

**PRA RENCANA PABRIK  
KARBON TETRAKLORIDA DARI KARBON DISULFIDA DAN  
KLORIN DENGAN PROSES KLORINASI  
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN  
PERANCANGAN ALAT UTAMA  
DESTILASI  
SKRIPSI**

Disusun oleh :

**VALERIE ALPENADA**

**19.14.002**



**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG**

**2023**

**LEMBAR PERSETUJUAN**

**PRA RENCANA PABRIK  
KARBON TETRAKLORIDA DARI KARBON DISULFIDA DAN  
KLOORIN DENGAN PROSES KLOORINASI KAPASITAS PRODUKSI  
50.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA  
DESTILASI *SIEVE TRAY***

**Diajukan Sebagai Syarat Menempuh Wisuda Sarjana  
Pada Jenjang Strata Satu (S-1)  
Di Institut Teknologi Nasional Malang**

**Disusun oleh :**

**VALERIE ALPENADA**

**19.14.002**

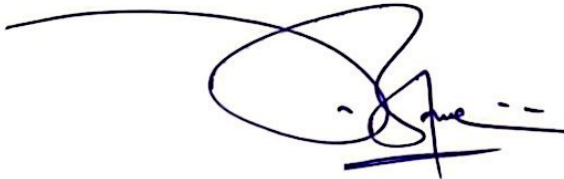
**Malang, 10 Maret 2023**

**Mengetahui,**

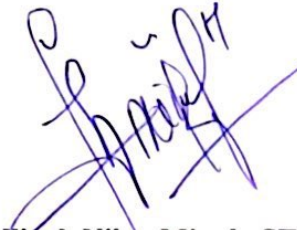
**Ketua Progam Studi Teknik Kimia**

**Menyetujui,**

**Dosen Pembimbing**



**M. Istnaeny Hudha ST. MT**  
**NIP.P. 1030400400**



**Faidiyah Nilna Minah, ST. MT**  
**NIP.P. 1030400392**

**BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI**  
**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

Nama : VALERIE ALPENADA  
NIM : 1914002  
Program Studi : TEKNIK KIMIA  
Judul Skripsi : PRA RENCANA PABRIK KARBON TETRAKLORIDA DARI  
KARBON DISULFIDA DAN KLORIN DENGAN PROSES  
KLORINASI KAPASITAS PRODUKSI 50.000 TON/TAHUN

Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi Jenjang Strata Satu (S-1) pada:

Hari : Sabtu  
Tanggal : 11 Februari 2023  
Nilai : A

Ketua,

Sekretaris,



M. Istnaeny Hudha S.T., M.T.  
NIP.P. 1030400400



Rini Kartika Dewi, S.T., M.T.  
NIP.P. 1030100370

Anggota Penguji

Penguji Pertama,

Penguji Kedua,



Ir. Harimbi Setyawati, M.T.  
NIP. 196303071992032002



Dr. Elvianto Dwi Daryono, ST. MT.  
NIP.Y. 1030000351

## SURAT PERNYATAAN

Yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Valerie Alpenada  
NIM : 1914002  
Tempat/tgl lahir : Surabaya/ 05 Oktober 2001  
Alamat Tempat Tinggal : Perumahan Batu Permata Land Kavling 17  
Nomor HP/Telp. : 081217632016  
Judul Skripsi : Pra Rencana Pabrik Carbon Tetrachlorida Dari Carbon Disulfida Dan Chlor Dengan Proses Klorinasi Kapasitas 50.000 Ton/Tahun

Dosen Pembimbing : Faidliyah Nilna Minah., ST., MT



dengan ini menyatakan bahwa :

1. Skripsi yang akan saya buat ini asli, hasil karya saya sendiri ,sesuai dengan format yang ada dan bukan hasil menjiplak atau plagiasi dari pihak lain.
2. Skripsi ini pengerjaannya akan selalu dalam arahan dari dosen pembimbing.
3. Skripsi ini secara tertulis akan dengan jelas mencantumkan acuan dari publikasi orang lain, dengan disebutkan nama pengarang dan dicantumkan dalam daftar pustaka
4. Pernyataan ini saya buat dengan sesungguhnya dan apabila ternyata di kemudian hari terbukti terdapat penyimpangan dan ketidakbenaran dalam pernyataan ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik berupa Pembatalan Skripsi ini, sehingga tidak dapat mengikuti Seminar Hasil juga Ujian Komprehensif sampai batas waktu yang ditetapkan oleh Program Studi.

Demikian Surat Pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya tanpa ada tekanan dari pihak lain.

Malang, 26 September 2022

Mengetahui:  
Ketua Program Studi T.Kimia



M. Istnaeny Huda, ST.,MT  
NIP. P. 103 0400 400

Yang membuat Pernyataan,  
Meterai



Valerie Alpenada  
NIM. 1914002

## KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Tuhan Yang Maha Esa atas segala rahmat dan karunia-Nya yang telah menganugerahkan kesehatan sehingga penyusun dapat dapat menyelesaikan skripsi yang berjudul **“Pra Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida dari Karbon Disulfida dan Klorin dengan Proses Klorinasi dengan Kapasitas Produksi 50.000 Ton/Tahun”** dengan baik

Skripsi ini diajukan sebagai syarat untuk mencapai gelar Sarjana Jenjang Strata Satu (S-1) di Program Studi Teknik Kimia, Institut Teknologi Nasional Malang.

Pada kesempatan ini, penyusun mengucapkan terimakasih kepada:

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Kustamar, MT, selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang
2. Ibu Dr. Ellysa Nursanti, ST. MT., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Nasional Malang
3. Bapak M. Istnaeny Hudha, ST., MT, selaku Ketua Program Ttudi Teknik Kimia ITN Malang
4. Ibu Faidliyah Nilna Minah ST, MT, selaku Dosen Pembimbing Skripsi
5. Ibu Ir. Harimbi Setyawati, MT, selaku Dosen Wali
6. Kedua orang tua kami yang selalu memberikan dukungan serta doa kepada kami
7. Bapak dan Ibu Dosen Teknik Kimia ITN Malang, rekan-rekan mahasiswa dan semua pihak yang turut membantu hingga terselesainya skripsi ini

Penyusun menyadari bahwa skripsi ini masih jauh dari sempurna. Oleh sebab itu, penyusun mengharapkan saran dan kritik dari semua pihak guna menyempurnakan skripsi ini

Malang, Maret 2023

**Penyusun**

## INTISARI

Pra Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida dari Karbon Disulfida dan Klorin dengan Proses Klorinasi Kapasitas Produksi 50.000 Ton/Tahun ini mengambil lokasi pendirian pabrik di Rawa Arum kecamatan Purwakarta, Kota Cilegon, Banten dengan kriteria sebagai berikut:

- Kapasitas Produksi : 50.000 Ton/tahun
- Waktu Operasi : 330 Hari
- Bahan Baku Utama : Karbon Tetraklorida dan Klorin
- Utilitas : Air, Steam, Listrik, dan Bahan Bakar
- Organisasi Perusahaan
  - ✓ Bentuk : Perseroan Terbatas
  - ✓ Struktur : Garis dan Staf
  - ✓ Karyawan : 178 Orang
- Analisa ekonomi
  - ✓  $ROI_{BT}$  = 17%
  - ✓  $ROI_{AT}$  = 12%
  - ✓ POT = 3,7 tahun
  - ✓ *Break Event Point* (BEP) = 42,30 %
  - ✓ *Shut Down Point* (SDP) = 8,22 %
  - ✓ *Internal Rate of Return* (IRR) = 12,34 %

Dari hasil evaluasi ekonomi, Pra Rencana Pabrik Anhidrida Asetat dari Asam Asetat dengan proses ketene layak untuk didirikan.

## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL .....	i
LEMBAR PERSETUJUAN .....	ii
BERITA ACARA .....	iii
PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI .....	iv
KATA PENGANTAR .....	v
INTISARI .....	vi
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	viii
DAFTAR GAMBAR.....	ix
BAB I PENDAHULUAN.....	I-1
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES.....	II-1
BAB III NERACA MASSA .....	III-1
BAB IV NERACA PANAS .....	IV-1
BAB V SPESIFIKASI PERALATAN .....	V-1
BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA .....	VI-1
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA .....	VII-1
BAB VIII UTILITAS .....	VIII-1
BAB IX TATA LETAK .....	IX-1
BAB X STRUKTUR ORGANISASI.....	X-1
BAB XI ANALISA EKONOMI.....	XI-1
BAB XII KESIMPULAN.....	XII-1
DAFTAR PUSTAKA	
APPENDIX A. PERHITUNGAN NERACA MASSA .....	APP A-1
APPENDIX B. PERHITUNGAN NERACA PANAS .....	APP B-1
APPENDIX C. PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN .....	APP C-1
APPENDIX D. PERHITUNGAN UTILITAS .....	APP D-1
APPENDIX E. PERHITUNGAN ANALISIS EKONOMI.....	APP E-1

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Daftar Harga Bahan dan Produk.....	I-5
Tabel 1.2 Analisa Kebutuhan dan Hasil Reaksi pada Karbon Tetraklorida .....	I-5
Tabel 1.3 Data Impor Karbon Tetraklorida di Indonesia.....	I-6
Tabel 2.1 Tabel Pemilihan dan Seleksi Proses Karbon Tetraklorida .....	II-2
Tabel 5.1 Spesifikasi Peralatan .....	V-1
Tabel 7.1 Instrumentasi Pabrik Karbon Tetraklorida .....	VII-4
Tabel 8.1 Kebutuhan Air Pendingin Peralatan .....	VIII-2
Tabel 8.2 Total Kebutuhan Steam pada Peralatan .....	VIII-3
Tabel 9.1 Perkiraan Luasan Pabrik Anhidrida Asetat.....	IX-12
Tabel 10.1 Jadwal Kerja Karyawan Shift .....	X-10
Tabel 10.2 Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja .....	X-12
Tabel 10.3 Daftar Upah Tenaga Kerja.....	X-15
Tabel 11.1 Total Capital Investment (TCI) .....	XI-5
Tabel 11.2 Total Production Cost (TPC) .....	XI-6



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Lokasi Pra Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida .....	I-11
Gambar 2.1 Proses Karbon Tetraklorida dari Karbon Disulfida .....	II-1
Gambar 9.1 Peta Lokasi Pabrik Karbon Tetraklorida.....	IX-6
Gambar 9.2 Tata Letak Bangunan (Plant Layout) Pra Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida.....	IX-8
Gambar 9.3 Skema Tata Letak Peralatan Pabrik Karbon Tetraklorida .....	IX-11
Gambar 10.1 Struktur Organisasi Pra Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida .....	X-3
Gambar 11.1 Grafik Kapasitas Pada Keadaan Shutdown Rate .....	X1-7

**PRA RENCANA PABRIK**  
**KARBON TETRAKLORIDA DARI KARBON DISULFIDA DAN**  
**KLOR DENGAN PROSES KLORINASI KAPASITAS PRODUKSI**  
**50.000 TON/TAHUN**

Disusun Oleh :

1. Valerie Alpenada            19.14.002
2. Frisca Fitrianingrum        19.14.017

Dosen Pembimbing:

Faidliyah Nilna Minah, ST.MT

---

**ABSTRAK**

Karbon Tetraklorida adalah senyawa kimia yang berbentuk cairan yang tidak berwarna serta memiliki bau khas yang memiliki rumus kimia ( $CCL_4$ ), dan termasuk senyawa yang banyak digunakan dalam sintesis kimia organik. Terdapat dua macam proses produksi dalam pembuatan karbon tetraklorida salah satunya menggunakan bahan baku karbon disulfida dan klorin yang dimana akan membentuk produk karbon tetraklorida. Produk ini banyak digunakan dalam untuk cairan *Dry-Cleaning*, Doping pada industri semi-konduktor. Berdasarkan beberapa pertimbangan lokasi Pabrik ini direncanakan akan didirikan di di daerah Rawa Arum kecamatan Purwakarta. Kota Cilegon. Banten dan mulai beroperasi pada tahun 2027 serta diperkirakan cukup menguntungkan dari segi analisis ekonomi, bahan baku, pemasaran, kemudahan transportasi dan ketersediaan bahan baku.

Utilitas yang digunakan meliputi Unit pengolahan air, unit pengolahan steam, unit pengolahan bahan bakar, unit pengolahan listrik. Bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi berbentuk garis dan staf. Dari hasil perhitungan analisa ekonomi didapatkan, ROI sebelum pajak = 17 %, ROI setelah pajak = 12%, POT = 3,7 tahun, BEP = 42,30%, SDP= 8,22%, IRR = 12,34%. Dari hasil ekonomi tersebut dengan didasarkan pada IRR lebih besar dari pada bunga bank 8% sehingga Pabrik Karbon Tetraklorida dari Karbon Disulfida dan Klorin dengan Proses Klorinasi Kapasitas 50.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

**Kata kunci: Karbon Tetraklorida, Karbon Disulfida, Klorin**



# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1. Latar Belakang**

Karbon Tetraklorida adalah senyawa kimia yang berbentuk cairan yang tidak berwarna dan memiliki bau khas yang memiliki rumus kimia ( $\text{CCl}_4$ ), dengan berat molekul 153.82 g/mol. Karbon Tetraklorida merupakan senyawa yang banyak digunakan dalam sintesis kimia organik.

Karbon Tetraklorida dimanfaatkan sebagai bahan baku *Refrigerant*, *Dry Cleaning*, dan pembersihan karat logam. Proses pembuatan Karbon Tetraklorida dapat dilakukan dalam dua metode yaitu proses dari bahan baku Karbon Disulfida dan Klorin dan proses dari bahan baku Hidrokarbon dengan Klorinasi. Pada proses dari bahan baku Hidrokarbin dengan Klorinasi memiliki biaya inventasi lebih mahal dari pada proses dari bahan baku Karbon Disulfida dan Klorin yang memiliki inventasi lebih murah dan menghasilkan pengotor yang jauh lebih sedikit<sup>[1]</sup>.

Melihat dari besarnya potensi kebutuhan Karbon Tetraklorida di Indonesia, Industri Karbon Tetraklorida termasuk salah satu industri yang cukup menguntungkan karena memiliki manfaat yang banyak, disamping itu Karbon Tetraklorida didukung oleh teknologi dan ilmu pengetahuan modern yang melahirkan banyak industri kimia baru yang kedepannya nanti membutuhkan Karbon Tetraklorida sebagai bahan pelengkapanya, tidak adanya pabrik Karbon Tetraklorida di Indonesia maka pendirian pabrik Karbon Tetraklorida di Indonesia diperlukan agar mengurangi jumlah impor dari negara Italia, Amerika Serikat, dan Spanyol serta memanfaatkan sumber daya manusia yang ada di Indonesia<sup>[2]</sup>.

### **1.2. Sejarah Perkembangan Industri**

Karbon Tetraklorida diproduksi skala besar di Amerika Serikat dimulai sekitar tahun 1907 digunakan untuk pengeringan pembersihan dan pengisian alat pemadam kebakaran. Pada tahun 1934 itu digantikan sebagai agen pembersih kering utama di Amerika Serikat. Pada perang Dunia II karbon tetraklorida produksinya makin ditingkatkan karena manfaatnya<sup>[3]</sup>.

Pembuatan karbon tetraklorida dengan proses klorinasi karbon disulfida sudah digunakan sampai akhir tahun 1950 yang dikembangkan di pabrik Bitterfeld Of I.G. Farben

sebelum perang dunia II. Setelah tahun 1950 dikembangkan proses klorinasi karbon disulfida untuk menghasilkan karbon tetraklorida oleh sejumlah perusahaan di Amerika Serikat termasuk FMC dan Stauffer Chem.

Pada awal tahun 1950 ditemukan cara produksi komersial Karbon Tetraklorida dengan bahan baku metana dan klorin dengan proses klorinasi suhu tinggi untuk mendapatkan reaksi pembelahan metana dengan klorinasi hidrokarbon. Reaksi berjalan dengan mengatur posisi dan kesetimbangan antara unsur hidrokarbon yang bereaksi. Pada akhir 1970 dan awal 1980 terdapat pembatasan produksi karena adanya hipotesis pelapisan ozon yang menyebabkan stagnasi dalam pengembangan baru kapasitas produksi karbon tetraklorida<sup>[2]</sup>.

### 1.3. Kegunaan Produk

Karbon tetraklorida sangat banyak dimanfaatkan dalam industri kimia, begitu juga dengan sektor lainnya. Berikut beberapa kegunaan karbon tetraklorida:

- Pelarut dalam industri karet
- Cairan *Dry-Cleaning*
- Pembersihan karat logam
- Bahan baku utama pembuatan freon<sup>[4]</sup>.

### 1.4. Sifat Fisika Kimia Bahan Baku dan Produk

#### 1.4.1. Bahan baku utama

##### A. Klorin

Klor memiliki sifat-sifat sebagai berikut:

Sifat-sifat fisika :

- Rumus molekul :  $\text{Cl}_2$
- Massa molekul : 35.453
- Bentuk : gas
- Densitas : 2.48 g/ml
- Warna : kuning kehijauan
- Titik beku :  $-100.98\text{ }^\circ\text{C}$
- Titik didih :  $-33.97\text{ }^\circ\text{C}$
- Viskositas (20 °C) : 0.0134 cP
- Tekanan kritis : 7977 KPa

- Temperature kritis : 143.75 °C

Sifat-sifat fisika :

- Cl<sub>2</sub> bereaksi dengan hidrokarbon jenuh yang menghasilkan hidrokarbon terklorinasi dan HCl



## B. Karbon Disulfida

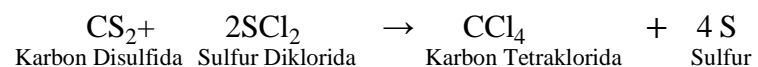
Karbon Disulfida memiliki sifat-sifat sebagai berikut:

Sifat-sifat fisika :

- Rumus molekul : CS<sub>2</sub>
- Massa molekul : 76
- Bentuk : *Liquid*
- Densitas : 2.97 kg/m<sup>3</sup>
- Warna : Kuning
- Titik beku : 161.11 °C
- Titik didih : 46.25°C
- Viskositas (20 °C) : 0.0111 cP
- Tekanan kritis : 7700 KPa
- Temperature kritis : 273 °C

Sifat-sifat kimia :

- Dengan proses klorinasi akan membentuk karbon tetraklorida :



### 1.4.2. Produk Utama

#### A. Karbon Tetraklorida

Karbon Tetraklorida memiliki sifat-sifat sebagai berikut:

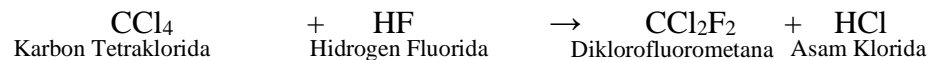
Sifat-sifat fisika :

- Rumus molekul : CCl<sub>4</sub>
- Massa molekul : 154
- Bentuk : *Liquid*
- Densitas : 5.32 kg/m<sup>3</sup>
- Warna : Kuning

- Titik beku : 76.7 °C
- Titik didih : -23°C
- Viskositas (20 °C) : 0.965 cP
- Tekanan kritis : 4.6 KPa
- Temperature kritis : 283.2 °C

Sifat-sifat kimia :

- a. CCl<sub>4</sub> kering tidak bereaksi dengan logam seperti besi dan nikel tetapi bereaksi secara perlahan dengan tembaga dan timah.
- b. Kegunaan CCl<sub>4</sub> yang sering kita jumpai adalah freon. Berikut merupakan reaksi pembentuka Freon :



### 1.4.3. Produk Samping

#### A. Sulfur Monoklorida

Sulfur Monoklorida memiliki sifat-sifat sebagai berikut:

Sifat-sifat fisika :

- Rumus molekul : S<sub>2</sub>Cl<sub>2</sub>
- Massa molekul : 135
- Bentuk : *Liquid*
- Densitas : 1,688 kg/m<sup>3</sup>
- Warna : Kuning keorangean
- Titik beku : 138 °C
- Titik didih : -80°C
- Viskositas (20 °C) : 0.978 cP
- Tekanan kritis : 6.8 KPa
- Temperature kritis : 283.2 °C

Sifat-sifat kimia :

- Sulfur monoklorida bersuhu panas sehingga dapat melelehkan plastik atau karet
- Sulfur monoklorida tidak larut dalam air

## 1.5. Analisa Pasar

### 1.5.1. Analisa Ekonomi

Pemasaran produk Karbon Tetraklorida untuk memenuhi kebutuhan industri dalam negeri tersebar di seluruh Indonesia. Jika kebutuhan dalam negeri sudah dapat dipenuhi maka pemasaran diarahkan ke luar Indonesia. Maka untuk mengetahui analisa pasar perlu mengetahui potensi produk terhadap pasar.



**Tabel 1.1.** Daftar harga bahan baku dan produk pabrik Karbon Tetraklorida

No	Bahan	Berat Molekul	Harga (\$/kg)
1	CS <sub>2</sub>	76.139	10.00
2	3Cl <sub>2</sub>	35.453	20.01
3	S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	135	333.7
4	CCl <sub>4</sub>	153.82	148.3

Sumber: www.alibaba.com<sup>[5]</sup>.

