room disesuaikan dengan jumlah alat besar.

No	Alat Besar	Karyawan	Jumlah Karyawan	Jumlah regu	Jumlah Karyawan
1	R-01	1	3	4	12
2	AB-01	1			
3	DC-01	1			

## 2. Bagian Utilitas

### a. Seksi Operator Lapangan

Dihitung berdasarkan Table 6-2 Ulrich hal 329 :

No	Alat	Jumlah Alat	Man per Unit	Tenaga Kerja
1	CT-01	1	1	1
2	KE	2	0.1	0.2
3	AE	2	0.1	0.2
4	BU-01	1	0.1	0.1
5	BU-02	1	0.1	0.1
6	TCL	1	0.1	0.1
7	TU	1	0.1	0.1
8	CU-01	1	0.2	0.2
9	Tsilica	2	0.1	0.2
10	Tdow	1	0.5	0.5
11	PU-01	1	0.2	0.2
12	PU-02	1	0.2	0.2
13	PU-03	1	0.2	0.2
14	PU-04	1	0.2	0.2
15	CLU	1	0.2	0.2
Jumlah tenaga kerja				3.7
Terbilang				4
Regu				4

Jumlah karyawan operator lapangan = 16

### b. Seksi Control Room

Seksi Control Room disesuaikan dengan jumlah unit penyediaan.

No	Alat Besar	Karyawan	Jumlah Karyawan	Jumlah regu	Jumlah Karyawan
1	Sistem Air	1	4	4	<b>16</b>
3	Sistem Dowtherm	1			
4	Udara tekan	1			
5	Bahan bakar & Listrik	1			

### 3. Bagian Laboratorium

No	Seksi	Karyawan	Regu	Jumlah Karyaman
1	Analisis Bahan Baku	1	4	4
2	Analisis Produk	1	4	4
3	Analisis Limbah	1	4	4
<b>Jumlah Karyawan Laboratorium</b>				<b>12</b>

### 4. Bagian Keamanan

No	Seksi	Tenaga Kerja	Regu	Jumlah Karyawan
1	Pintu Masuk Perusahaan	2	4	8
2	Pintu Keluar Perusahaan	2	4	8
<b>Jumlah Karyawan Keamanan</b>				<b>16</b>

### 5. Bagian HSE & Damkar

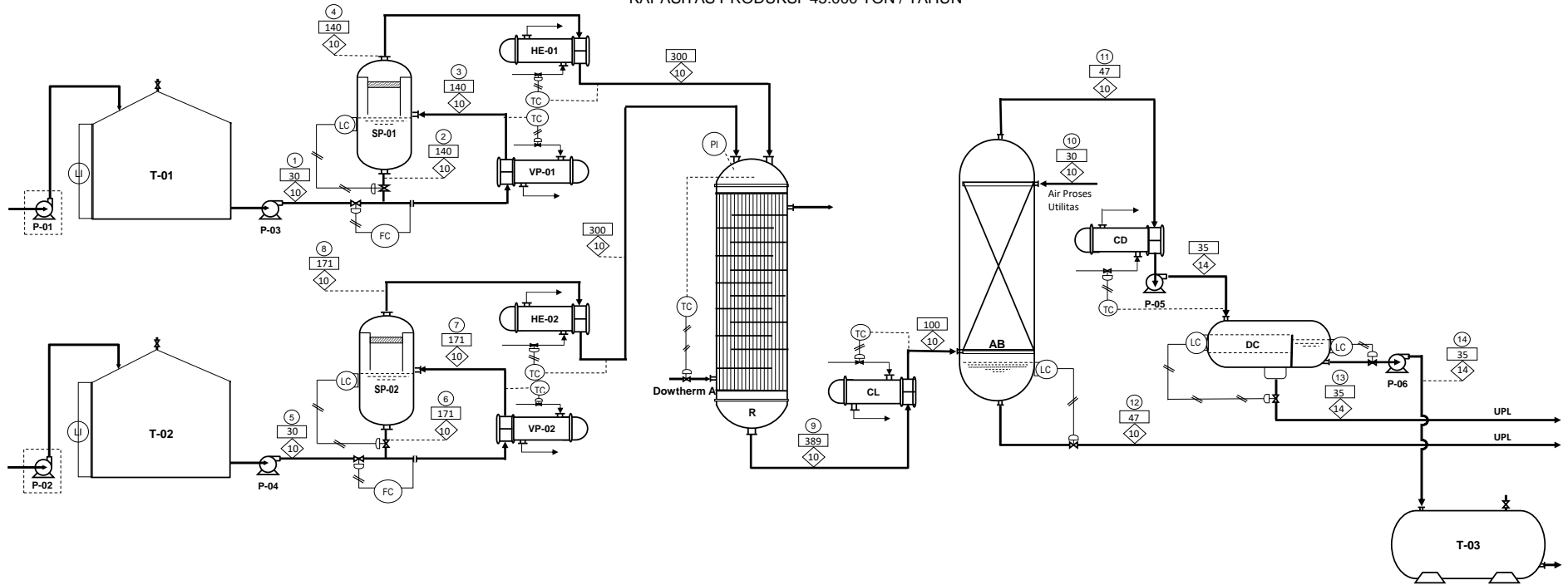
No	Jabatan	Tenaga Kerja	Regu	Jumlah Karyawan
1	Staff Bagian HSE	2	4	<b>8</b>
2	Staff Bagian Damkar	2	4	<b>8</b>
<b>Jumlah Karyawan Keamanan</b>				<b>16</b>