**Tabel 1.2.** Analisa Kebutuhan Dan Hasil Reaksi Pada Karbon Tetraklorida

Reaksi	Komponen			
	CS <sub>2</sub>	3Cl <sub>2</sub>	S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	CCl <sub>4</sub>
1	-1	-3	0.9	0.9
Total	-1	-3	0.9	0.9

$$\text{EP} = \text{Produk} - \text{Reaktan}$$

$$= ((0.9 \times 135 \times 333.7) + (0.9 \times 153.82 \times 148.3)) - ((1 \times 76.139 \times 10.00) + (3 \times 153.82 \times 148.3))$$

$$= 130.270.87$$

Kurs dollar per tanggal 12 Agustus 2022, Bank Indonesia = Rp. 14.873,00,-

Berdasarkan hasil perhitungan diatas didapatkan kesimpulan bahwa pabrik karbon tetraklorida untung dan dapat didirikan pada tahun 2027.

### 1.5.2. Menentukan Kapasitas Produksi

Kapasitas produksi perlu direncanakan untuk mendirikan suatu pabrik. Jumlah ini dapat mengatasi permintaan kebutuhan Karbon Tetraklorida di dalam negeri dan juga kebutuhan dunia. Perkiraan kapasitas produksi dapat ditentukan menurut nilai konsumsi setiap tahun dengan melihat perkembangan industri dalam kurun waktu berikutnya.



Direncanakan pabrik akan berdiri pada tahun 2027. Pada produksi ini, data yang digunakan adalah data impor dari tahun 2017-2021, sehingga perkiraan penggunaan Karbon Tetraklorida pada tahun 2027 dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut:

$$M = P (1 + i)^n$$

Dimana:

M = jumlah impor pada tahun 2027 (ton/tahun)

P = jumlah impor pada tahun 2021 (ton/tahun)

i = rata-rata kenaikan impor tiap tahun (%)

n = jangka waktu pabrik berdiri (2021-2027) = 6 tahun

**Tabel 1.3. Data Impor Karbon Tetraklorida di Indonesia**

No.	Tahun	Jumlah (ton)	Pertumbuhan (%)
1.	2017	83940050	-
2.	2018	14125166	-98,4
3.	2019	13979524	-1,03
4.	2020	12890811	-7.78
5.	2021	11788548	-8.55
<b>Rata – rata pertumbuhan per tahun (%)</b>			<b>9,04</b>

Dari data kebutuhan Karbon Tetraklorida di Indonesia, maka dapat diperkirakan kapasitas impor Karbon Tetraklorida pada tahun 2027 adalah

$$\begin{aligned} M &= P (1 + i)^n \\ &= 11788548 (1 + 0,09042)^6 \\ &= 19816849.52 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Pada umumnya kegiatan ekspor dapat memperlancar kinerja dari suatu pabrik, dimanapada umumnya asumsi ekspor pendirian pabrik sekitar 40-60 %. Oleh karena itu pendirian pabrik ini dapat diambil asumsi ekspor sebesar 40% berdasarkan data statistik *World Bank*. Tujuan ekspor untuk menaikkan devisa negara, sehingga kebutuhan impor dapat diminimalisir, maka :

$$M_{\text{ekspor}} = 0,40 M$$

Dari hasil diatas dapat dihitung kapasitas pabrik Karbon Tetraklorida pada tahun 2027 yang ditentukan berdasarkan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas pabrik baru (M)} &= M_{\text{ekspor}} + M_{\text{impor}} \\ M &= 0,40M + 19816849.52 \\ M &= 49542123.8 \text{ ton/tahun} \\ M &= 50.000 \text{ ton/ tahun} \end{aligned}$$

Dengan pertimbangan ketersediaan bahan baku dan permintaan ekspor yang besar, maka dapat diambil untuk kapasitas produksi pada tahun 2027 adalah sebesar 50.000 ton/tahun.

### 1.6. Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik sangat menentukan kemajuan serta kelangsungan dari suatu industri pada saat sekarang dan pada masa yang akan datang karena berpengaruh terhadap faktor produksi dan distribusi dari pabrik yang didirikan. Pemilihan lokasi pabrik harus tepat berdasarkan perhitungan biaya produksi dan distribusi yang minimal serta pertimbangan sosiologi dan budaya masyarakat di sekitar lokasi pabrik.

Sedangkan untuk tata letak pabrik dan tata letak peralatan proses merupakan faktor penting dalam kelancaran operasional pabrik, oleh karena itu lokasi tata letak pabrik dan tata letak peralatan pabrik merupakan dua faktor yang tidak terpisahkan untuk menjadi sangat ekonomis dan menguntungkan. Hal ini akan menentukan lancar atau tidaknya operasi pabrik yang bersangkutan.

Beberapa faktor yang dianggap penting dalam penentuan lokasi :

#### 1. Faktor utama :

##### A. Penyediaan bahan baku

Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai bahan baku adalah :

- Letak sumber bahan baku
- Kapasitas sumber bahan baku
- Kualitas bahan baku yang ada
- Cara mendapatkan bahan baku dan pengangkutannya

##### B. Pemasaran (*marketing*)

Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai daerah pemasaran adalah :

- Dimana hasil produksi akan dipasarkan
- Kemampuan daya serap pasar dan prospek pasar dimasa yang akan datang
- Pengaruh persaingan yang ada

- Jarak daerah pemasaran dan cara mencapai daerah tersebut

#### C. Tenaga listrik dan bahan bakar

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Ada atau serta jumlah tenaga listrik
- Kemungkinan pengadaan listrik dan bahan bakar
- Harga listrik dan bahan bakar
- Kemungkinan pengadaan listrik dari PLN ( Pusat Listrik Negara )
- Sumber bahan bakar

#### D. Persediaan air

Air dapat diperoleh dari beberapa sumber, yaitu :

- Dari air sungai / sumber air
- Dari air kawasan industri
- Dari perusahaan air minum (PDAM)

Jika kebutuhan air cukup besar, pengambilan air sumber / air sungai lebih ekonomis.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pemilihan sumber air :

- Kemampuan sumber air untuk memenuhi kebutuhan pabrik
- Kualitas air yang tersedia
- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air

#### E. Iklim

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Keadaan alam yang mempengaruhi tinggi rendahnya investasi untuk konstruksinya
- Humidity dan temperatur udara
- Adanya badai, topan, dan gempa bumi

#### 2. Faktor khusus:

##### A. Transportasi

Yang harus diperhatikan dalam hal ini adalah pengangkutan bahan baku, bahan bakar, dan produk yang dihasilkan, berkaitan dengan fasilitas-fasilitas yang ada, yaitu :

- Jalan raya

- Sungai dan laut yang dapat dilalui oleh kapal pengangkut
- Pelabuhan yang ada

#### B. Tenaga kerja

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Mudah/sukarnya mendapatkan tenaga kerja disekitar pabrik
- Tingkat penghasilan tenaga kerja didaerah itu
- Perburuhan dan serikat buruh

#### C. Peraturan dan perundang-undangan

Hal-hal yang perlu ditinjau :

- Ketentuan-ketentuan mengenai daerah industri
- Ketentuan mengenai jalan umum yang ada
- Ketentuan mengenai jalan umum bagi industri yang ada didaerah tersebut

#### D. Karakteristik lokasi

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah:

- Susunan tanah, daya dukung terhadap pondasi bangunan pabrik, kondisi pabrik,
- kondisi jalan, serta pengaruh air
- Penyediaan dan fasilitas tanah untuk perluasan atau unit baru
- Harga tanah

#### E. Faktor lingkungan

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Adat istiadat / kebudayaan didaerah sekitar lokasi pabrik
- Fasilitas perumahan, sekolah, poliklinik, dan tempat ibadah
- Fasilitas tempat hiburan dan biayanya.
- Pembuangan limbah

Hal ini berkaitan dengan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh unit buangan pabrik berupa gas, cair, maupun padat, dengan memperhatikan peraturan pemerintah.

Berdasarkan faktor-faktor diatas maka pabrik Karbon Tetraklorida di Indonesia direncanakan berlokasi di daerah Rawa Arum kecamatan Purwakarta. Kota Cilegon. Banten. Alasan atau dasar pemilihan lokasi tersebut adalah

1. Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku utama yang digunakan dalam pembuatan karbon tetraklorida adalah gas klorin dan karbon disulfida. Kebutuhan gas klorin didatangkan di PT. Ashimas Chemical, Untuk karbon disulfida didatangkan dari PT. Indo Bharat Rayon.

2. Transportasi

Pembelian bahan baku dan penjualan produk dapat dilakukan melalui jalur laut, udara maupun darat. Kawasan di Rawa Arum merupakan daerah yang dekat dengan pelabuhan dan jalan tol dan kawasan industri lain sehingga memudahkan pemasaran produk.

3. Kebutuhan Air

Persediaan air tersedia yang merupakan syarat utama pendirian pabrik kimia, kebutuhan air ini diperoleh dari air kawasan yang disediakan oleh kawasan industri Cilegon tersebut.

Air kawasan dipilih untuk memenuhi kebutuhan air di pabrik dengan terlebih dahulu mengalami pengolahan. Selain itu pemilihan air kawasan untuk memenuhi kebutuhan air di pabrik juga disebabkan karena kebutuhan air tidak terlalu besar, baik sebagai air proses, air pendingin, maupun sebagai air sanitasi

4. Kebutuhan Tenaga Listrik dan Bahan Bakar

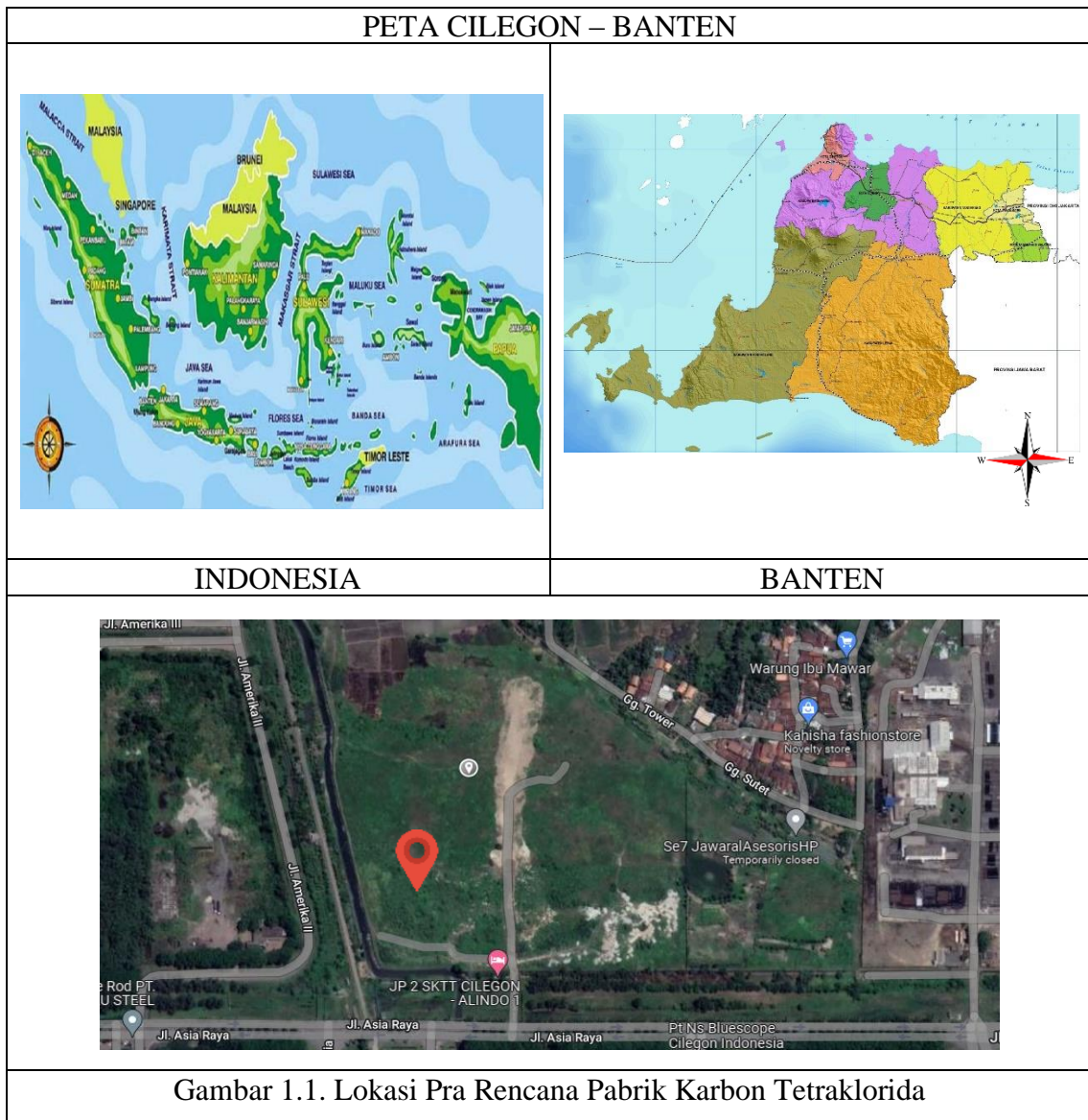
Pembangkit listrik utama untuk pabrik diperoleh dari PLN dan generator solar yang bahan bakarnya diperoleh dari Pertamina.

5. Tenaga Kerja

Sebagai kawasan industri, daerah ini merupakan salah satu tujuan para pencari kerja. Tenaga kerja ini merupakan tenaga kerja yang produktif dari berbagai tingkatan baik yang terdidik maupun yang belum terdidik.

6. Biaya untuk Tanah

Tanah yang tersedia untuk lokasi pabrik masih cukup luas dan dalam harga yang terjangkau.



## BAB II

### SELEKSI DAN URAIAN PROSES

#### 2.1. Proses Produksi

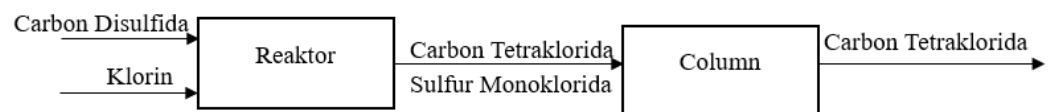
Untuk menghasilkan Karbon Tetraklorida terdapat 2 proses yang dapat dilakukanyaitu:

1. Proses dari Karbon Disulfida dan Klorin
2. Proses dari Hidrokarbon dengan Klorinasi

Berdasarkan kedua proses diatas akan dipertimbangkan proses mana yang lebih menguntungkan untuk digunakan dalam pendirian pabrik.

##### 2.1.1. Proses dari Karbon Disulfida dan Klorin

Proses ini merupakan metode tua untuk memproduksi karbon tetraklorida akan tetapi masih banyak digunakan di Amerika Serikat. Pada proses ini reaktan  $CS_2$  akan bereaksi dengan klorin dalam reaktor pipa pada suhu  $105-130^{\circ}C$ . Produk karbon tetraklorida yang dihasilkan akan dipisahkan menggunakan distilasi yang memiliki kandungan  $CS_2$  sebesar 0-5 ppm. Produk samping yang dihasilkan dapat dikurangi dengan cara mereaksikan hidrogen dalam reaktor pada suhu  $450^{\circ}C$  tanpa menggunakan katalis yang menghasilkan sulfur dengan kemurnian 99,985%, proses lainnya juga dapat menggunakan bantuan katalis Fe.

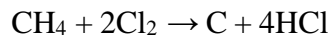


Gambar 2.1.1. Blok Diagram Proses Karbon Tetraklorida dari Karbon Disulfida

##### 2.1.2. Proses dari Hidrokarbon dengan Klorinasi

Pada proses ini Karbon Tetraklorida dihasilkan dengan cara klorinasi methana dengan hidrokarbon alifatik. Gas methane dan gas khlor dicampur dan di reaksikan pada suhu  $250 - 400^{\circ}C$ . Caranya dengan menghembuskan campuran gas melewati rendaman garam inert, dimana dapat diatur pada temperatur yang diinginkan dengan pendinginan.

Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Reaksi diatas termasuk reaksi eksotermis yang membutuhkan pendinginan untuk mencegah kenaikan temperatur yang berlebihan. Logam yang digunakan harus tahan korosi, produk dari reaksi akan mengandung beragam methane terklorinasi yang harus dipisahkan dengan beberapa metode yang tepat seperti destilasi fraksinasi.

Dalam operasi komersial, tahapan awal untuk klorinasi fase gas dijalankan secara *Photochemically* dibawah kondisi produk utama Metil Klorida, dan terbentuk beberapa Metilene Diklorida. Produk klorinasi di kondensasi dan selanjutnya di klorinasi *Photochemically* pada fase *Liquid* di dalam *Vessel* yang di dinginkan. Variabel yang tepat dipilih melalui seleksi, seleksi ini bertujuan agar mendapatkan zat yang mendominasi kloroform atau Karbon Tetraklorida. Karbon Tetraklorida dapat diperoleh sebagai produk samping pada klorinasi hidrokarbon yang lebih tinggi [2].

## 2.2. Seleksi Proses

**Tabel 2.1.** Perbandingan Proses Pembuatan Karbon Tetraklorida

Parameter	Proses	
	Karbon Disulfida dan klorin	Hidrokarbon dengan Klorinasi
a. Proses		
- Bahan baku	Karbon Disulfida, klorin	Methane, klor
- Proses	Klorinasi	Klorinasi
- Konversi reaksi	90%	-
- Yield	90%	95%
- Produk	CCl <sub>4</sub> dan S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	CCl <sub>4</sub> dan HCl
b. Kondisi Operasi		
- Suhu	120 °C	350 °C
- Tekanan	1 atm	1 atm
- Kemurnian produk	99,985%,	-
c. Aspek Ekonomi		
- Bahan baku	\$15,95 - \$20,01	\$1,60 - \$20,01
- Investasi	Lebih kecil	Lebih tinggi



Berdasarkan tabel perbandingan proses diatas, proses yang paling menguntungkan dan paling baik dalam pembuatan Karbon Tetraklorida adalah dari proses Karbon Disulfida dan Chlorine dikarenakan:

1. Proses berlangsung pada suhu rendah (120°C) sehingga proses ini akan lebih murah dibandingkan proses dari Hidrokarbon dengan Klorinasi
2. Konversi reaksi yang lebih tinggi
3. Produk yang dihasilkan memiliki kemurnian tinggi.

### 2.3. Uraian Proses

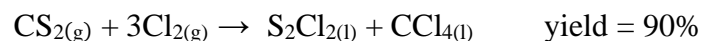
Pembuatan Karbon Tetraklorida dari Karbon Disulfida dan Chlorine dibagi menjadi beberapa tahap yaitu:

#### 1. Tahap persiapan bahan baku

Pada tahap persiapan bahan baku, Karbon Disulfida dari tangki penyimpanan (F-111) dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm akan dipompa dengan pompa setrifugal (L-112) menuju vaporizer (V-113) untuk diuapkan sampai suhu 120°C. Untuk gas Cl<sub>2</sub> dialirkan melalui pipa (*Piping*) yang didapatkan dari PT. Asahimas Chemical dengan kondisi suhu dan tekanan atmosferik, sebelum ke reaktor akan dilewatkan melalui heater (E-114) untuk menaikkan suhu menjadi 120°C.

#### 2. Tahap Reaksi

Pada tahap reaksi Karbon Disulfida dan klorin dialirkan ke reaktor jenis multi-tube (R-110) dan di reaksikan dalam reaktor dengan suhu 120°C dan tekanan 1 atm dengan reaksi sebagai berikut:



Karena suhu operasi 120°C sedangkan reaksi yang terjadi merupakan reaksi eksotermis maka mengeluarkan panas.

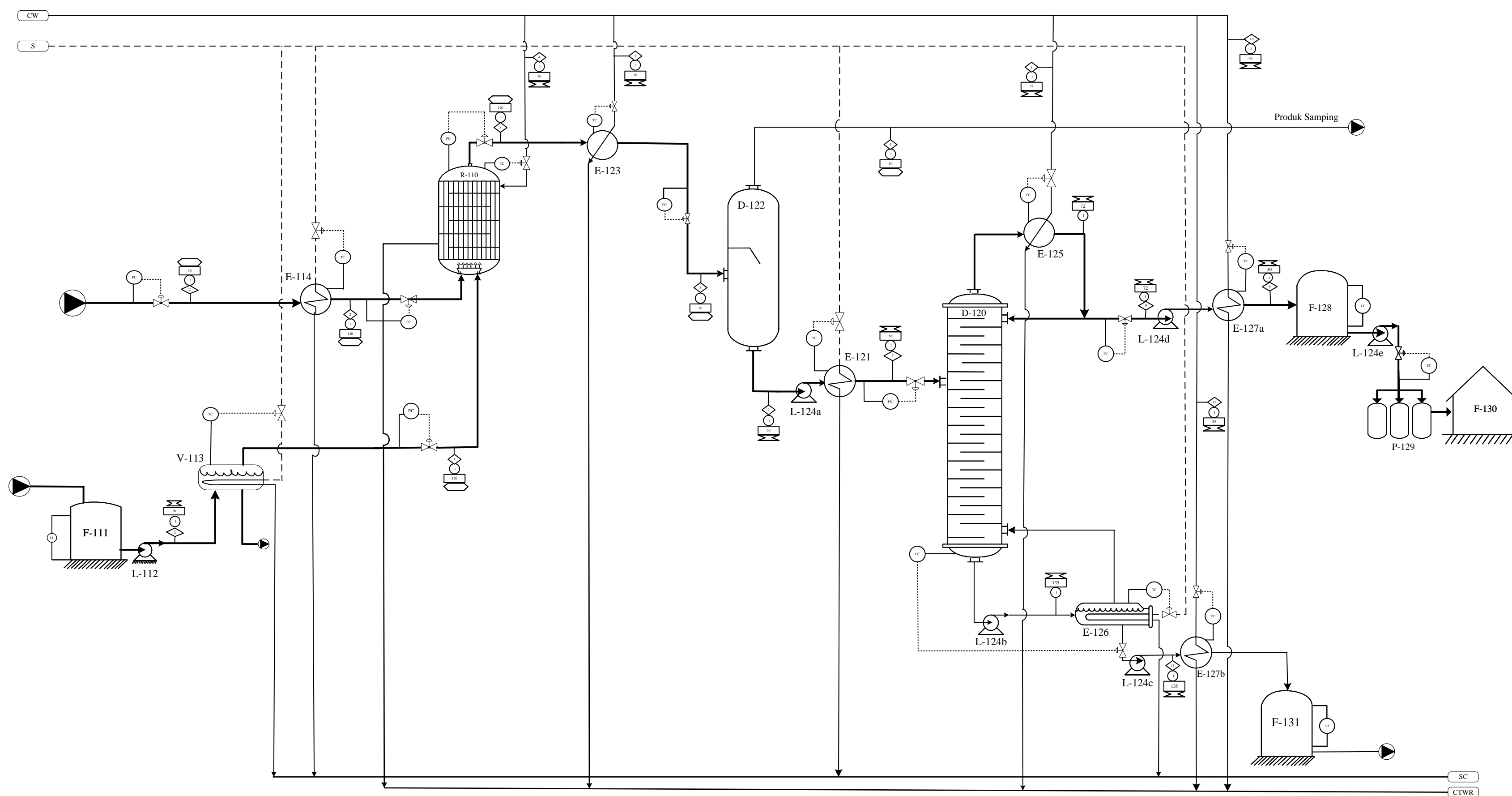
#### 3. Tahap Pemisahan

Campuran akan didinginkan menggunakan kondensor (E-123) hingga suhu 50°C kemudian akan dialirkan ke flash drum (D-122). Didalam flash drum (D-122) terjadi pemisahan antara gas Cl<sub>2</sub> dimana yang lebih banyak akan naik ke atas dan liquid turun kebawah dimana mengandung S<sub>2</sub>Cl<sub>2</sub>, CCl<sub>4</sub>. Liquid yang dihasilkan akan dipompa (L-

124a) ke kolom distilasi jenis *sieve tray* (D-120) dan dipanaskan menggunakan heater (E-121) hingga suhu  $86^{\circ}\text{C}$  untuk mencapai bubble pointnya. Dimana feed masuk pada *tray* ke 9 dari jumlah 25 *tray* yang ada. Dalam distilasi terjadi pemisahan campuran berdasarkan titik didihnya, dimana didapatkan produk atas yaitu  $\text{CCl}_4$  dan produk bawah  $\text{S}_2\text{Cl}_2$ .

#### 4. Tahap Penanganan Produk

Karbon Tetraklorida yang dihasilkan dialirkan menggunakan pompa (L-124d) menuju cooler (E-127a) untuk menurunkan suhu produk utama dari suhu  $72^{\circ}\text{C}$  menjadi  $30^{\circ}\text{C}$ . Kemudian dialirkan ke tangki penyimpanan (F-128) kemudian akan dipompa (L-124e) untuk menuju ke tahap pengemasan (P-129) di drum dengan kapasitas 200 liter. Kemudian produk yang sudah dikemas akan disimpan di gudang produk (F-130) untuk siap dipasarkan.



15	FC	Flow Controller
14	RC	Ratio Controller
13	TC	Temperature Controller
12	PC	Pressure Controller
11	LC	Level Controller
10	LI	Level Indicator
9	CTRW	Cooling Tower Water Return
8	CTW	Cooling Tower Water
7	SC	Steam Condensate
6	S	Steam
5	Stream Gas	Stream Gas
4	Stream Liquid	Stream Liquid
3	Temperature	Temperature
2	Pressure	Pressure
1	Nomor Aliran	Nomor Aliran
NO	SYMBOL	KETERANGAN

22	F-131	STROGE S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	1
21	F-130	GUDANG PRODUK CCl <sub>4</sub>	1
20	P-129	PENGEMASAN PRODUK CCl <sub>4</sub>	1
19	F-128	STROGE PRODUK CCl <sub>4</sub>	1
18	E-127b	COOLER	1
17	E-127a	COOLER	1
16	L-124e	POMPA SENTRIFUGAL	1
15	L-124d	POMPA SENTRIFUGAL	1
14	L-124c	POMPA SENTRIFUGAL	1
13	L-124b	POMPA SENTRIFUGAL	1
12	L-124a	POMPA SENTRIFUGAL	1
11	E-126	REBOILER	1
10	E-125	KONDENSOR	1
9	E-123	KONDENSOR	1
8	D-122	FLASH DRUM	1
7	D-121	HEATER	1
6	D-120	KOLOM DISTILASI	1
5	R-110	REAKTOR	1
4	E-114	HEATER	1
3	V-113	VAPORIZER	1
2	L-112	POMPA SENTRIFUGAL	1
1	F-111	STROGE CARBON DISULFIDA	1
NO	KODE	KETERANGAN	JUMLAH

Komponen	Neraca Massa (Kg/jam)											
	Nomor Aliran											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CS <sub>2</sub>	3993,5055	-	399,35055	-	-	45,60936	353,74120	-	308,29465	-	-	-
H <sub>2</sub> O	40,3384	-	40,33844	128291,0153	898,34410	0,55299	39,78545	405,98175	0,34674	253,57580	34,32732	555,00480
Cl <sub>2</sub>	-	11192,3247	1119,23248	-	-	1119,23248	-	-	-	-	-	-
CO <sub>2</sub>	-	113,05379	113,05379	-	-	113,05379	-	-	-	-	-	-
CCl <sub>4</sub>	-	-	6384,35426	-	-	323,97249	6958,92052	-	6004,48991	-	60,65141	-
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	-	-	7282,89301	-	-	180,19977	6204,15450	-	-	-	5407,08195	-
Jumlah	4033,84399	11305,3785	15339,2225	128291,0153	898,34410	1782,62086	13556,6016	405,98175	6313,13130	253,57580	5502,06068	555,00480

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG	
FLWSHEET PRA RENCANA PABRIK KARBON TETRAKLORIDA DARI KARBON DISULFIDA DAN KLOLIN DENGAN KLOLINASI KAPASITAS 50.000 TON/ TAHUN	
DIRANCANG OLEH :	DOSEN PEMBIMBING :
VALERIE ALPENADA 1914002 FRISCA FITRIANINGRUM 1914017	Faidiyah Nilna Minah ST, MT NIP. P. 1030400392

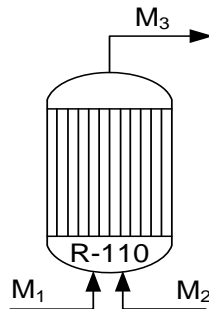
### BAB III NERACA MASSA

Kapasitas Karbon Tetrachlorida = 50,000 ton/tahun  
 Jumlah hari kerja = 1 tahun = 330 hari  
 Jumlah waktu kerja perhari = 1 hari = 24 jam  
 Kapasitas produksi Karbon Tetrachlorida =  $\frac{50,000}{\text{tahun}} \times \frac{1000}{\text{ton}} \times \frac{1}{330} \times \frac{1}{24}$   
 = 6313.1313 kg/jam  
 Basis perhitungan bahan baku = 4034 kg/jam CS<sub>2</sub>

Perhitungan neraca massa dilakukan pada alat-alat yang terjadi perpindahan massa

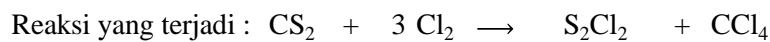
#### 1. Reaktor (R-110)

**Fungsi:** Untuk mereaksikan Karbon disulfida dan Klorin



Keterangan:

M<sub>1</sub> : Feed CS<sub>2</sub> masuk reaktor      Konversi = 90%  
 M<sub>2</sub> : Feed Cl<sub>2</sub> masuk reaktor      Tekanan = 1 atm  
 M<sub>3</sub> : Aliran produk reaktor      Suhu = 120 °C



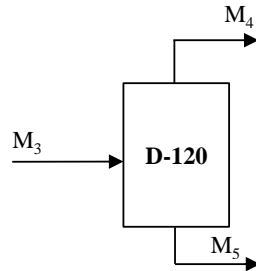
Overall material balance:

$$M_1 + M_2 = M_3$$

<b>Neraca Massa Reaktor (R-110)</b>			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M <sub>1</sub> dari F-112		M <sub>3</sub> menuju D-122	
CS <sub>2</sub>	3480.4439	CS <sub>2</sub>	348.0444
H <sub>2</sub> O	35.1560	H <sub>2</sub> O	35.1560
Total	3515.5999	Cl <sub>2</sub>	975.4402
M <sub>2</sub> dari F-111		CO <sub>2</sub>	98.5293
Cl <sub>2</sub>	9754.4020	S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	5564.1307
CO <sub>2</sub>	98.5293	CCl <sub>4</sub>	6347.2306
Total	9852.9313		
<b>Total</b>	<b>13368.5312</b>	<b>Total</b>	<b>13368.5312</b>

#### 2. Flash Drum (D-122)

Fungsi: Memisahkan antara produk gas dan liquida



Keterangan:

$M_3$  : Aliran bahan masuk flash distilasi

$M_4$ : Aliran produk gas keluar flash distilasi

$M_5$ : Aliran produk liquid keluar flash distilasi

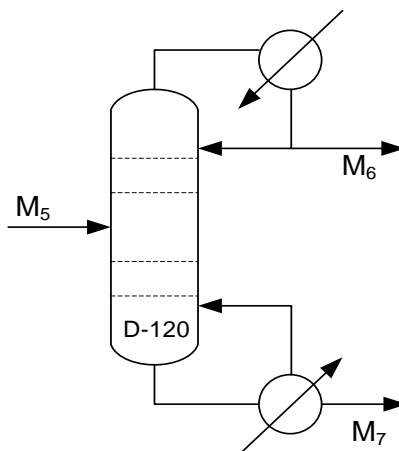
Overall material balance:

$$M_3 = M_4 + M_5$$

<b>Neraca Massa Flash Drum (D-122)</b>			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M <sub>3</sub> dari R-110		M <sub>4</sub> menuju WGT	
CS <sub>2</sub>	348.0444	CS <sub>2</sub>	39.7497
H <sub>2</sub> O	35.1560	H <sub>2</sub> O	0.4819
Cl <sub>2</sub>	975.4402	Cl <sub>2</sub>	975.4402
CO <sub>2</sub>	98.5293	CO <sub>2</sub>	98.5293
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	5564.1307	S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	157.0488
CCl <sub>4</sub>	6347.2306	CCl <sub>4</sub>	282.0893
Jumlah	13368.5312	Jumlah	1553.3393
		M <sub>5</sub> menuju D-120	
		CS <sub>2</sub>	308.2947
		H <sub>2</sub> O	34.6741
		CCl <sub>4</sub>	6065.1413
		S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	5407.0819
		Jumlah	11815.1920
<b>Total</b>	<b>13368.5312</b>	<b>Total</b>	<b>13368.5312</b>

### 3. Kolom Distilasi (D-120)

Fungsi : untuk memisahkan Karbon tetrachlorida (CCl<sub>4</sub>) dari campurannya



Keterangan:

$M_5$  : Aliran feed kolom distilasi

$M_6$ : Aliran top produk kolom distilasi

$M_7$ : Aliran bottom produk kolom distilasi

Overall material balance:

$$M_5 = M_6 + M_7$$

<b>Neraca Massa Kolom Distilasi (D-120)</b>			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M <sub>5</sub> dari D-122		M <sub>6</sub> menuju F-128	
CS <sub>2</sub>	308.29465	CS <sub>2</sub>	308.29465
CCl <sub>4</sub>	6065.14132	CCl <sub>4</sub>	6004.48991
H <sub>2</sub> O	34.67406	H <sub>2</sub> O	0.34674
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	5407.08195		
Jumlah	11815.19198	Jumlah	6313.13130
		M <sub>7</sub> menuju F-131	
		CCl <sub>4</sub>	60.65141
		H <sub>2</sub> O	34.32732
		S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	5407.08195
		Jumlah	5502.06068
<b>Total</b>	<b>11815.19198</b>	<b>Total</b>	<b>11815.19198</b>

Kemurnian Carbon Tetrachlorida = 95%

## BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas produksi Karbon Tetraklorida = 50.000 ton/tahun

Jumlah hari kerja = 1 tahun = 330 hari

Jumlah waktu kerja perhari = 1 hari = 24 jam

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi Karbon Tetraklorida} &= \frac{50.000}{\text{tahun}} \times \frac{1000}{\text{ton}} \times \frac{1}{330} \times \frac{1}{24} \\ &= 6313,1313 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Suhu referensi = 25 °C = 298,15 K

Suhu lingkungan = 30 °C = 303,15 K

Satuan = K Kal/jam.

Steam yang digunakan = Saturated Steam 140°C

Perhitungan neraca panas dilakukan pada alat-alat yang terjadi perpindahan panas

Data Cp tiap komponen:

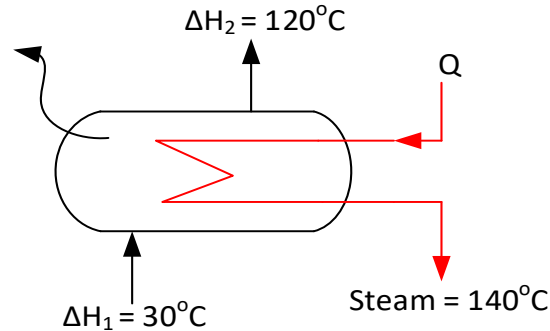
Komponen	Konstanta Cp				
	a	b	c	d	e
CS <sub>2</sub>	27,444	8,127,E-02	-7,6660,E-05	2,6729,E-08	
H <sub>2</sub> O	32,243	1,924,E-03	1,0555,E-05	-3,5960,E-09	
Cl <sub>2</sub>	26,929	3,38,E-02	-3,8690,E-05	1,5470,E-08	
CO <sub>2</sub>	19,795	7,34,E-02	-5,6020,E-05	1,7153,E-08	
CCl <sub>4</sub>	40,717	2,049,E-01	-2,2700,E-04	8,8425,E-08	
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub> <sup>†</sup>	51,240	1,155,E-01	-1,6270,E-04	1,0449,E-07	-2,47E-11

Coulson; C<sub>p</sub> (J/g.mol K) = a+bT+cT<sup>2</sup>+dT<sup>3</sup>

<sup>†</sup>Yaws; C<sub>p</sub> (J/g.mol K) = a+bT+cT<sup>2</sup>+dT<sup>3</sup>+eT<sup>4</sup>

### 1. Vaporizer (V-113)

Fungsi : untuk menguapkan Karbon Disulfida



Keterangan:

$\Delta H_1$  : Panas yang terkandung pada bahan masuk (*Fresh Feed*)

$\Delta H_2$  : Panas yang terkandung dalam bahan keluar vaporizer.

$Q_{\text{steam}}$  : Panas yang dibutuhkan dari steam.

$Q_{\text{loss}}$  : Panas yang hilang.

Overall energy balance :

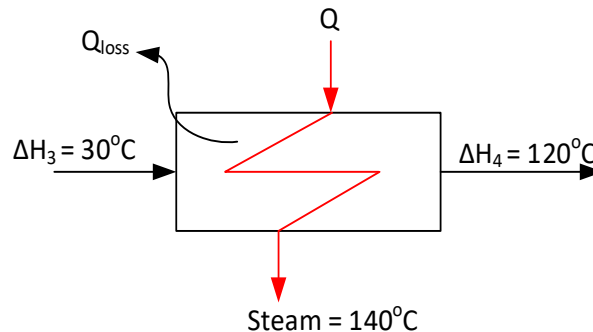
$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_1 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

Neraca Panas Vaporizer (V-113)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
$\Delta H_1$	2.958,4461	$\Delta H_2$	58.695,6468
$Q_{\text{Steam}}$	55.766,7851	$Q_{\text{Loss}}$	29,5845
<b>Total</b>	<b>58.725,2312</b>	<b>Total</b>	<b>58.725,2312</b>

### 2. Heater (E-114)

Fungsi : untuk memanaskan klorin dari suhu 30 °C sampai suhu 120 °C.



Keterangan:

$\Delta H_3$  : Panas yang terkandung pada bahan masuk (*Fresh Feed*)

$\Delta H_4$  : Panas yang terkandung pada bahan keluar heater



$Q_{\text{steam}}$  : Panas yang terkandung dalam pemanas

$Q_{\text{loss}}$  : Panas yang hilang.

Overall energy balance :

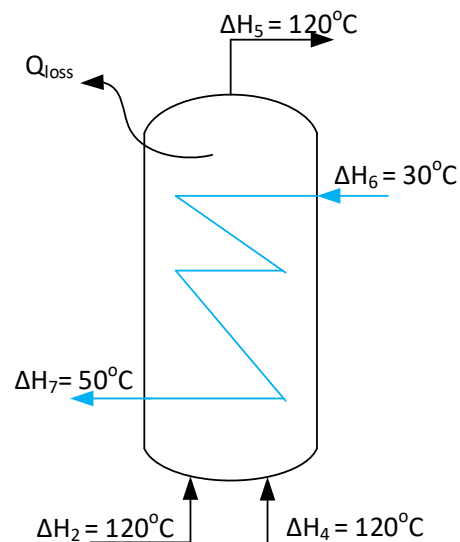
Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_3 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

Neraca Panas Heater (E-114)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
$\Delta H_3$	6.524,3961	$\Delta H_4$	126.217,4899
$Q_{\text{Steam}}$	119.758,3378	$Q_{\text{Loss}}$	65,2440
<b>Total</b>	<b>126.282,7339</b>	<b>Total</b>	<b>126.282,7339</b>

### 3. Reaktor (R-110)

Fungsi: untuk tempat terjadinya reaksi antara klorin dan Karbon Disulfida



Keterangan:

$\Delta H_2$  : Panas yang terkandung pada bahan Karbon Disulfida

$\Delta H_4$  : Panas yang terkandung pada bahan Klorin

$\Delta H_5$  : Panas yang terkandung pada produk bahan keluar

$\Delta H_6$  : Panas yang terkandung dalam cooling water masuk

$\Delta H_7$  : Panas yang diserap oleh cooling water

$\Delta H_R$  : Panas yang timbul akibat terjadinya reaksi

$Q_{\text{loss}}$  : Panas yang hilang

Overall energy balance :

Panas masuk = Panas keluar

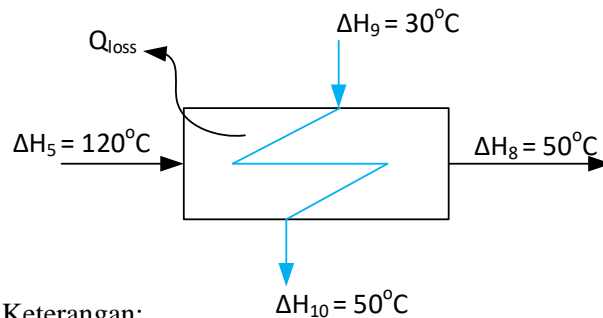
$$\Delta H_2 + \Delta H_4 + \Delta H_6 + \Delta H_R = \Delta H_5 + \Delta H_7 + Q_{\text{loss}}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_2 + \Delta H_4 + \Delta H_R &= \Delta H_5 + (\Delta H_7 - \Delta H_6) + Q_{\text{loss}} \\ \Delta H_2 + \Delta H_4 + \Delta H_R &= \Delta H_5 + Q_{\text{cw}} + Q_{\text{loss}}\end{aligned}$$

Neraca Panas Reaktor (R-110)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
$\Delta H_2$	58.337,8106	$\Delta H_5$	196.586,6674
$\Delta H_4$	126.217,4899	$\Delta H_7$	3.178.033,9293
$\Delta H_6$	635.606,7859	$Q_{\text{Loss}}$	27.666,8062
$\Delta H_{\text{rxn}}$	2.582.125,3165		
<b>Total</b>	<b>3.402.287,4029</b>	<b>Total</b>	<b>3.402.287,4029</b>

#### 4. Kondensor (E-123)

Fungsi : Untuk menkondensasikan produk R-110



Keterangan:

$\Delta H_5$  : Panas bahan masuk kondensor

$\Delta H_8$  : Panas bahan keluar kondensor menuju flash drum

$\Delta H_9$  : Panas yang terkandung dalam pendingin masuk

$\Delta H_{10}$  : Panas yang terkandung dalam pendingin keluar

$Q_{\text{Loss}}$  : Panas yang hilang

Overall energy balance :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_5 + \Delta H_9 = \Delta H_8 + \Delta H_{10} + Q_{\text{loss}}$$

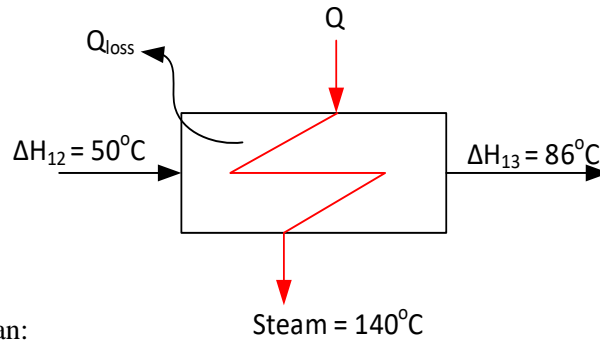
$$\Delta H_5 = \Delta H_8 + (\Delta H_{10} - \Delta H_9) + Q_{\text{loss}}$$

$$\Delta H_5 = \Delta H_8 + Q_{\text{cw}} + Q_{\text{loss}}$$

Neraca Panas Kondensor E-123			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
$\Delta H_5$	197.445,9683	$\Delta H_8$	50.452,8985
$\Delta H_9$	36.155,2921	$\Delta H_{10}$	181.173,9023
		$Q_{\text{Loss}}$	1.974,4597
<b>Total</b>	<b>233.601,2604</b>	<b>Total</b>	<b>233.601,2604</b>

### 5. Heater (E-121)

Fungsi : untuk memanaskan bahan dari suhu 50 °C sampai suhu 86 °C.