### **C. Jumlah Total Karyawan**

Karyawan non Shift	=	30	Karyawan
Karyawan Shift :			
Kepala bagian produksi	=	4	
Bagian Produksi	=	32	Karyawan
Bagian Utilitas	=	32	Karyawan
Bagian Laboratorium	=	12	Karyawan
Bagian Keamanan	=	16	Karyawan
Bagian HSE & Damkar	=	16	Karyawan
Jumlah karyawan shift	=	112	Karyawan
<b>Jumlah Total Karyawan</b>	=	<b>142</b>	<b>Karyawan</b>

# PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK METHYL CHLORIDE DARI METHANOL DAN HYDROGEN CHLORIDE

KAPASITAS PRODUKSI 45.000 TON / TAHUN



**NERACA MASSA (Kg/Jam)**

KOMPONEN	N O M O R A R U S													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
CH <sub>3</sub> OH	3916.64	914.33	4830.98	3916.64					309.41			309.41		
HCl					5874.97	21.06	5896.03	5874.97	1770.25			1770.25		
H <sub>2</sub> O	79.93	56.23	136.16	79.93	11927.96	3709.06	15637.02	11927.96	14035.99	2768.10	343.64		343.64	
CH <sub>3</sub> Cl									5683.85		5683.85	16460.45	2.03	5681.82
<b>Jumlah :</b>	3996.58	970.56	4967.13	3996.58	17802.93	3730.12	21533.04	17802.93	21799.50	2768.10	6027.48	18540.12	345.66	5681.82

KETERANGAN	
AB Absorber	(FC) Flow Controller
CD Condenser	(LC) Level Controller
DC Decanter	(LI) Level Indicator
HE Heater	(PI) Pressure Controller
P Pompa	(PI) Pressure Indicator
R Reaktor	(TC) Temperature Controller
SP Separator	(VC) Volume Control
T Tangki Penyimpan	○ Nomor Arus
VP Vaporizer	□ Temperatur (°C)
CL Cooler	◇ Tekanan (Atm)



JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL "VETERAN"  
Y O G Y A K A R T A

---

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
**PRARANCANGAN PABRIK METHYL CHLORIDE DARI METHANOL  
DAN HYDROGEN CHLORIDE**  
KAPASITAS PRODUKSI 45000 TON / TAHUN

---

*Dikerjakan oleh :*

N A M A : MAHDI HUSAINI  
No. Mahasiswa : 121 14 0119  
DOSEN PEMBIMBING : T. IR. M SYAHRU, MT.PHD