Keterangan:

$\Delta H_{12}$  : Panas yang terkandung pada bahan masuk heater

$\Delta H_{13}$  : Panas yang terkandung pada bahan keluar heater

$Q_{\text{steam}}$  : Panas yang terkandung dalam pemanas

$Q_{\text{loss}}$  : Panas yang hilang.

Overall energy balance :

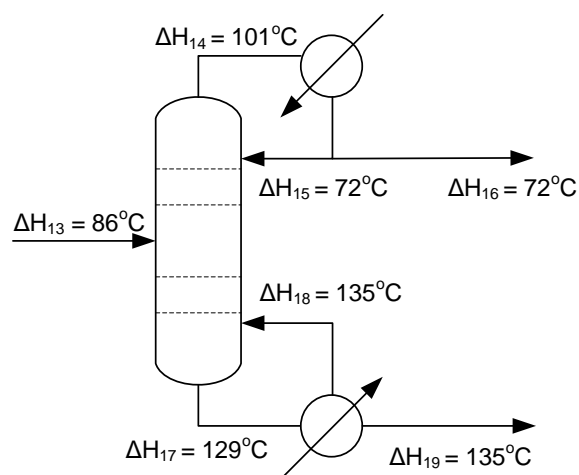
Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_{12} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{13} + Q_{\text{loss}}$$

Neraca Panas Heater E-121				
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar		
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam	
$\Delta H_{12}$	42.855,8196	$\Delta H_{13}$	111.816,3567	
$Q_{\text{Steam}}$	69.389,0953	$Q_{\text{Loss}}$	428,5582	
Total	<b>112.244,9149</b>	Total	<b>112.244,9149</b>	

### 6. Kolom Destilasi D-120

Fungsi: Untuk memisahkan Produk utama Karbon Tetraklorida dari impuritisnya



Keterangan:

$\Delta H_{13}$  : Panas bahan masuk kolom destilasi

$\Delta H_{14}$  : Panas vapor menuju kondensor

$\Delta H_{15}$  : Panas liquid keluar kondensor yang refluks

$\Delta H_{16}$  : Panas liquid keluar kondensor sebagai destilat

$\Delta H_{17}$  : Panas liquid masuk reboiler

$\Delta H_{18}$  : Panas vapor keluar reboiler

$\Delta H_{19}$  : Panas liquid keluar reboiler sebagai bottom

$Q_{Loss}$  : Panas yang hilang

$Q_{Steam}$  : Panas yang terkandung pada steam

$Q_{Pendingin}$  : Panas yang terkandung pada air pendingin

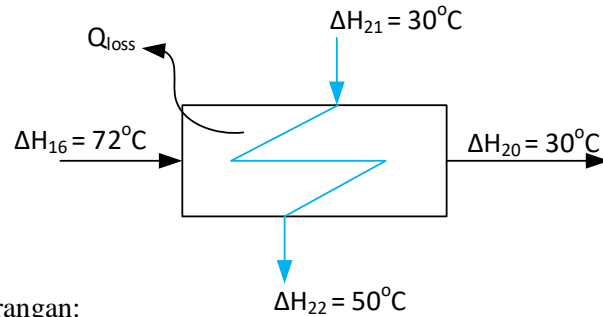
Overall energy balance :

$$\Delta H_{13} + Q_R = \Delta H_{16} + \Delta H_{19} + Q_C + Q_{loss}$$

<b>Neraca Panas Kolom Destilasi D-120</b>			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
$\Delta H_{13}$	111816,3567	$\Delta H_{16}$	46151,9679
$Q_R$	42790,6696	$\Delta H_{19}$	94733,0423
		$Q_C$	7825,6509
		$Q_{loss}$	5896,3652
<b>Jumlah</b>	<b>154607,0263</b>	<b>Jumlah</b>	<b>154607,0263</b>
<b>Aliran Panas Kondensor</b>			
$\Delta H_{14}$	141077,6767	$\Delta H_{15}$	87100,0578
		$\Delta H_{16}$	46151,9679
		$Q_C$	7825,6509
<b>Jumlah</b>	<b>141077,6767</b>	<b>Jumlah</b>	<b>141077,6767</b>
<b>Aliran Panas Reboiler</b>			
$\Delta H_{17}$	352268,8900	$\Delta H_{18}$	326182,6945
$Q_R$	72856,0040	$\Delta H_{19}$	94733,0423
		$Q_{Loss}$	4209,1574
<b>Total</b>	<b>425124,8941</b>	<b>Total</b>	<b>425124,8941</b>

### 7. Cooler (E-127a)

Fungsi : Untuk mendinginkan produk  $\text{CCl}_4$  dari  $72^\circ\text{C}$  ke  $30^\circ\text{C}$



Keterangan:

$\Delta H_{16}$  : Panas bahan masuk cooler

$\Delta H_{20}$  : Panas bahan keluar cooler

$\Delta H_{21}$  : Panas yang terkandung dalam pendingin masuk

$\Delta H_{22}$  : Panas yang terkandung dalam pendingin keluar

$Q_{Loss}$  : Panas yang hilang

Overall energy balance :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_{16} + \Delta H_{21} = \Delta H_{20} + \Delta H_{22} + Q_{loss}$$

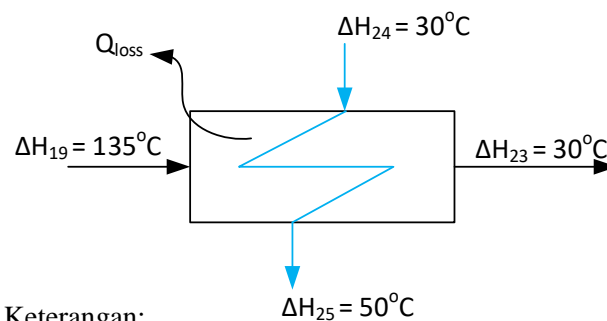
$$\Delta H_{16} = \Delta H_{20} + (\Delta H_{22} - \Delta H_{21}) + Q_{loss}$$

$$\Delta H_{16} = \Delta H_{20} + Q_{cw} + Q_{loss}$$

Neraca Panas Cooler (E-127a)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
$\Delta H_{16}$	46.151,9679	$\Delta H_{20}$	4.756,0083
$\Delta H_{21}$	10.205,5635	$\Delta H_{22}$	51.140,0034
		$Q_{Loss}$	461,5197
<b>Total</b>	<b>56.357,5314</b>	<b>Total</b>	<b>56.357,5314</b>

### 8. Cooler (E-127b)

Fungsi : Untuk mendinginkan by-produk  $\text{S}_2\text{Cl}_2$  dari  $135^\circ\text{C}$  ke  $30^\circ\text{C}$



Keterangan:

$\Delta H_{19}$  : Panas bahan masuk cooler

$\Delta H_{23}$  : Panas bahan keluar cooler

$\Delta H_{24}$  : Panas yang terkandung dalam pendingin masuk

$\Delta H_{25}$  : Panas yang terkandung dalam pendingin keluar

$Q_{Loss}$  : Panas yang hilang

Overall energy balance :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_{19} + \Delta H_{24} = \Delta H_{23} + \Delta H_{25} + Q_{loss}$$

$$\Delta H_{19} = \Delta H_{23} + (\Delta H_{25} - \Delta H_{24}) + Q_{loss}$$

$$\Delta H_{19} = \Delta H_{23} + Q_{cw} + Q_{loss}$$

<b>Neraca Panas Cooler (E-127b)</b>			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
$\Delta H_{19}$	94.733,0423	$\Delta H_{23}$	4.191,9504
$\Delta H_{24}$	22.337,0546	$\Delta H_{25}$	111.930,8161
		$Q_{Loss}$	947,3304
<b>Total</b>	<b>117.070,0969</b>	<b>Total</b>	<b>117.070,0969</b>

**BAB V**  
**SPESIFIKASI ALAT**

No	Nama Alat	Kode	Jenis	Ukuran	Bahan Konstruksi
1	<i>Storage Tank karbon disulfida</i>	F-111	Silinder tegak dengan tutup bawah berbentuk flat bottom	Kapasitas : 1678.94 m3 Suhu operasi : 303.15 K Tekanan operasi : 1 atm Dimensi Diameter shell : 20.0000 ft Tinggi shell : 30.8993 ft Tebal shell : 1/3 in Tinggi atap : 3.371197917 ft Tebal atap : 1/4 in	<i>Carbon steels SA-299</i>
2	Pompa Sentrifugal	L-112	Centrifugal	Kapasitas : 70.4327 gpm Daya : 1 Hp Dimensi OD : 2.875 in ID : 2.469 in A : 0.033 ft <sup>2</sup>	<i>Carbon steel</i>
3	<i>Vaporizer</i>	V-113	Shell and Tube Heat Exchanger 2-4	Kapasitas : 4033.84 kg/jam Dimensi Tube side : do: 3/4 In di: 0.62 In L: 12 Ft shell side : IDs : 13 1/4 In B : 4 In de : 0.73 In	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>

4	Heater	E-114	Shell and Tube Heat Exchanger 2-4	Kapasitas : 11305.38 kg/jam Dimensi Tube side : do: 3/4 In di: 0.62 In L: 12 Ft shell side : IDs : 17 1/4 In B : 4 In de : 0.72 In	Carbon steel SA 283 Grade C
5	Fixed bed multlitubular reactor	R-120	Dapat dilihat pada Bab VI Perancangan Alat Utama oleh Frisca Fitrianingrum NIM 1914017		
6	Kondesor	E-121	Horizontal Shell and Tube Heat Exchanger	Kapasitas : 15339.22 kg/jam Dimensi Tube side : do: 1 In di: 0.87 In L: 16 Ft shell side : IDs : 35 in B : 8 in de : 0.72 in	Carbon steel SA 283 Grade C
7	Flash Drum	D-120	Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished	Kapasitas : 47.16 m <sup>3</sup> Suhu operasi : 323.15 K Tekanan operasi : 1 atm Dimensi Diameter shell : 8.0000 ft Tinggi shell : 23.8750 ft Tebal shell : 4/16 in Tinggi atap : 1.3450 ft Tebal atap : 4/16 in	Carbon steels SA-299
8			Centrifugal	Kapasitas : 130.3378 gpm	Carbon Steel



	Pompa Sentrifugal	L-134a		Daya : 1 Hp Dimensi OD : 3.500 in ID : 3.068 in A : 0.051 ft <sup>2</sup>	
9	Heater	E-131	Double pipe Heat Exchanger 4 x 3" sch.40	Kapasitas : 13556.60 kg/jam Dimensi pipe side : do: 3 1/2 in ap 7.38 in <sup>2</sup> Lpipe: 15 ft shell side : aan : 0.0218 ft de : 0.0950 ft de' : 0.0442 ft	Carbon steel SA 283 Grade C
10	Sieve Tray	D-130	Dapat dilihat pada Bab VI Perancangan Alat Utama oleh Valerie Alpenada NIM 1914002		
11	Kondesor	E-132	Horizontal Shell and Tube Heat Exchanger	Kapasitas : 20913.71 kg/jam Dimensi Tube side : do: 1 in di: 0.87 in L: 16 ft shell side : IDs : 35 in B : 28 in de : 0.72 in	Carbon steel SA 283 Grade C
12	Pompa Sentrifugal	L-134d	Centrifugal	Kapasitas : 124.8432 gpm Daya : 1 Hp Dimensi	Carbon Steel

				OD : 3.500 in	
				ID : 3.068 in	
				A : 0.051 ft <sup>2</sup>	
<b>13</b>	<i>Cooler</i>	E-135	Double pipe Heat Exchanger 4 x 3" sch.40	Kapasitas : 7243.47 kg/jam Dimensi pipe side : do: 3 1/2 In ap 7.38 in <sup>2</sup> Lpipe: 12 Ft shell side : a <sub>an</sub> : 0.0218 Ft de : 0.0950 Ft de' : 0.0442 Ft	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
<b>14</b>	<i>Storage Tank Produk Carbon tetraklorida</i>	F-136	Silinder tegak dengan tutup bawah berbentuk flat bottom	Kapasitas : 2884.95 m <sup>3</sup> Suhu operasi : 300.15 K Tekanan operasi : 1 atm Dimensi Diameter sheel : 20.0000 Ft Tebal shell : 1/3 In Tinggi shell : 44 Ft Tinggi atap : 3.3712 Ft	<i>Menkondensasi top produk dari kolom distilasi D-130</i>
<b>15</b>	Pompa Sentrifugal	L-134e	Centrifugal	Kapasitas : 159.6362 gpm Daya : 1 Hp Dimensi OD : 4.000 In ID : 3.548 In A : 0.069 ft <sup>2</sup>	<i>Carbon Steel</i>
<b>16</b>	<i>Reboiler</i>	E-133	Kettle Reboiler, Shell and	Kapasitas : 24846.68 kg/jam Dimensi Tube side : do: 1 in	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>

			Tube Heat Exchanger	di: 0.87 in L: 16 ft shell side : IDs : 12 in B : 8 in de : 0.72 in	
17	Pompa Sentrifugal	L-134c	Centrifugal	Kapasitas : 40.5609 gpm Daya : 1 Hp Dimensi OD : 2.375 in ID : 2.067 in A : 0.023 ft <sup>2</sup>	Carbon Steel
18	Pompa Sentrifugal	L-134b	Centrifugal	Kapasitas : 159.6362 gpm Daya : 1 Hp Dimensi OD : 4.000 in ID : 3.548 in A : 0.069 ft <sup>2</sup>	Carbon Steel
19	Cooler	E-135b	Double pipe Heat Exchanger 4 x 3" sch.40	Kapasitas : 6313.13 kg/jam Dimensi pipe side : do: 3 ½ in ap 7.38 in <sup>2</sup> Lpipe: 20 ft shell side : aan : 0.0218 ft de : 0.0000 ft de' : 0.0000 ft	Carbon steel SA 283 Grade C
20	Storage Tank Sulfur Monochloride	F-139	Silinder tegak dengan tutup bawah	Kapasitas : 966.21 m <sup>3</sup> Suhu operasi : 300.15 K Tekanan operasi : 1 Atm Dimensi	Carbon steels SA-299

			berbentuk flat bottom	Diameter sheel : 17.0000 ft Tebal shell : 1/3 in Tinggi shell : 25 ft Tebal atap : ¼ in Tinggi atap : 2.8642 ft	
<b>21</b>	Filling Packing	P-137	Drum Silinder	Kapasitas : 15339.23 Kg/jam Jumlah : 1 Buah Waktu Tinggal : 0,00278 jam	<i>Carbon Steel</i>
<b>22</b>	Gudang Produk Karbon Tetraklorida	F-138	Gudang	Ukuran Panjang : 35 m Lebar : 18 m Tinggi : 15 m Waktu Tinggal : 4 hari Jumlah : 2 buah	<i>Beton</i>

## BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama Alat : Kolom Destilasi  
 Kode : D-130  
 Fungsi : Memisahkan produk  $\text{CCl}_4$  dari impuritasnya  
 Type kolom : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dish  
 Type tray : Sieve tray

Dasar perencanaan prancangan

- Tekanan operasi : 1 atm
- Feed masuk, q : 1
- Suhu feed masuk : 86 °C
- Feed masuk plate : 9
- Kolom destilasi dilengkapi kondensor total dan reboiler parsial

Direncanakan

- Bahan konstruksi : High-alloy Steel SA 167 Grade 10 type 310  
 $f = 18750$  (Brownell,1959. App D-4)
- Jenis pengelasan : Double welded butt joint  
 $E = 0,8$  (Brownell,1959. tabel 13-2)
- Faktor korosi :  $1/16 = 0,0625$  in

### a. Menghitung jumlah plate minimum ( $N_m$ )

$$\alpha_{ij} = P_i^{\text{sat}} / P_j^{\text{sat}}$$

Dari Appendix A diperoleh :

$$\alpha_{LD} = 2,4968$$

$$\alpha_{LB} = 1,50$$

$$\alpha_{L,av} = \sqrt{\alpha_{LD} \alpha_{LB}}$$

$$\alpha_{L,av} = 1,9346$$

Dari App.A diperoleh :

$$X_{LD} = 0,9054$$

$$X_{HD} = 0,0004$$

$$X_{HB} = 0,0451$$

$$X_{LB} = 0,0093$$

$$\alpha_{L,av} = 1,9346$$

$$N_m = \frac{\log [(x_{LD} D / x_{HD} D)(x_{HB} B / x_{LB} B)]}{\log \alpha_{L,av}}$$

(Pers. 11.58 Couldson & Richardsons p524)

$$N_m = 13,9263$$

Dari Appendix A diperoleh :

$$R_m = 1,2581631$$

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = \frac{1,2581631}{1,2581631 + 1} = 0,5571622$$

$$R = 1,8872447$$

$$\frac{R}{R + 1} = \frac{1,887244722}{1,8872447 + 1} = 0,653649$$

Dari figure 11.11 Couldson and Richardson's 4th, hal 524 didapatkan :

$$N_m/N = 0,56$$

sehingga,

$$\frac{13,9263}{N} = 0,56$$

$$N$$

$$N = 24,87 \approx 25$$

**b. Menentukan letak umpan masuk menggunakan metode Kirk-Bride's**

Dari Appendix A diperoleh :

$$X_{f, HK} = 0,0226$$

$$X_{f, LK} = 0,4610$$

$$X_{d, HK} = 0,0004$$

$$X_{b, LK} = 0,0093$$

$$D = 49,4126 \text{ kmol/jam}$$

$$B = 48,6009 \text{ kmol/jam}$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left( \left( \frac{X_{f, HK}}{X_{f, LK}} \right) \cdot \frac{B}{D} \cdot \left( \frac{X_{b, LK}}{X_{d, HK}} \right)^2 \right)$$

(Pers. 11.62 Couldson & Richardsons p526)

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left( \left( \frac{0,0226}{0,4610} \right) \cdot \frac{48,600855}{49,4126} \cdot \left( \frac{0,0093}{0,0004} \right)^2 \right)$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,2713$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 1,8677$$

Sehingga,

$$N_e + N_s = 25$$

$$N_s = 16$$

$$N_e = 9$$

Jadi feed masuk pada plate ke 9 dari atas

**c. Menentukan distribusi beban massa pada kolom**

Dari Appendix B diperoleh :

Enriching

$$V = 142,6663 \text{ kmol/jam}$$

$$L = 93,2537 \text{ kmol/jam}$$

Exhausting

$$V' = 142,6663 \text{ kmol/jam}$$

$$L' = 191,2672 \text{ kmol/jam}$$

- Dari Appendix A diperoleh :

Komponen	$X_F$	$X_D$	$X_B$	$Y_F$	$Y_D$	$Y_B$	BM
CS <sub>2</sub>	0,04749	0,0942	0,0000	0,1482	0,2058		76,139
CCl <sub>4</sub> LK	0,46104	0,9054	0,0093	0,6081	0,7940	0,0362	154
H <sub>2</sub> O HK	0,02259	0,0004	0,0451	0,0135	0,0002	0,1171	18
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	0,46888	0,0000	0,9456	0,2302		0,8469	135
Jumlah	1	1	1	1	1	1	383,139

- Perhitungan beban destilasi

Bagian	Uap			Liquid		
	kmol/jam	BM	kg/jam	kmol/jam	BM	kg/jam
<i>Enriching</i>						
Atas	142,6663	137,95	19681,309	93,2537	146,6	13670,692
Bawah	142,6663	136,25	19438,059	93,2537	138,32	12898,966
<i>Exhausting</i>						
Atas	142,6663	136,25	19438,059	191,2672	138,32	26456,308
Bawah	142,6663	122,01	17406,272	191,2672	129,9	24845,46

- Berdasarkan perhitungan, desain kolom distilasi akan didasarkan pada enriching dan exhausting yang mempunyai laju alir terbesar, dengan perincian :

$$V' = 19681,3088 \text{ kg/jam} \quad \text{BM} = 137,95$$

$$L' = 26456,3084 \text{ kg/jam} \quad \text{BM} = 138,32$$

- Perhitungan densitas campuran

Densitas vapor :

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

$$T = 345,62 \text{ K}$$

$$\rho_v = \frac{\text{BM} \times T \times P}{V \times T_i \times P_0} = \frac{137,95 \times 273,15 \times 1}{359,05 \times 345,62 \times 1}$$

$$\rho_v = 0,3037 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 0,0049 \text{ g/cm}^3$$

$$= 0,00004 \text{ mol/cm}^3$$

Total	$x_B$	$\rho \text{ (lb/ft}^3\text{)}$	$\rho_L = \rho \cdot x_B$		
			lb/ft <sup>3</sup>	g/cm <sup>3</sup>	mol/cm <sup>3</sup>
CCl <sub>4</sub>	0,0093	98,88589	0,9194	1,5839	0,0115
H <sub>2</sub> O	0,0451	62,303105	2,8103	0,9980	0,0072

S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	0,9456	105,50325	99,7634	1,6899	0,0122
Total	1		103,4931	4,2719	0,0309

Dari Appendix A diperoleh :

$$\begin{aligned}\Sigma P.X_i &= 760 \text{ mmHg} \\ &= 14,6959 \text{ psia} \\ &= 1013249,1 \text{ dyne/cm}^2\end{aligned}$$

Menghitung surface tension :

$$\begin{aligned}\sigma^{1/4} &= \Sigma P.X_i (X_i - p_L) && \text{(Kusnarjo, 2012 p37)} \\ &= 1013249,1 [1 - 0,0309] \\ &= 981956,27 \text{ dyne/cm} \\ \sigma &= 31,4792 \text{ dyne/cm}\end{aligned}$$

#### d. Menaksir diameter tray dan tray spacing kolom destilasi

$$\begin{aligned}\text{Laju alir uap} &= 19681,3088 \text{ kg/jam} \\ &= 8925,4735 \text{ lb/jam} \\ V &= \frac{8925,4735 \text{ lb/jam}}{0,17 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\ V &= 14,5841 \text{ ft}^3/\text{s} \\ V_m &= 1,3 \times V \\ &= 11603,116 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

Dengan menggunakan persamaan 3-1 dan 3-2 (Kusnarjo, 2012 p44)

$$d_t = 1,13 \sqrt{\frac{V_m}{G}} = 1,13 \sqrt{\frac{11603,1156}{G}}$$

$$G = C \sqrt{\rho_v (\rho_L - \rho_v)} = C \sqrt{0,3037 [103,493 - 0,3037]}$$

Diasumsikan biaya untuk satu bagian tray, sebagai berikut:

- Silinder/Shell : Rp. 50.000 /ft<sup>2</sup>
- Tray/Plate : Rp. 40.000 /ft<sup>2</sup>
- Down comer : Rp. 35.000 /ft<sup>2</sup>

$$\text{Silinder} = (\pi.d_t.T).Rp$$

$$\text{Tray} = ((\pi/4).d_t^2 - A_d).Rp$$

$$\text{Down comer} = (W_d.T).Rp$$

Dari gambar 3.6, grafik hubungan surface tention dan faktor C (Kusnarjo, 2012)

Tray spacing : 10 - 36 in

Surface tention,  $\sigma$  : 31,4792 dyn/cm

Untuk menaksir harga satu bagian tray, dari gambar 3.4 diasumsikan sebagai berikut:

$$Lw/d_t = 65\% \quad At = 1,2626$$



$$A_d = 5,5\%$$

$$W_d = 12\%$$

T in	C	G lb/ft <sup>2</sup>	d <sub>t</sub> ft	Biaya tiap bagian tray (Rp)			Total biaya Rp.
				Silinder	Tray	Down comer	
10	70	391,8	6,15	9654145	1185093	42000,00	10881237,60
12	148	828,5	4,23	7967337	559358	50400,00	8577094,85
<b>15</b>	<b>260</b>	<b>1455,4</b>	<b>3,19</b>	<b>7513934</b>	<b>317456</b>	<b>63000,00</b>	<b>7894390,26</b>
18	340	1903,2	2,79	7884894	242243	75600,00	8202736,75
20	380	2127,1	2,64	8287070	216512	84000,00	8587582,00
24	450	2518,9	2,43	9138350	182490	100800,00	9421640,31
30	500	2798,8	2,3	10836750	164021	126000,00	11126771,38
36	530	2966,8	2,23	12630699	154612	151200,00	12936511,19

Diameter tray yang optimal ditetapkan dari harga satu bagian tray termurah, diman:  
 Satu bagian tray termurah terletak pada T = 15 in

$$\text{dengan harga } d_t = 4,23 \text{ ft} \approx 5 \text{ ft} = 60 \text{ in}$$

#### e. Menentukan tipe aliran

$$\text{Laju alir liquid} = 26456,3084 \text{ kg/jam}$$

$$= 11997,9359 \text{ lb/jam}$$

$$L = \frac{11997,9359 \text{ lb/jar}}{60 \text{ menit/jam}} \times \frac{7,48 \text{ gal/ft}^3}{48,5 \text{ lb/ft}^3}$$

$$L = 30,8401 \text{ gpm}$$

$$L_{\max} = 1,3 L$$

$$= 40,0921 \text{ gpm}$$

Sehingga dari gambar 3.8 Kusnarjo 2012, "desain kolom pemisah" hal 47  
 didapatkan tipe aliran "cross flow"

#### f. Pengecekan terhadap liquid head (hd)

Syarat desain kolom yang baik, yaitu  $hd < 1$

Dengan menggunakan persamaan 3-3,3-4, 3-5 (Kusnarjo, 2012 p48)

$$h_{l \max} = h_w + h_{ow \max} \text{ dan } h_{l \min} = h_w + h_{ow \min}$$

$$h_{ow \max} = \left( \frac{Q_{\max}}{2,98 L_w} \right)^{2/3} \text{ dan } h_{ow \min} = \left( \frac{Q_{\min}}{2,98 L_w} \right)^{2/3}$$

dimana :

$$Q_{\max} = 1,3 \times L = 1,3 \times 30,8401 = 40,092 \text{ gpm}$$

$$Q_{\min} = 0,7 \times L = 0,7 \times 30,8401 = 21,588 \text{ gpm}$$

Tinggi weir ( $h_w$ ) sebesar 1,5 - 3,5 in, dimana pada desain ini diambil:

$$\text{Tinggi weir } (h_w) = 2 \text{ in}$$

Maka didapatkan harga sebagai berikut:

$L_w/d_t$	55%	60%	65%	70%	75%	80%
$L_w$	33	36	39	42	45	48

$h_{ow \max}$	0,5498	0,5188	0,4919	0,4682	0,4471	0,4283
$h_{ow \min}$	0,3639	0,3434	0,3256	0,3099	0,2959	0,2835
$h_w$	2	2	2	2	2	2
$h_{l \max}$	2,5498	2,5188	2,4919	2,4682	2,4471	2,4283
$h_{l \min}$	2,3639	2,3434	2,3256	2,3099	2,2959	2,2835

Karena  $h_l$  mempunyai harga sebesar 2,0 in - 4,0 in, maka dari tabel diatas diambil optimasi  $L_w/d_t$  sebesar = 80%

$$h_w - h_c = \frac{1}{2}$$

Maka,

$$h_c = 1,5 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} A_{dcl} &= L_w \times h_c \quad \text{Luas down comer clearance} \quad (\text{Pers 3-6, Kusnarjo p48}) \\ &= 4 \times 0,125 \\ &= 0,50 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Untuk  $L_w/d_t = 80\%$  dari gambar 3.4 (Kusnarjo, 2012) diperoleh harga:

$$\begin{aligned} A_{dc} &= 13\% A_t \quad \text{Luas down comer} \\ &= 13\% \times \pi/4 \cdot d_t^2 \\ &= 2,5513 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dari  $A_{dc}$  dan  $A_d$  diambil nilai yang terkecil, sehingga  $A_p = A = 0,5000 \text{ ft}^2$  maka:

$$\begin{aligned} h_d &= 0,03 \left( \frac{Q_{\max}}{100 A_p} \right)^2 = 0,03 \left( \frac{40,092}{100 \times 0,5} \right)^2 \\ &= 0,0193 \text{ ft} \\ &= 0,2315 \text{ in} \end{aligned} \quad (\text{Pers 3-7, Kusnarjo})$$

Karena  $h_d = 0,2315 \text{ in} < 1 \text{ in}$  maka tinggi liquid head memenuhi syarat

#### g. Pengecekan terhadap harga tray spacing (T)

Syarat tray spacing yang baik, yaitu  $T \geq 2h_b - h_w$

Dari hasil desain  $L_w/d_t = 80\%$  dan  $d_t = 5 \text{ ft}$

Maka dari gambarl 3.4 (Kusnarjo, 2012) didapatkan lebar down comer ( $W_d$ ) sebesar:

$$\begin{aligned} W_d &= 20\% d_t = 20\% \times 5 = 0,975 \text{ ft} \\ &= 11,7 \text{ in} \end{aligned}$$

Lebar calming zone ( $W_s$ ) dan End wastage ( $W_w$ ) diambil masing-masing sebesar 3 dan untuk menghitung luas active area ( $Aa$ ) digunakan pers. 3-15 (Kusnarjo) dimana :

$$\begin{aligned} x &= \frac{d_t}{2} - \frac{W_d + W_s}{12} = \frac{5}{2} - \frac{0,98 + 3}{12} = 2,17 \text{ ft} \\ r &= \frac{d_t}{2} - \frac{W_w}{12} = \frac{5}{2} - \frac{3}{12} = 2,25 \text{ ft} \end{aligned}$$

Maka luas active area:

$$\begin{aligned}
 A_a &= 2 \left[ x \sqrt{r^2 - x^2} + r^2 \sin^{-1} \frac{x}{r} \right] \quad \text{Pers 3-15, Kusnarjo p50} \\
 &= 2 \left[ 2,17 \sqrt{2,25^2 - 2,17^2} + 2,25^2 \sin^{-1} \frac{2,17}{2,25} \right] \\
 &= 15,8 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\text{Untuk bentuk } \Delta = \frac{A_o}{A_a} = \frac{0,9065}{n^2} \quad \text{Pers 3-14, Kusnarjo p49}$$

n	2,5	3	3,5	4	4,5
$A_a$	15,774	15,774	15,774	15,774	15,774
$A_o$	2,2879	1,5888	1,1673	0,8937	0,7061

$$\text{Untuk } n = 3,5$$

$$\begin{aligned}
 V_{\max} &= 1,3 \text{ V} \\
 &= 1,3 \times 14,5841 \\
 &= 18,959 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

$$U_{o \max} = \frac{V_{\max}}{A_o} = \frac{18,959}{1,1673} = 16,242 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned}
 A_c &= A_t - A_d \\
 &= \pi/4 \cdot d_t^2 - A_d \\
 &= 19,625 - 2,5513 \\
 &= 17,0738 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$A_o = \frac{1 \left( \frac{\pi}{4} d_o^2 \right)}{2 \cdot 4}$$

$$1,1673 = \frac{\pi d_o^2}{8}$$

$$d_o^2 = 2,9740$$

$$d_o = 1 \frac{12}{16} \text{ in}$$

$$n d_o = 6,0358 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 h_p &= 12 \left( \frac{\rho_v}{\rho_L} \right) 1,14 \left( \frac{U_o^2}{2 \cdot g_c} \right) \left[ 0,4 \left( 1,25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left( 1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right] \\
 &= 12 \left( \frac{0,30}{103,5} \right) 1,14 \left( \frac{16,242^2}{2 \times 32,2} \right) \left[ 0,4 \left( 1,25 - \frac{2,29}{17,1} \right) + \left( 1 - \frac{2,29}{17,1} \right)^2 \right] \\
 &= 0,19671 \text{ in} \quad \text{(Pers 3-11, Kusnarjo p49)}
 \end{aligned}$$

$$h_r = \frac{31,2}{\rho_L} = \frac{31,2}{103,49} = 0,3015 \text{ in} \quad \text{(Pers 3-12, Kusnarjo p49)}$$

$$h_l = h_w + h_{ow \max} = 2 + 0,4283 = 2,428 \text{ in}$$

dengan menggunakan persamaan 3-9, 3-10 (Kusnarjo,2012) didapatkan:

$$h_t = h_p + h_r + h_l = 0,197 + 0,3 + 2,428 = 2,926 \text{ in}$$

$$h_b = h_t + h_l + h_d = 2,926 + 2,428 + 0,231 = 5,586 \text{ in}$$

Pengecekan terhadap Tray spacing

$$T \geq 2 h_b - h_w$$

$$15 \text{ in} \geq 2 \times 5,586 - 2$$

$$15 \text{ in} \geq 9,1724 \text{ in} \text{ sehingga, Tray spacing hasil rancangan memenuhi syarat}$$

**h. Pengecekan Weeping**

Syarat:  $h_{pm} > h_{pw}$

$$\begin{aligned} V_{\min} &= 0,7 \text{ V} \\ &= 0,7 \times 14,5841 \\ &= 10,209 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$U_{\text{omin}} = \frac{V_{\min}}{A_o} = \frac{10,209}{1,1673} = 8,7459 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned} h_{pm} &= 12 \left( \frac{\rho_v}{\rho_L} \right)^{1,14} \left( \frac{U_o^2}{2 \cdot g_c} \right) \left[ 0,4 \left( 1,25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left( 1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right] \\ &= 12 \left( \frac{0,30}{103,5} \right)^{1,14} \left( \frac{8,746^2}{2 \times 32,2} \right) \left[ 0,4 \left( 1,25 - \frac{2,29}{17,1} \right) + \left( 1 - \frac{2,29}{17,1} \right)^2 \right] \\ &= 0,5703 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{pw} &= 0,2 + 0,07 \times 2,283 \\ &= 0,353 \text{ in} \end{aligned}$$

$$0,5703 \geq 0,353$$

$h_{pm} \geq h_{pw}$ , maka stabilitas tray dan weeping memenuhi syarat

**i. Pengecekan pada Entrainment**

Syarat: tidak terjadi entrainment apabila  $e_0/e > 1$

$$e = 0,22 \left( \frac{73}{\sigma} \right) \left( \frac{U_c}{T_e} \right)^{3,2} \quad (\text{Pers 3-18, Kusnarjo p50})$$

$$U_c = \frac{V_{\max}}{A_c} \quad (\text{Pers 3-19, Kusnarjo p50})$$

$$\begin{aligned} &= \frac{18,9593}{17,07375} \\ &= 1,1104 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$T_e = T - 2,5hl \quad (\text{Pers 3-20, Kusnarjo p50})$$

$$\begin{aligned} &= 15 - (2,5 \times 2,428) \\ &= 8,9293 \end{aligned}$$

$$e_0 = 0,1$$

Maka,

$$\begin{aligned} e &= 0,22 \left( \frac{73}{31,4792} \right) \left( \frac{1,1104}{8,9293} \right)^{3,2} \\ &= 0,0006 \end{aligned}$$

$$\frac{e_0}{e} = \frac{0,1}{0,0006}$$

$$\frac{e_0}{e} = 154,635 \geq 1 \quad \text{maka disimpulkan tidak terjadi entrainment}$$

**j. Pelepasan uap dalam down comer**

Syarat pelepasan uap dalam down comer cukup sempurna :  $\frac{W_1}{W_d} \leq 0,6$

Dimana,

$$\begin{aligned} W_1 &= 0,8 \sqrt{h_{ow} (T + h_w - h_b)} \quad (\text{Pers 3-22, Kusnarjo p51}) \\ &= 0,8 \sqrt{0,4283 [ 15 + 2 - 5,5862 ]} \\ &= 1,7688 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka,

$$\frac{W_1}{W_d} = \frac{1,7688}{11,7}$$

$$\frac{W_1}{W_d} = 0,15 \leq 0,6 \quad \text{Pelepasan gas dalam down comer sempurna}$$

**k. Menentukan dimensi kolom**

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tray aktual} &= 25 \text{ buah} \\ \text{Jumlah tray total} &= \text{tray aktual} + 1 \text{ tray kondensor} \\ &= 26 \text{ buah} \\ \text{Jarak antar tray, T} &= 15 \text{ in} \\ \text{Tinggi shell} &= \text{Jumlah tray total} \times \text{Jarak antar tray} \\ &= 26 \times 15 \\ &= 390 \text{ in} \approx 32,5 \text{ ft} \\ \text{di shell} &= 60 \text{ in} \approx 5 \text{ ft} \\ \text{Total hl dalam shell} &= \text{Jumlah tray total} \times \text{hl} \\ &= 26 \times 2,43 \\ &= 63,1 \text{ in} \approx 5,26 \text{ ft} \end{aligned}$$

**l. Menentukan tekanan desain (pi)**

$$\begin{aligned} P_h &= \frac{\rho (H-1)}{144} \quad (\text{Brownell \& Young pers 3,17 hal 46}) \\ &= \frac{103,4931 [ 5,26 - 1 ]}{144} \\ &= 3,0626 \\ P \text{ operasi} &= 1 \text{ atm} \\ &= 14,7 \text{ psi} \\ P_i &= P \text{ operasi} + P_h \\ &= 14,7 + 3,0626 \\ &= 17,7626 \text{ psi} \\ &= 3,0626 \text{ psig} \end{aligned}$$

**m. Menghitung tebal silinder (t<sub>s</sub>)**

$$\begin{aligned} \text{Tebal shell (t}_s) &= \frac{P_i \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0,6 P_i)} + C \\ &= \left( \frac{3,0626 \times 26}{2 \cdot 18750 \times 0,8 - 0,6 \times 3,0626} \right) + 0,0625 \end{aligned}$$

$$= 0,0652 \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{1,0425}{16} \Leftrightarrow \frac{3}{16}$$

Standarisasi  $do$  &  $di$

$$do = di + 2t_s$$

$$= 60 + 0,3750$$

$$= 60,375 \text{ in} \Rightarrow 38 \text{ in (Brownell, 1959. tabel 5-7, p89)}$$

Berdasarkan "Brownell and Young" tabel 5.7 hal 89, didapatkan :

$$icr = 2 \frac{3}{8}$$

$$r = 36$$

$$t_s = 3/16$$

$$di \text{ baru} = do - 2t_s$$

$$= 38 - 0,375$$

$$= 37,625 \text{ in} \approx 3,14 \text{ ft}$$

#### n. Menentukan dimensi tutup atas dan bawah

- Tebal tutup atas ( $tha$ )

$$tha = \frac{0,885 \times Pi \times di}{f.E - 0,1 Pi} + C$$

$$= \left[ \frac{0,885 \times 3,0626 \times 37,625}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 3,0626} \right] + 0,0625$$

$$= 0,0693 \text{ in} \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{1,1088}{16} \approx \frac{3}{16}$$

- Tinggi tutup atas ( $ha$ )

$$ha = 0,169.di$$

$$= 0,169 \times 37,625$$

$$= 6,3586 \text{ in} \approx 0,5299 \text{ ft}$$

- Tebal tutup bawah ( $thb$ )

$$thb = \frac{0,885 \times Pi \times di}{f.E - 0,1 Pi} + C$$

$$= \left[ \frac{0,885 \times 3,0626 \times 37,625}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 3,0626} \right] + 0,0625$$

$$= 0,0693 \text{ in} \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{1,1088}{16} \approx \frac{3}{16}$$

- Tinggi tutup bawah ( $hb$ )

$$hb = 0,169.di$$

$$= 0,169 \times 37,6$$

$$= 6,3586 \text{ in} \approx 0,5299 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi kolom} &= \text{Tinggi shell} + h_a + h_b \\ &= 390 + 6,3586 + 6,3586 \\ &= 402,717 \text{ in} \approx 33,6 \text{ ft} = 10,2290 \text{ m} \end{aligned}$$

### o. Perancangan Nozzle

Dari Appendix A diperoleh :

Komposisi	F, kg/jam	V, kg/jam	Lo, kg/jam	L', kg/jam	V', kg/jam
CS <sub>2</sub>	354,3887	1023,2069	668,81823	0	0
CCl <sub>4</sub>	6950,7974	19867,967	12986,677	273,54654	204,03856
H <sub>2</sub> O	39,8583	1,1508061	0,7522233	155,29245	115,83275
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	6204,1640	0	0	24416,301	18212,137
Total	13549,208	20892,324	13656,248	24845,140	18532,008

Nozzle untuk kolom destilasi secara umum dibagi menjadi 5

#### 1. Nozzle feed masuk

$$\begin{aligned} \text{Rate massa} &= 29870,856 \text{ lb/jam} \\ \rho_L &= 103,4931 \text{ lb/ft}^3 \\ Q &= \frac{m}{\rho_L} = \frac{29870,8559}{103,4931} = 288,6265 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0802 \text{ ft}^3/\text{s} \\ d_{i \text{ optimal}} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \quad (\text{Pers.15 "Petters\&Timmerhaus", p496}) \\ &= 3,9 \times 0,0802^{0,45} \times 103,493^{0,13} \\ &= 2,2899 \text{ in} \approx 2 \text{ in} \end{aligned}$$

#### 2. Nozzle top kolom

$$\begin{aligned} \text{Rate massa} &= 46059,6361 \text{ lb/jam} \\ \rho_L &= 103,4931 \text{ lb/ft}^3 \\ Q &= \frac{m}{\rho_L} = \frac{46059,6361}{103,4931} = 445,0502 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,1236 \text{ ft}^3/\text{s} \\ d_{i \text{ optimal}} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \quad (\text{Pers.15 "Petters\&Timmerhaus", p496}) \\ &= 3,9 \times 0,1236^{0,45} \times 103,493^{0,13} \\ &= 2,7826 \text{ in} \approx 2,5 \text{ in} \end{aligned}$$

#### 3. Nozzle refluks

$$\begin{aligned} \text{Rate massa} &= 30106,8366 \text{ lb/jam} \\ \rho_L &= 103,4931 \text{ lb/ft}^3 \\ Q &= \frac{m}{\rho_L} = \frac{30106,8366}{103,4931} = 290,9066 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0808 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_{i\text{ optimal}} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \quad (\text{Pers.15 "Petters\&Timmerhaus",p496}) \\
 &= 3,9 \times 0,0808^{0,45} \times 103,493^{0,13} \\
 &= 2,298 \text{ in} \approx 2 \text{ in}
 \end{aligned}$$

## 4. Nozzle bottom kolom

$$\begin{aligned}
 \text{Rate massa} &= 54774,0918 \text{ lb/jam} \\
 \rho_L &= 103,4931 \text{ lb/ft}^3 \\
 Q &= \frac{m}{\rho_L} = \frac{54774,0918}{103,4931} = 529,2534 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,1470 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_{i\text{ optimal}} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \quad (\text{Pers.15 "Petters\&Timmerhaus",p496}) \\
 &= 3,9 \times 0,1470^{0,45} \times 103,493^{0,13} \\
 &= 3,0083 \text{ in} \approx 3 \text{ in}
 \end{aligned}$$

## 5. Nozzle uap reboiler

$$\begin{aligned}
 \text{Rate massa} &= 40856,0354 \text{ lb/jam} \\
 \rho_L &= 103,4931 \text{ lb/ft}^3 \\
 Q &= \frac{m}{\rho_L} = \frac{40856,0354}{103,4931} = 394,7705 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,1097 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_{i\text{ optimal}} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \quad (\text{Pers.15 "Petters\&Timmerhaus",p496}) \\
 &= 3,9 \times 0,1097^{0,45} \times 103,493^{0,13} \\
 &= 2,6365 \text{ in} \approx 2,5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari *Brownell & Young*, fig. 12.2 hal.221 didapat dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standart type slip on dengan dimensi:

Nozzle	NPS	A	T	R	E	L	B	K
1	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2 1/2	2,07	2,38
2	2,5	7	7/8	4 1/8	3 9/16	2 3/4	2,47	2,88
3	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2 1/2	2,07	2,38
4	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	2 3/4	3,07	3,50
5	2,5	7	7/8	4 1/8	3 9/16	2 3/4	2,47	2,88

## Keterangan

- NPS : Ukuran nominal pipa  
 A : Diameter luar flange, in  
 T : Tebal minimal flange, in  
 R : Diameter luar bagian yang menonjol, in  
 E : Diameter hubungan, in  
 L : Panjang hubungan, in  
 B : Diameter dalam flange, in  
 K : Diameter hubungan pada titik pengelasan, in



**p. Sambungan antar tutup dengan shell**

Untuk mempermudah pemeliharaan dan perbaikan dari kolom destilasi, maka tutup menara dihubungkan dengan bagian shell menggunakan sistem flange dan bolting.

- Flange

Bahan konstruksi : High Alloy steel SA 336 Grade F8 type 304  
 Allowable stress : 18750 (Brownell,1959. App D-1)  
 Tensile stress min : 75000  
 Type Flange : Ring Flange Loose Type

- Bolting

Bahan konstruksi : High Alloy steel SA-193 Grade B8t type 321  
 Allowable stress : 15000 (Brownell,1959. App D-4 p344)  
 Tensile stress min : 75000

- Gasket (Brownell,1959. fig 12.11 p228)

Bahan konstruksi : Solid Flat Metal Iron  
 Gasket faktor (m) : 5,5  
 Y : 18000 (Min desain seating stress)

1. Menentukan lebar gasket ( $W_G$ )

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y-p.m}{y-p(m+1)}} = \sqrt{\frac{18000 - 14,7 \times 5,5}{18000 - 14,7 \times [5,5 + 1]}}$$

$$= 1,00041$$

(Brownell and Young, pers. 12.2, hal 226)

dimana,  $d_i$  = 38 in (do shell = di gasket)

maka,  $d_{OG}$  = 38,016 in

$$W_{G \min} = \frac{d_{OG} - d_i}{2} = \frac{38,016 - 38}{2} = \frac{0,12}{2} \approx \frac{1}{16} \text{ in}$$

$$\approx 0,0625 \text{ in}$$

$$d_{\text{rata-rata}} (G) = d_i + W_G = 38 + 0,0625 = 38,063 \text{ in}$$

$$= 3,1719 \text{ ft} = 0,97 \text{ m}$$

2. Menentukan jumlah dan ukuran baut

- Beban agar gasket tidak bocor  $H_Y$

$$Wm_2 = H_Y = b.\pi.G.y \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 12.88 p240})$$

Dari fig. 12.12, didapatkan lebar seating gasket bawah

$$b_o = b = \frac{N}{2} = \frac{0,0625}{2} = 0,0313 \text{ in}$$

sehingga,

$$H_Y = 0,0313 \times 3,14 \times 38,063 \times 18000$$

$$= 67227,8906 \text{ lb}$$

- Beban tanpa tekanan ( $H_p$ )

$$H_p = 2.b.\pi.G.m.P \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 12.90 p240})$$

$$= 2 \times 0,0313 \times 3,14 \times 38,063 \times 5,5 \times 14,7$$

$$= 603,9306 \text{ lb}$$

- Beban baut karena internal pressure (H)

$$H = \frac{\pi \cdot G^2 \cdot P}{4} \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 12.89 p240})$$

$$= \frac{3,14 \times 38,063^2 \times 14,7}{4}$$

$$= 16717,8957 \text{ lb}$$

- Total beban pada kondisi operasi

$$Wm_1 = H_p + H = 603,9306 + 16717,8957$$

$$= 17321,8263 \text{ lb}$$

$$17321,8 < 67227,9$$

$Wm_1 < Wm_2$  (*maka  $Wm_2$  digunakan sebagai pengontrol*)

3. Menentukan luas bolting minimum area

Dengan menggunakan pers. 12.92 Hal 240 Brownell & Young

$$A_m = \frac{Wm_2}{fb} = \frac{67227,8906}{15000} = 4,4818594 \text{ in}^2$$

4. Menentukan bolting (baut) minimum

Dari Brownell & Young, 1959, tabel 10.4 Hal. 188 diperoleh:

Ukuran baut = 0,875

Root area = 0,419 in<sup>2</sup>

$$\text{Bolting min} = \frac{A_m}{\text{Root area}} = \frac{4,4819}{0,419} = 10,697 \approx 16 \text{ buah}$$

Bs = 2 1/16 in *Bolting Space*

R = 1 1/4 in *Jarak radial min*

E = 15/16 in *Jarak dari tepi*

C = di shell + 2 (1,4159.go + R) *Diameter area baut*

$$go = t_s = \frac{3}{16} = 0,1875 \text{ in}$$

$$\text{maka, C} = 37,625 + 2 \times (1,4159 \times 0,1875 + 1 1/4)$$

$$= 40,656 \text{ in}$$

$$\text{do flange} = C + 2E = 40,656 + 2 \times 15/16$$

$$= 42,531 \text{ in}$$

$$\frac{n \times Bs}{3,14} = \frac{16 \times 2 1/16}{3,14} = 10,5096 \text{ in} < 16$$

**Memenuhi**

- Cek lebar gasket

$$\begin{aligned}
 A_b \text{ aktual} &= \text{Jumlah bolt} \times \text{root area} \\
 &= 16 \times 0,419 \\
 &= 6,704 \text{ in}^2 \\
 W_{G \text{ min}} &= \frac{A_b \text{ aktual} \cdot F}{2 \cdot \pi \cdot Y \cdot G} \\
 &= \frac{6,704 \times 18750}{2 \times 3,14 \times 18000 \times 38,063} \\
 &= 0,0292 \text{ in} \leq 0,0625 \text{ in} \text{ (*memenuhi syarat*)}
 \end{aligned}$$

$$W_G = 0,0292 \times \frac{16}{16} = \frac{0,4674}{16} \approx \frac{1}{16} \text{ in}$$

### 5. Menghitung moment

- Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam)

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{(A_m + A_b)F}{2} \quad (\text{Pers.12.94, "Brownell \& Young", hal.242}) \\
 &= \frac{[4,4819 + 6,704] \times 15000}{2} \\
 &= 83893,9453 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

- Jarak radial dari beban gasket terhadap bolt circle (hg)

$$\begin{aligned}
 hg &= \frac{C - G}{2} \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 12.101 p242}) \\
 &= \frac{40,656 - 38,063}{2} \\
 &= 1,2967 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Moment flange (Ma)

$$\begin{aligned}
 Ma &= hg \cdot W = 1,2967 \times 83893,9453 = 108787,90 \\
 \text{Dalam keadaan operasi maka, } W &= W_{m_2} = 67227,8906 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

- Moment dan Force pada daerah dalam flange ( $H_D$ )

$$\begin{aligned}
 H_D &= 0,785B^2 \cdot P \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 12.96 p242}) \\
 &= 0,785 \times 38^2 \times 14,7 \\
 &= 16663,0380 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Radial bolt circle pada aksi  $H_D$

$$\begin{aligned}
 h_D &= \frac{C - B}{2} \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 12.100 p242}) \\
 &= \frac{40,656 - 38}{2} \\
 &= 1,328 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Moment  $M_D$

$$M_D = H_D \cdot h_D \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 12.96 p242})$$

$$\begin{aligned}
 &= 16663,0380 \times 1,328 \\
 &= 22128,2020 \text{ lb in} \\
 H_G &= W - H \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 12.98 p242}) \\
 &= 83893,9453 - 16717,8957 \\
 &= 67176,0496 \text{ lb} \\
 M_G &= H_G \cdot h_G \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 12.98 p242}) \\
 &= 67176,0496 \times 1,2967 \\
 &= 87109,2828 \text{ lb in} \\
 H_T &= H - H_D \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 12.97 p242}) \\
 &= 16717,8957 - 16663,0380 \\
 &= 54,8577 \text{ lb} \\
 h_T &= \frac{h_D + h_G}{2} \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 12.102 p242}) \\
 &= \frac{1,328 + 1,2967}{2} \\
 &= 1,3124 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Moment  $M_T$

$$\begin{aligned}
 M_T &= H_T \cdot h_T \\
 &= 54,8577 \times 1,3124 \\
 &= 71,99 \text{ lb in}
 \end{aligned}$$

Moment total pada keadaan operasi

$$\begin{aligned}
 M_O &= M_D + M_G + M_T \\
 &= 22128,2020 + 87109,2828 + 71,99 \\
 &= 109309,4777 \text{ lb in}
 \end{aligned}$$

6. Menentukan tebal flange ( $t_F$ )

$$A = 42,531 \text{ in} \quad \text{diameter luar flange}$$

$$B = 38 \text{ in} \quad \text{diameter luar shell}$$

$$K = \frac{42,531}{38} = 1,1192 \text{ in}$$

Dari Brownell 1959, fig. 12.22 Hal. 238 dengan nilai  $K = 1,1192 \text{ in}$

nilai  $Y = 13$

Sehingga tebal flange,

$$\begin{aligned}
 t_F &= \sqrt{\frac{Y \cdot M_{\max}}{f \cdot B}} = \sqrt{\frac{13 \times 22128,2020}{15000 \times 38}} \\
 &= 0,7104 \times \frac{16}{16} = \frac{11}{16} \approx 3/4 \text{ in}
 \end{aligned}$$

**Kesimpulan Perancangan:**

**A. Gasket** (Brownell, 1959. fig 12.11 p228)

Bahan konstruksi : Solid Flat Metal Iron

Gasket faktor (m) : 5,5

Y : 18000 (Min desain seating stress)  
 Tebal gasket (n) : 0,0625 in

### B. Bolting (baut)

Bahan konstruksi : High Alloy steel SA-193 Grade B8t type 321  
 Allowable stress (f) : 15000 (Brownell, 1959. App D-4 p344)  
 Tensile stress min : 75000  
 Ukuran baut : 0,875 in  
 Jumlah baut : 10,6966 in

### C. Flange

Bahan konstruksi : High Alloy steel SA 336 Grade F8 type 304  
 Allowable stress (f) : 18750 (Brownell, 1959. App D-1)  
 Tensile stress min : 75000  
 Type Flange : Ring Flange Loose Type  
 Tebal flange : 3/4 in  
 Diameter dalam (Di) : 38 in  
 Diameter luar (Do) : 42,531 in

### q. Menentukan penyangga (support)

Penyangga dirancang untuk menahan beban kolom destilasi dan perlengkapannya.

Beban-beban yang ditahan oleh kolom penyangga terdiri dari:

- a. Berat bagian shell
  - Berat shell
  - Berat tutup
- b. Berat kelengkapan bagian dalam
  - Berat downcomer
  - Berat tray
- c. Berat kelengkapan bagian luar
  - Berat pipa
  - Berat attachment seperti nozzle, valve dan alat kontrol

### 1. Perhitungan beban yang harus ditahan kolom penyangga

#### a. Berat Shell

$$\begin{aligned} \text{Tebal shell} &= 3/16 \text{ in} = 0,016 \text{ ft} \\ \text{Tinggi Shell} &= 390 \text{ in} = 32,5 \text{ ft} \\ \text{Keliling Shell} &= \pi \times \text{do shell} = 3,14 \times 38 = 119 \text{ in} = 9,94 \text{ ft} \\ \text{Luas shell} &= \text{Keliling} \times \text{Tebal} = 9,94 \times 0,016 = 0,16 \text{ ft}^2 \\ \text{Volume Shell} &= \text{Luas} \times \text{Tinggi} = 0,16 \times 33 = 5,05 \text{ ft}^3 \\ \rho_{\text{steel}} &= 490 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Brownell, hal. 156}) \\ \text{Berat shell (W}_s) &= V_{\text{shell}} \times \rho_{\text{steel}} \\ &= 5,0493 \times 490 \\ &= 2474,181 \text{ lb} \end{aligned}$$

## b. Berat tutup standart dished

$$W_{di} = A \cdot t \cdot \rho_{\text{steel}}$$

$$A = 6,28 R_c \cdot h \quad (\text{Hesse pers. 4.16 hal 92})$$

Dimana,

$$W_d : \text{Berat tutup standart dished}$$

$$A : \text{Luas tutup standart dished}$$

$$t : \text{Tebal tutup standar dished} = 3/16 \text{ in} = 0,0156 \text{ ft}$$

$$R_c = di : \text{Jari-jari tutup} = 38,0 \text{ in} = 3,1667 \text{ ft}$$

$$h_a : \text{Tinggi tutup atas} = 6,3586 \text{ in} = 0,5299 \text{ ft}$$

$$h_b : \text{Tinggi tutup bawah} = 6,3586 \text{ in} = 0,5299 \text{ ft}$$

Maka,

$$A_a = 6,28 \times 3,1667 \times 0,5299$$

$$= 10,538 \text{ ft}^2$$

$$A_b = 6,28 \times 3,1667 \times 0,5299$$

$$= 10,538 \text{ ft}^2$$

$$W_{d_a} = 10,538 \times 0,0156 \times 490$$

$$= 80,679 \text{ lb}$$

$$W_{d_b} = 10,538 \times 0,0156 \times 490$$

$$= 80,679 \text{ lb}$$

*Karena tutup atas dan tutup bawah adalah sama (dished head) maka*

Berat tutup total :

$$W_{tu} = W_{d_a} + W_{d_b}$$

$$= 80,679 + 80,679$$

$$= 161,36 \text{ lb}$$

## c. Berat down comer

Dipakai dasar perhitungan dengan downcomer tanpa aliran uap

$$A_{dc} = 2,55 \text{ ft}^2$$

$$\text{Volume} = A_{dc} \cdot \text{Tebal shell}$$

$$= 2,55 \times 0,016 = 0,0399 \text{ ft}^3$$

$$\text{Berat 1 plate} = \text{Volume} \cdot \rho_{\text{steel}}$$

$$= 0,0399 \times 490 = 19,533 \text{ lb}$$

$$W_{dc} = \text{Berat 1 plate} \times \text{Jumlah plate}$$

$$= 19,533 \times 26 = 507,86 \text{ lb}$$

## d. Berat tray

$$A_t = \frac{\pi}{4} d^2$$

$$= \frac{3,14}{4} \times 3,1354 = 7,7172 \text{ ft}^2$$

$$\text{Volume} = A_t \cdot \text{Tebal shell}$$

$$= 7,7172 \times 0,016 = 0,1206 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat 1 tray} &= \text{Volume} \cdot \rho_{\text{steel}} \\
 &= 0,1206 \times 490 = 59,085 \text{ lb} \\
 W_{\text{dc}} &= \text{Berat 1 tray} \times \text{Jumlah plate} \\
 &= 59,085 \times 26 = 1536,2 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

e. Berat liquida

$$W_l = 29870,856 \text{ lb}$$

f. Berat pipa

Pipa yang ada mencakup untuk feed, uap, reboiler, kondensor dan bottom produ  
Ditetapkan panjang pipa 2 kali tinggi kolom destilasi

$$\text{Panjang pipa} = 2 \times 33,560 = 67,12 \text{ ft}$$

Diambil rata-rata pipa 1,5 in sch 40

$$\text{dengan berat} = 2,718 \text{ lb/ft} \quad (\text{Brownell, 1959, App.K})$$

$$W_p = 67,12 \times 2,718 = 182,43 \text{ lb}$$

g. Berat attachment

Berat attachment meliputi nozzle, valve dan alat kontrol

$$\begin{aligned}
 W_a &= 18\% W_s \\
 &= 18\% \times 2474,1810 = 445,35 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Berat total yang harus ditopang penyangga

$$\begin{aligned}
 W_{\text{total}} &= W_s + W_{\text{tu}} + W_{\text{dc}} + W_t + W_l + W_p + W_a \\
 &= 35178,2431 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

#### r. Perencanaan skirt support

Sistem penyangga yang digunakan adalah skirt support

*Skirt* adalah penyangga yang digunakan dan paling aman untuk menyangga *vertikal vessel*. *Skirt* disatukan dengan *vessel* menggunakan pengelasan kontinyu ukuran pengelasan didasarkan atas tebalnya *skirt*. Ketebalan skirt harus mampu menahan berat sheel dan moment dari vessel

$$\text{Tinggi support} = 2 \text{ ft} \approx 24 \text{ in} \quad (\text{Asumsi})$$

- Menentukan tebal skirt

Stress karena angin

$$\begin{aligned}
 H &= 2 + \text{Tinggi kolom} \\
 &= 2 + 402,717 = 404,72 \text{ in} = 33,726 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 f_{\text{wb}} &= \frac{15,89 \left( \frac{d_o + d_i}{2} \right) H^2}{d_o^2 \cdot t} \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 9.20 p161}) \\
 &= \frac{15,9 \left( \frac{38 + 37,625}{2} \right) 404,72^2}{1444 \times t} \\
 &= \frac{68154,655}{t}
 \end{aligned}$$

Stress dead weight

$$\begin{aligned}
 f_{db} &= \frac{\Sigma W}{\pi \cdot do \cdot t} && \text{(Brownell, 1959, pers. 9.6 p183)} \\
 &= \frac{35178,2431}{3,14 \times 38 \times t} \\
 &= \frac{294,8227}{t}
 \end{aligned}$$

Stress kompresi maksimum

$$\begin{aligned}
 f_{c \max} &= 0,125 E (t/do) \cos \alpha \\
 \text{dimana, E concrete} &= 2E+06 \text{ psi} && \text{(Brownell 1959, hal 184)} \\
 f_{c \max} &= 0,125 \times 2E+06 \left[ \frac{t}{38} \right] \\
 &= 6578,9474 t \\
 f_{c \max} &= f_{wb} + f_{db} && \text{(Brownell, 1959, pers. 9.80)} \\
 6578,9474 t &= \frac{68154,655}{t} + \frac{294,8227}{t} \\
 t &= \sqrt{\frac{68449,48}{6578,9474}} \\
 &= 3,2256 \text{ in}
 \end{aligned}$$

#### s. Menentukan bearing plate

Dari Brownell 1959, tabel 10.1 hal 184 diperoleh

$$f_c = 3000 \text{ psi}$$

$$f_{c \max} = 1200 \text{ psi}$$

$$n = 10$$

$$f_s \text{ allowable untuk struktural steel skirt} = 45000 \text{ psi}$$

Ditetapkan:

$$\text{di bearing plate} = 38$$

$$\begin{aligned}
 \text{do bearing plate} &= 1,15 \times 38 \\
 &= 43,70 \text{ in} \approx 3,6 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah chair} = 8 \quad \text{(Brownell 1959, tabel 10.5 p191)}$$

$$\text{Jumlah bolt} = 16$$

$$\text{Luas bolt} = 0,551 \text{ ft}^2 \quad \text{(Brownell 1959, tabel 10.4 p188)}$$

Dengan pers. 9.11, Brownell 1959 halaman 158

$$P_w = 0,0025 V_w^2$$

Dimana,

$$P_w : \text{tekanan angin pada permukaan alat (lb/ft}^2\text{)}$$

$$V_w^2 : \text{kecepatan angin} = 100 \text{ mph} \quad \text{(Brownell 1959, Hal. 158)}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
 P_w &= 0,0025 \times 100^2 \\
 &= 25 \text{ lb/ft}^2
 \end{aligned}$$



$$M_w = \frac{1}{2} P_w \cdot H^2 \frac{d_i + d_o}{2}$$

$M_w$  : bending moment pada puncak kolom (lb.ft)

$d_i$  : 3,1354 ft

$d_o$  : 3,1667 ft

$$\begin{aligned} M_w &= \frac{1}{2} 25 \times 33,73^2 \frac{3,14 + 3,17}{2} \\ &= 44802,79 \text{ lbft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_3 &= \frac{(d_o - d_i) \text{ bearing}}{2} \\ &= \frac{43,7 - 38,00}{2} \end{aligned}$$

$$= 2,85 \text{ in}$$

Diperkirakan  $f_c$  = 1200 psi

$$\begin{aligned} K &= \frac{1}{1 + \left( \frac{f_s}{n \cdot f_c} \right)} \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 10.3 p184}) \\ &= 0,40 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_c \text{ (bolt circle)} &= f_{c \text{ max}} \frac{2 \cdot K \cdot d_o}{2 \cdot K \cdot d_o \cdot t_3} \\ &= 1200 \times \frac{2 \times 0,4 \times 43,7}{2 \times 0,4 \times 43,7 \times 2,85} \\ &= 421,05 \leq 1200 \quad (\text{memenuhi}) \end{aligned}$$

Dari Brownell 1959, tabel 10.2, hal 186

Untuk harga  $K$  = 0,40 maka,

$C_c$  = 1,765

$C_t$  = 2,224

$z$  = 0,416

$j$  = 0,783

Tensile load (Ft) =  $\frac{M_w - W_{dw} \cdot z \cdot d}{j \cdot d}$  (Brownell, 1959, pers. 10.24 p186)

$$= \frac{44802,7939 - 35178,24 \times 0,416 \times 3,17}{0,783 \times 3,17}$$

$$= 620,5599 \text{ lb}$$

$$t_1 = \frac{\text{Jumlah baut} \cdot \text{Root area}}{\pi \cdot 1,25}$$

$$= \frac{16 \times 0,55}{3,14 \times 1,25}$$

$$= 2,2461 \text{ in}$$

Relationship pada tension side

$F_t$  =  $f_s \cdot t_1 \cdot r \cdot C_t$  (Brownell, 1959, pers. 10.9 p185)

$$\begin{aligned}
 f_s &= \frac{F_t}{t_1 \cdot r \cdot C_t} \\
 &= \frac{620,5599}{2,2461 \times 3,6 \times 2,224} \\
 &= 34,113 \text{ psi} \\
 F_c &= F_t + W_{dw} \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 10.27 p187}) \\
 &= 620,560 + 35178,2431 \\
 &= 35798,8029 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Kompresive stress sesungguhnya pada bolt circle ( $f_c$ )

$$\begin{aligned}
 t_2 &= t_3 - t_1 \\
 &= 2,85 - 2,2461 \\
 &= 0,6039 \text{ in} \\
 f_c &= \frac{F_c}{(t_2 + nt_1) \cdot r \cdot C_c} \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 10.18 p186}) \\
 &= \frac{35798,8029}{\left[ 0,6039 + 10 \times 2,2461 \right] \times 3,6 \times 1,765} \\
 &= 241,47 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Pengecekan harga K

$$\begin{aligned}
 K &= \frac{1}{1 + \left( \frac{f_s}{n \cdot f_c} \right)} \\
 &= 0,9861 \\
 f_{c \text{ max}} &= f_c (\text{bolt circle}) \frac{2 \cdot K \cdot d_o \cdot t_3}{2 \cdot K \cdot d_o} \\
 &= 241,4735 \times \frac{2 \times 0,9861 \times 43,7 \times 2,85}{2 \times 0,9861 \times 43,7} \\
 &= 688,2 \leq 1200 \quad (\text{memenuhi})
 \end{aligned}$$

Dari Brownell 1959, tabel 10.4 hal 188 didapatkan ukuran baut 1" dengan dimensi

Bolt circle = 2 1/4 in

Nut dimension = 1 5/8 in

Bearing plate yang digunakan tipe eksternal bolting chair, pada plate dipasang compressing ring agar lebih kuat

Ditetapkan tinggi gusset = 12 in

Bearing plate diperkuat dengan 16 buah gusset yang mempunyai spasi yang sama

Dari fig 10.6, Brownell 1959, hal 191, diperoleh:

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar gusset (A)} &= 9 + \text{Ukuran baut} \\
 &= 9 + 1 \frac{1}{2} = 10,5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jarak antar gusset (b)} &= \frac{\pi \cdot 43,7}{16} = 8,5761 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas area bolt (Ab)} &= 0,551 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Beban bolt (P)} &= f_s \cdot A_b = 34,112756 \times 0,55 = 18,796 \text{ lb} \\ L &= \text{do bearing} - \text{do shell} \\ &= 43,7 - 38 = 5,70 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\frac{b}{L} = \frac{8,5761}{5,700} = 1,505$$

Dari Brownell 1959, tabel. 10.4, hal 188, didapatkan:

$$\begin{aligned} e &= \frac{\text{nut dimension across flat}}{2} = \frac{1 \frac{5}{8}}{2} \\ &= 0,8125 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Brownell 1959, tabel. 10.6, hal 192, didapatkan:

$$\gamma_1 = 0,168$$

$$\mu = \text{Poisson's ratio} = 0,3 \text{ (untuk steel)} \quad (\text{Brownell, 1959, Hal.192})$$

Maksimum bending (My)

$$\begin{aligned} My &= \frac{P}{4\pi} \left[ \left( 1 + \mu \right) \ln \left( \frac{21}{\pi e} \right) + \left( 1 - \gamma_1 \right) \right] \\ &\quad (\text{Brownell, 1959, pers. 10.40 p192}) \\ My &= \frac{18,7961}{4 \times 3,14} \times \left[ \left( 1 + 0,3 \right) \ln \left( \frac{21}{3,14 \times 0,81} \right) + \left( 1 - 0,168 \right) \right] \\ &= 5,3460 \text{ lbin} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_4 &= \sqrt{\frac{6 \cdot My}{(t_3 - bhd) f_{\max}}} \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 10.37 p191}) \\ &= \frac{6 \times 5,3460}{[2,85 - 1,25] \times 45000} \\ &= 0,0211 \times \frac{16}{16} \\ &= \frac{0,3377}{16} \approx \frac{3}{16} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_5 &= \sqrt{\frac{6 \cdot My}{f_{\text{allow}}}} = \sqrt{\frac{6 \times 5,3460}{45000}} \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 10.41}) \\ &= 0,0267 \text{ in} \times \frac{16}{16} \\ &= \frac{0,4272}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_6 &= \frac{3}{8} t_5 \quad (\text{Brownell, 1959, pers. 10.47 p194}) \\ &= \frac{3}{8} \times \frac{3}{16} \\ &= 0,0703 \times \frac{16}{16} \end{aligned}$$

$$= \frac{1,125}{16} \approx \frac{3}{16}$$

**t. Dimensi anchor bolt**

- Panjang = 12 in
- Diameter = 3 in
- Jumlah = 8 buah (tabel Megeyes, 1983)

**u. Dimensi pondasi**

Pondasi terdiri beban dengan kandungan air 6 US gal per 94 lb sak semen  
(Brownell 1959, tabel 10.1, hal 184)

Beban total yang harus ditahan pondasi

- Berat beban bejana total
- Berat kolom penyangga
- Berat base plate

Ditentukan

- Masing-masing kolom penyangga diberi pondasi
- Spesifikasi pondasi didasarkan atas berat beban setiap kolom penyangga pada sistem pondasi
- Spesifikasi semua penyangga sama

Beban yang ditanggung penyangga = 35178,2431 lb

$$\begin{aligned} \text{Beban tiap penyangga} &= \text{berat} \times \text{tinggi} \\ &= 35 \text{ lbin} \times 24 \text{ in} \\ &= 840 \text{ lb} \\ W &= 36018,2431 \text{ lb} \end{aligned}$$

Gaya yang bekerja pada pondasi dianggap sebagai gaya vertikal berat total kolom, sedangkan bidang kerja dianggap bujur sangkar dengan perencanaan ukuran:

$$\begin{aligned} \text{Luas tanah untuk atas pondasi} &= \text{Luas pondasi atas} \\ &= 40 \times 40 = 1600 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas tanah untuk dasar pondasi} &= \text{luas pondasi bawah} \\ &= 60 \times 60 = 3600 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi pondasi (t)} = 24 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas rata-rata (A)} &= 0,5 \times \left[ 40^2 + 60^2 \right] \\ &= 2600 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume pondasi (V}_p) &= A \cdot t \\ &= 2600 \times 24 \\ &= 62400 \text{ in}^3 = 36,111 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Densitas untuk gravel} = 126 \text{ lb/ft}^3 \text{ (Perry's 6}^{\text{th}} \text{ tabel 3-118)}$$

Maka,

$$\text{W pondasi} = V \cdot \rho$$

$$= 36,111 \times 126$$

$$= 4550 \text{ lb}$$

Asumsi:

Tanah atas pondasi berupa cement sand & garvel dengan minimum safe bearing power 5 ton/ft<sup>3</sup> dan maksimum safe bearing power = 10 ton/ft<sup>3</sup>.

(Hesse, tabel 12.2 hal 224)

Berat total keseluruhan

$$W \text{ total} = 36018,2431 + 4550$$

$$= 40568,2139 \text{ lb}$$

Tekanan dari sistem pondasi terhadap luas tanah (P)

$$P = \frac{W \text{ total}}{A} = \frac{40568,2139}{2600} = 15,603 \text{ lb/in}^2$$

Acuan harga safety didasarkan pada minimum bearing power yaitu:

$$6000 \text{ kg/ft}^2 = 91,862 \text{ lb/in}^2$$

Tekanan terhadap tanah = 15,603 ≤ 91,862 lb/in<sup>2</sup> (**pondasi dapat digunakan**)

#### v. Spesifikasi kolom destilasi

##### 1. Silinder/shell

- Diameter dalam : 37,6250 in
- Diameter luar : 38 in
- Tinggi : 390 in
- Tebal : 3/16 in
- Bahan konstruksi : High-alloy Steel SA 167 Grade 10 type 310

##### 2. Tutup Atas dan Tutup Bawah

- Crown radius (icr) : 2 3/8 in
- Tinggi tutup atas : 6,3586 in
- Tinggi tutup bawah : 6,3586 in
- Tebal tutup : 3/16 in
- Bahan konstruksi : High-alloy Steel SA 167 Grade 10 type 310

##### 3. Tray

- Jumlah tray : 25 buah
- Tebal tray : 3/16 in
- Susunan pitch : Tringular pitch
- Bahan konstruksi : High-alloy Steel SA 167 Grade 10 type 310

##### 4. Down comer

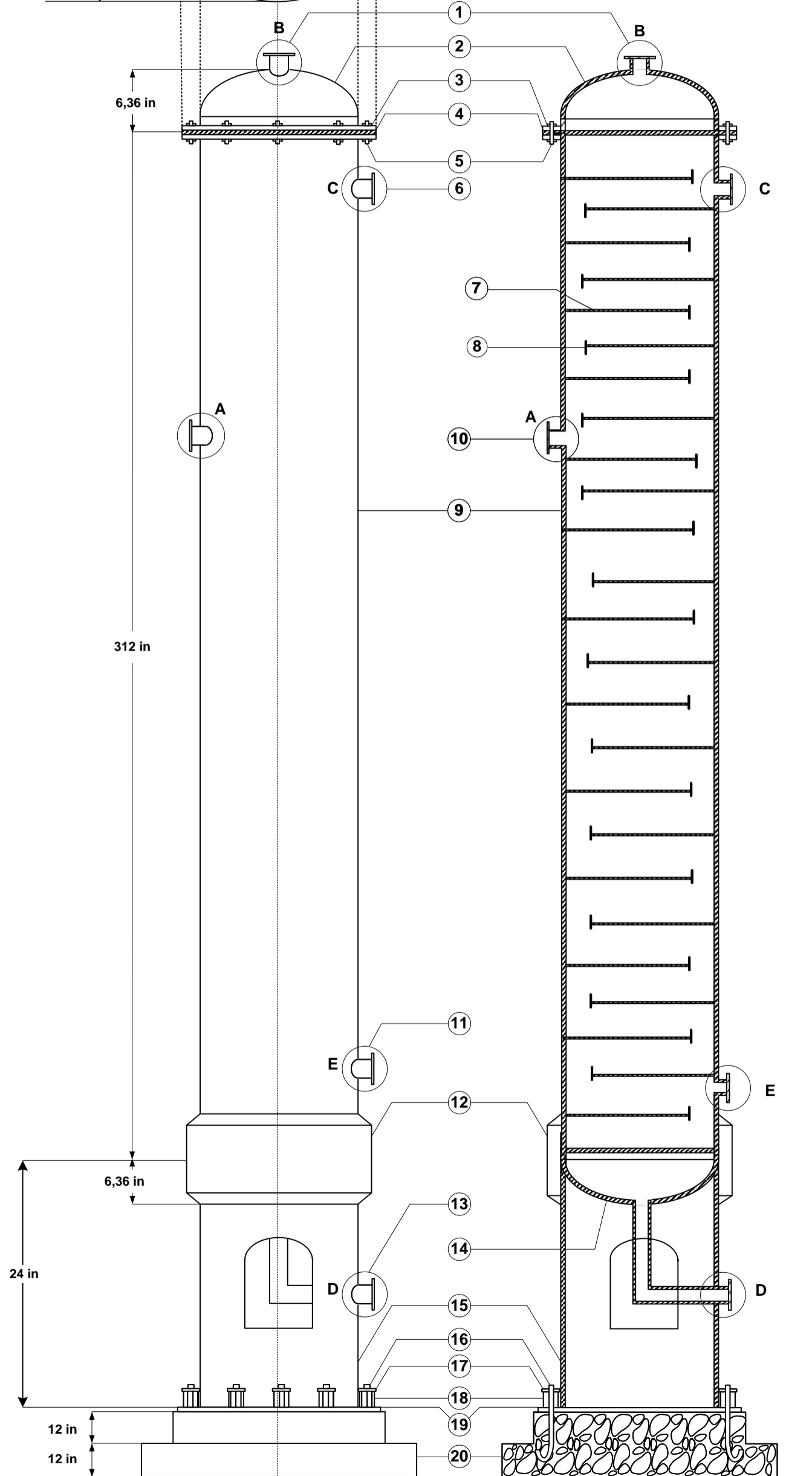
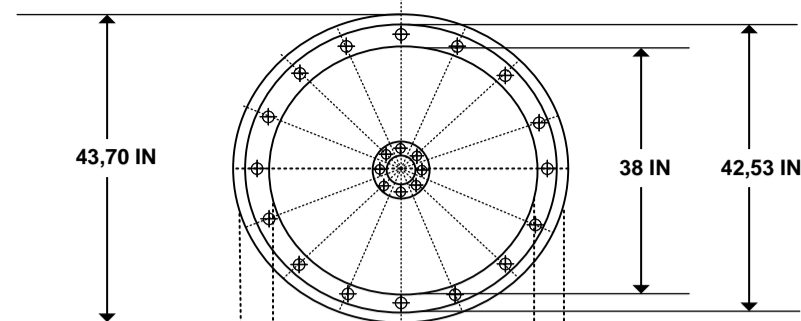
- Lebar : 11,7000 in
- Luas : 2,5513 ft<sup>2</sup>
- Bahan konstruksi : High-alloy Steel SA 167 Grade 10 type 310

##### 5. Nozzle

- Diameter feed masuk : 2,0 in

- Diameter top kolom : 2,5 in
  - Diameter refluks : 2,0 in
  - Diameter bottom : 3,0 in
  - Diameter reboiler : 2,5 in
6. Flange dan Gasket
- Diameter Flange : 42,531 in
  - Tebal Flange : 3/4 in
  - Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 336 Grade F8 Tipe 304
  - Lebar Gasket : 1/16 in
  - Diameter Gasket : 38,063 in
  - Bahan konstruksi : Solid Flat Metal Iron
7. Baut
- Ukuran Baut : 0,875 in
  - Jumlah baut : 16 buah
  - Bahan konstruksi : High Alloy steel SA-193 Grade B8t type 321
8. Skirt Support
- Tinggi : 24 in
  - Tebal : 3,2256 in
  - Bahan konstruksi : High-alloy Steel SA 167 Grade 10 type 310
9. Bearing plate
- Type : Eksternal Bolting Chair
  - Diameter dalam : 37,6250 in
  - Tebal : 3/16 in
  - Jumlah : 8 buah
  - Bahan konstruksi : Carbon stell SA-135 Grade B
- 10 Anchor Bolt
- Panjang : 12 in
  - Diameter : 3 in
  - Jumlah : 8 buah
- 11 Pondasi
- Luas pondasi atas : 1600 in<sup>2</sup>
  - Luas pondasi bawah : 3600 in<sup>2</sup>
  - Tinggi pondasi : 24 in
  - Bahan konstruksi : Sement, Sand and Gravel

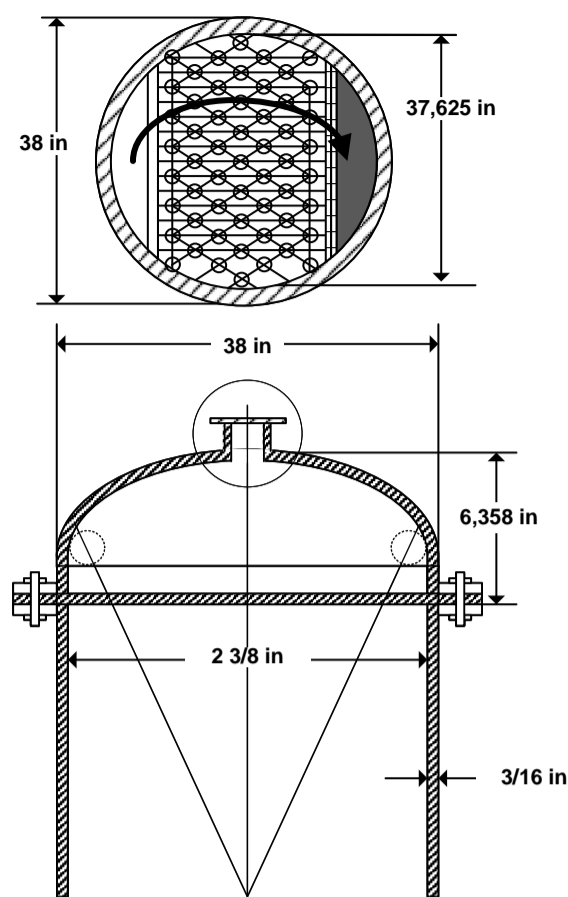
**TAMPAK ATAS**



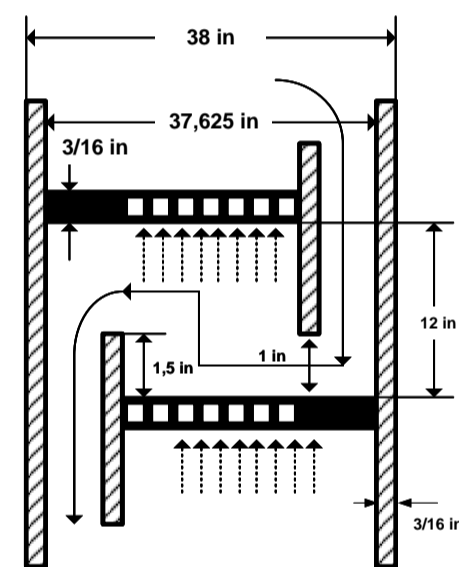
**TAMPAK SAMPIG**

**POTONGAN MEMBUJUR**

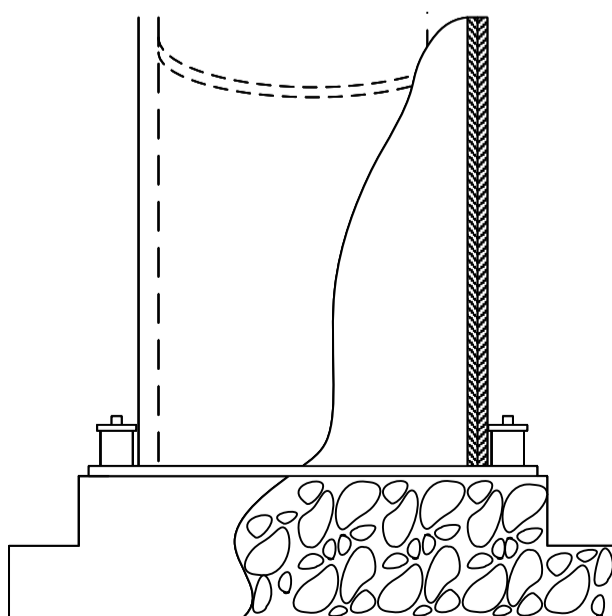
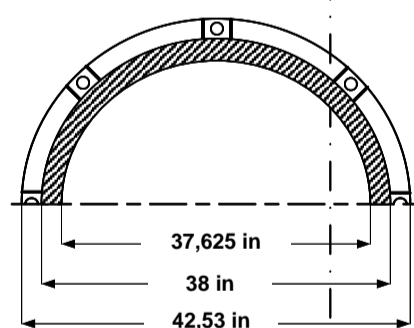
**TRAY TAMPAK ATAS**



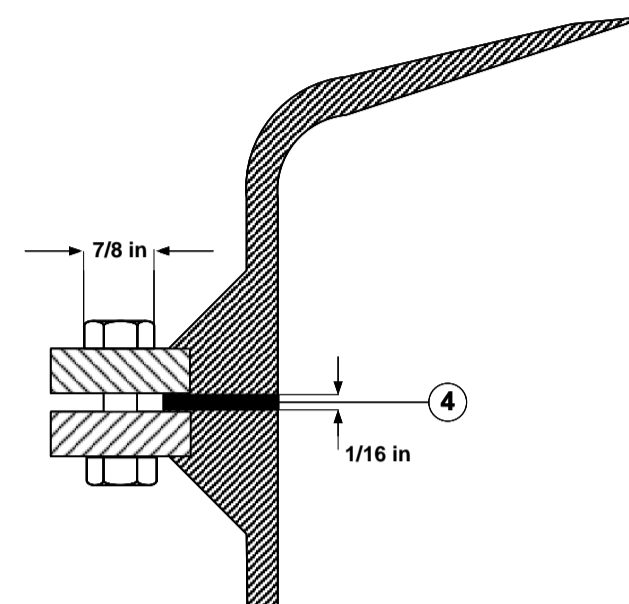
**DETAIL TUTUP ATAS DAN BAWAH**



**DETAIL SIEVE TRAY**

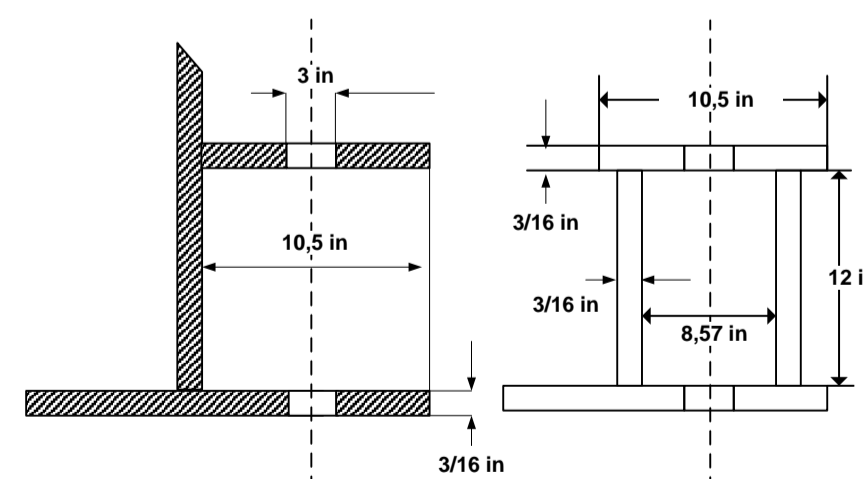
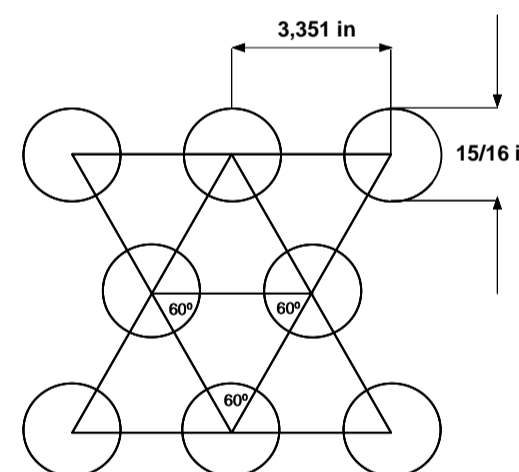


**DETAIL SKIRT SUPPORT**

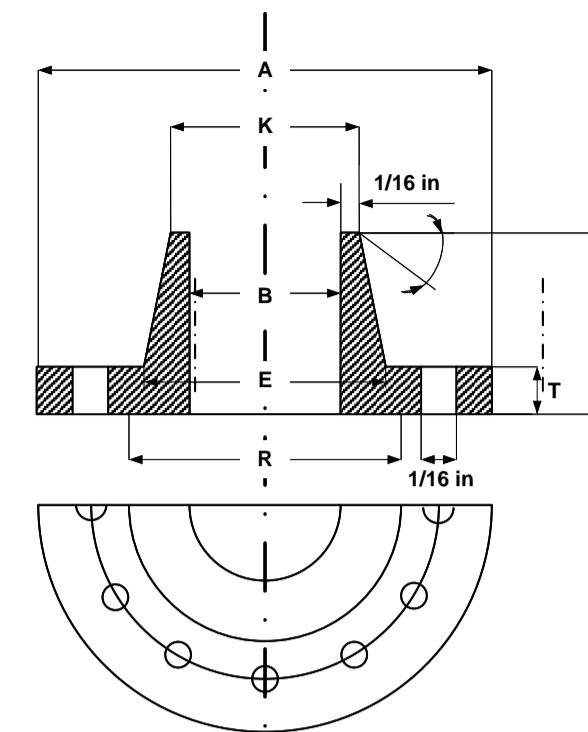


**DETAIL FLANGE**

**DETAIL PITCH**



**DETAIL EXTERNAL CHAIR**



**DETAIL NOZZLE**

NOZZLE	NPS	A	T	R	E	L	B	K
A	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2 1/2	2,07	2,38
B	2,5	7	7/8	4 1/8	3 9/16	2 3/4	2,47	2,88
C	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2 1/2	2,07	2,38
D	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	2 3/4	2,07	3,50
E	2,5	7	7/8	4 1/8	3 9/16	2 3/4	2,47	2,88

20	PONDASI	CEMENT, SAND AND GRAVEL
19	BEARING PLATE	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
18	GUSSET	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
17	COMPRESSING PLATE	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
16	ANCHOR BOLT	HAS SA-193 GRADE B8T TYPE 321
15	SKIRT SUPPORT	HAS SA-167 GRADE 10 TYPE 310
14	TUTUP BAWAH	HAS SA-167 GRADE 10 TYPE 310
13	NOZZLE BOTTOM KOLOM	HAS SA-268 GRADE TYPE 410
12	STRAP	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
11	NOZZLE REBOILER	HAS SA-268 GRADE TYPE 410
10	NOZZLE FEED	HAS SA-268 GRADE TYPE 410
9	SHELL	HAS SA-167 GRADE 10 TYPE 310
8	DOWNCOMER	HAS SA-167 GRADE 10 TYPE 310
7	SIEVE TRAY	HAS SA-167 GRADE 10 TYPE 310
6	NOZZLE REFLUKS KONDENSOR	HAS SA-268 GRADE TYPE 410
5	BAUT	HAS SA-193 GRADE B8T TYPE 321
4	GASKET	SOLID FLAT METAL IRON
3	FLANGE	HAS SA 336 GRADE F8 TYPE 304
2	TUTUP ATAS	HAS SA-167 GRADE 10 TYPE 310
1	NOZZLE TOP KOLOM	HAS SA-268 GRADE TYPE 410
NO	NAMA BAGIAN	BAHAN KONSTRUKSI

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA  
KOLOM DISTILASI SIEVE TRAY**

DIRANCANG OLEH :

DOSEN PEMBIMBING :

VALERIE ALPENADA NIM. 1914002

Faidiyah Nilna Minah ST, MT  
NIP. P. 1030400392

## BAB VII

### INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas yang diinginkan perlu adanya faktor yang penting dalam suatu industri untuk mengontrol jalannya proses. Pada PRA Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida digunakan alat kontrol karena prosesnya berjalan kontinyu. Keselamatan kerja juga harus diperhatikan untuk mencegah kehilangan nyawa, kerugian alat-alat, saran dan prasana pabrik yang dapat timbul sewaktu-waktu. Dengan pertimbangan tersebut, perlu adanya suatu bagian yang berfungsi untuk mengontrol peralatan proses dan manajemen tentang keselamatan kerja.

#### 7.1. Instrumentasi

Pengoperasian suatu pabrik kimia harus memenuhi beberapa persyaratan yang ditetapkan dalam perancangannya. Dalam industri kimia banyak proses yang perlu dikontrol seperti : suhu, ketinggian cairan, kecepatan aliran dan lain sebagainya. Instrumentasi merupakan peralatan yang paling penting didalam industri kimia, karena instrumentasi bertugas untuk mengamati, mengontrol dan mengendalikan proses produksi suatu industri. Dengan adanya instrumentasi yang memadai, maka bagian-bagian dari pabrik yang penting memerlukan pengendalian operasi atau proses.

Fungsi instrumentasi adalah sebagai pengontrol, penunjuk (*Indicator*), pencatat (*Recorder*), dan pemberi tanda bahaya (*Alarm*). Instrumentasi bekerja dengan tenaga mekanik atau tenaga listrik dan pengontrolannya dapat dilakukan secara manual atau otomatis. Penggunaan instrumen pada suatu peralatan proses tergantung pada pertimbangan ekonomis dan sistem peralatan itu sendiri. Pada pemakaian alat-alat instrumen juga harus ditentukan apakah alat-alat tersebut dipasang di atas papan instrumen dekat peralatan proses (kontrol manual) atau disatukan di dalam suatu ruang kontrol pusat (*Control Room*) yang dihubungkan dengan bangsal peralatan (kontrol otomatis).

Beberapa variabel proses yang biasanya dikontrol atau diukur oleh instrumen adalah:

1. Variabel utama: temperatur, tekanan, laju alir dan level cairan.



2. Variabel tambahan: densitas, viskositas, panas spesifik, konduktivitas, pH, humiditas/kelembaban, titik embun, komposisi kimia, kandungan kelembaban, dan variabel lainnya.

Pada dasarnya sistem pengendalian terdiri dari:

1. Elemen perasa atau *Sensing (Primary Element)*  
Elemen yang merasakan atau menunjukkan adanya perubahan dari harga variabel yang diukur.
2. Element pengukur (*Measuring Element*)  
Elemen pengukur adalah suatu elemen yang sensitif terhadap adanya perubahan temperatur, tekanan, laju aliran, maupun tinggi fluida. Perubahan merupakan sinyal dari proses dan disampaikan oleh elemen pengukur ke elemen pengontrol.
3. Elemen pengontrol (*Controlling Element*)  
Elemen pengontrol yang menerima sinyal kemudian dengan segera mengatur perubahan-perubahan proses agar sama dengan nilai *set point* (nilai yang diinginkan). Dengan demikian elemen ini dapat segera memperkecil atau meniadakan penyimpangan yang terjadi.
4. Elemen pengontrol akhir (*Final Control Element*)  
Elemen ini merupakan elemen yang akan mengubah masukan yang keluar dari elemen pengontrol ke dalam proses sehingga variabel yang diukur tetap berada dalam batas yang diinginkan dan merupakan hasil yang dikehendaki.

Banyak pertimbangan yang harus dilakukan dalam pemilihan instrumen agar alat tersebut dapat berfungsi sesuai yang diharapkan. Beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi adalah:

1. Jenis instrumentasi
2. *Range* yang diperlukan untuk pengukuran
3. Ketelitian yang diperlukan
4. Bahan konstruksi serta pemasangan pada kondisi proses
5. Faktor ekonomi.

Pada Pra Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida ini, instrumen yang digunakan berupa alat kontrol otomatis maupun manual. Hal ini tergantung dari sistem peralatan dan faktor pertimbangan teknis serta ekonomis. serta kelayakan lingkungan kerja tetapi

instrumen yang digunakan cenderung pada pemakaian alat kontrol secara otomatis karena ada beberapa keunggulan kompetitif bila dibandingkan secara manual. Namun demikian tenaga manusia masih sangat diperlukan dalam pengoperasian dan pengawasan proses.

Dalam perencanaan suatu pabrik, alat kontrol yang diperlukan adalah:

a. Indikator

Untuk mengetahui secara langsung kondisi operasi suatu daerah tertentu dari suatu peralatan.

b. Controller

Untuk mengendalikan suatu kondisi operasi dalam aliran proses sesuai yang telah ditentukan.

Dengan adanya instrumen diharapkan proses akan bekerja sesuai dengan yang diharapkan. Instrumen yang digunakan pada Pra Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida antara lain:

a. Flow Control ( FC )

Adalah alat/instrumen yang bisa digunakan untuk mengatur kecepatan aliran fluida dalam pipa line atau unit proses lainnya. Pengukuran kecepatan aliran fluida dalam pipa biasanya diatur dengan mengatur out put dari alat, yang mengakibatkan fluida mengalir dalam pipa line.

Kecepatan aliran diatur oleh *regulating valve* dengan mengubah tekanan *discharge* dari pompa. Tekanan *discharge* pompa melakukan bukaan/tutupan valve dan FC menerima sinyal untuk mendeteksi dan mengukur kecepatan aliran pada *set point*.

b. *Temperature Control* ( TC )

Adalah alat/instrumen yang digunakan sebagai alat pengatur suhu atau pengukur sinyal mekanis atau listrik. Pengaturan temperatur dilakukan dengan mengatur jumlah material proses yang harus ditambahkan/dikeluarkan dari dalam suatu proses yang sedang bekerja.

Prinsip kerja :

*Rate* fluida masuk atau keluar alat dikontrol oleh diafragma valve. *Rate* fluida ini memberikan sinyal kepada TC untuk mendeteksi dan mengukur suhu sistem pada set point.

c. *Pressure Control* ( PC )

Adalah alat/instrumen yang dapat digunakan sebagai alat pengatur tekanan atau pengukur tekanan atau pengubah sinyal dalam bentuk gas menjadi sinyal mekanis. Pengatur tekanan dapat dilakukan dengan mengatur jumlah uap/gas yang keluar dari suatu alat dimana tekanannya ingin dideteksi.

Prinsip kerja :

*Pressure control* (PC) akibat tekanan uap keluar akan membuka/menutup diafragma *valve*. Kemudian *valve* memberikan sinyal kepada PC untuk mengukur dan mendeteksi tekanan pada set point.

d. *Level Control* ( LC )

Berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol tinggi dari bahan dalam alat yang beroperasi.

e. *Level Indicator* ( LI )

Adalah alat/instrumen yang dipakai untuk mengatur ketinggian (*level*) cairan dalam suatu alat dimana cairan tersebut bekerja. Pengukuran tinggi permukaan cairan dilakukan dengan operasi dari sebuah *control valve*, yaitu dengan mengatur *rate* cairan masuk atau keluar proses.

f. *Ratio Control* (RC)

Adalah alat/instrumen yang dipakai untuk mengatur ratio pada dua aliran atau lebih. Pengukuran ratio dilakukan dengan operasi dari sebuah *control valve*, yaitu dengan mengatur *rate* aliran masuk atau keluar proses.

Penempatan alat-alat kontrol pada setiap alat dapat dipilih pada tabel berikut:

Tabel 7.1 Instrumentasi Pabrik Karbon Tetraklorida

No	Nama Alat	Kode Alat	Kode Instrumentasi	Jumlah
1.	Pipa gas klorin		PC	1
2.	Vaporizer	V-113	TC	1
3.	Heater	E-114	TC	1
4.	Heater	E-131	TC	1
5.	Reaktor	R-110	PC	1
6.	Reaktor	R-110	TC	1
7.	Kondesor	E-121	TC	1
8.	Kondesor	E-132	TC	1

9.	Flash Drum	D-120	PC	1
10.	Distilasi	D-130	FC	1
11.	Distilasi	D-130	RC	1
12.	Distilasi	D-130	PC	1
13.	Reboiler	E-133	TC	1
14.	Cooler	E-135a	TC	1
15.	Cooler	E-135b	TC	1
16.	Storage CCl <sub>4</sub>	F-136	LI	1
17.	Storage by-product S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	F-139	LI	1
18.	Pengemasan Produk CCl <sub>4</sub>	P-137	FC	1

Hal-hal yang diharapkan dari pemakaian alat-alat instrumentasi adalah:

- a. Kualitas produk dapat diperoleh sesuai dengan yang diinginkan
- b. Pengoperasian sistem peralatan lebih mudah
- c. Sistem bekerja lebih efisien
- d. Penyimpangan yang mungkin terjadi dapat diketahui dengan cepat

### 7. 1. Keselamatan Kerja

Dalam perencanaan suatu pabrik, keselamatan kerja merupakan suatu hal yang sangat penting yang harus diperhatikan karena menyangkut kelancaran dan keselamatan kerja karyawan. Keselamatan kerja merupakan bagian dari kelangsungan produksi pabrik, oleh karena itu aspek ini harus diperhatikan secara serius dan terpadu. Untuk maksud tersebut perlu diperhatikan cara pengendalian keselamatan kerja dan keamanan pabrik pada saat perancangan dan saat pabrik beroperasi.

Tindakan penjagaan keselamatan dan keamanan suatu pabrik tidak hanya ditujukan kepada para pekerjanya saja, tetapi juga ditujukan pada peralatan pabrik itu sendiri. Bagi para pekerja dituntut rasa kedisiplinannya maupun berhati-hati dalam melakukan pekerjaan, demikian pula peralatan yang ada di dalam pabrik tersebut harus kuat, tidak mudah rusak, tidak mudah bocor dan tidak mudah terbakar.

Untuk mencapai hal tersebut, menjadi tanggung jawab dan kewajiban para perancang untuk merencanakannya. Hal-hal yang perlu dipertimbangkan dalam perancangan pabrik untuk menjamin adanya keselamatan kerja adalah sebagai berikut:

1. Penanganan dan pengangkutan bahan harus seminimal mungkin.

2. Adanya penerangan yang cukup dan sistem pertukaran udara yang baik.
3. Jarak antar mesin dan peralatan lain cukup luas.
4. Setiap ruang gerak harus aman dan tidak licin.
5. Setiap mesin dan peralatan lainnya harus dilengkapi alat pencegah kebakaran.
6. Tanda-tanda pengaman harus dipasang pada setiap tempat yang berbahaya.
7. Penyediaan fasilitas pengungsian bila terjadi kebakaran.

Secara umum pada Pra Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida ini ada 4 macam bahaya yang mungkin dapat terjadi dan harus mendapatkan perhatian pada perencanaan, yaitu :

- a. Bahaya kebakaran dan peledakan
- b. Bahaya mekanik
- c. Pencegahan terhadap bahaya listrik
- d. Bahaya terhadap kesehatan dan jiwa manusia

**a. Bahaya Kebakaran dan Peledakan**

Pencegahan terhadap bahaya kebakaran dan peledakan bertujuan untuk memperkecil kemungkinan terjadinya kecelakaan terhadap pekerja maupun kerusakan peralatan yang mengakibatkan terhentinya proses produksi. Terjadinya bahaya ini dapat disebabkan oleh :

1. Terjadi hubungan singkat (korsleting) pada saklar, stop kontak, atau alat listrik lainnya baik pada peralatan instrumentasi maupun pada peralatan listrik sederhana seperti lampu, radio, komputer, mesin fax, answering machine, dll.
2. Kebakaran yang diakibatkan percikan api pada furnace yang berbahan bakar fuel oil.  
Cara untuk mencegah atau mengurangi kemungkinan terjadinya kebakaran antara lain :
1. Pemasangan pipa air melingkar (water hydrant) di seluruh areal pabrik.
2. Pemasangan alat pemadam kebakaran yang mudah dijangkau di setiap tempat rawan ledakan dan kebakaran, terutama di sekitar alat-alat proses bertekanan dan bersuhu tinggi.
3. Tangki bahan bakar jaraknya harus cukup jauh dari tempat yang mudah menimbulkan kebakaran.
4. Untuk mencegah atau mengurangi bahaya-bahaya yang timbul, dipakai isolasi-isolasi panas atau isolasi listrik dan pada tempat yang bertegangan tinggi diberi penghalang atau pagar.

5. Pemasangan alat-alat listrik harus diatur sedemikian rupa agar tidak berdekatan dengan sumber panas.
6. Membuat plakat-plakat, slogan-slogan atau *Standar Operational Procedures (SOP)* pada setiap proses yang salah satu isinya menerangkan bahaya dari proses atau alat yang bersangkutan.

#### **b. Bahaya Mekanik**

Bahaya mekanik disebabkan oleh pengerjaan konstruksi bangunan atau alat proses yang tidak memenuhi syarat. Hal-hal yang harus diperhatikan untuk mencegah atau mengurangi kemungkinan terjadinya bahaya ini adalah :

1. Perencanaan alat harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, pertimbangan faktor korosi. Perencanaan alat *under design* biasanya lebih besar menciptakan bahaya ini.
2. Pemasangan alat kontrol atau indikator yang baik dan sesuai, serta pemberian alat pengaman proses pada alat-alat yang beresiko besar menciptakan terjadinya bahaya ini.
3. Sistem perpipaan untuk air, udara, steam dan bahan bakar hendaknya diberi cat dan warna tertentu atau berbeda dengan warna sekitarnya dan diberi nama sesuai isi pipa

#### **c. Pencegahan terhadap bahaya listrik**

1. Setiap instalasi dan alat-alat listrik harus diamankan dengan pemakaian saklar atau pemutus hubungan arus listrik secara otomatis lainnya.
2. Sistem perkabelan listrik harus dipasang secara terpadu dengan tata letak pabrik, sehingga jika ada perbaikan dapat dilakukan dengan mudah
3. Memasang papan tanda bahaya yang jelas pada daerah sumber tegangan tinggi
4. Kabel-kabel listrik yang letaknya berdekatan dengan alat-alat yang beroperasi pada suhu tinggi harus diisolasi secara khusus
5. Setiap peralatan atau bangunan yang menjulang tinggi harus dilengkapi dengan penangkal petir yang dibumikan

#### **d. Bahaya terhadap Kesehatan dan Jiwa Manusia**

Untuk menjaga keselamatan karyawan perlu adanya kesadaran dari seluruh karyawan agar dapat bekerja dengan baik dan efektif sehingga tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan orang lain. Oleh karena itu pengetahuan tentang Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) perlu diketahui oleh seluruh karyawan dari mulai karyawan

operator proses sampai karyawan administrasi. Perusahaan akan mengadakan semacam pelatihan atau penyuluhan pada seluruh karyawan terutama karyawan baru agar sosialisasi K3 lebih efektif tercipta di lingkungan kerja. Pelatihan atau penyuluhan K3 akan berbeda bagi setiap karyawan tergantung pada bagian mana dia bekerja. Apabila operator proses, karyawan wajib mengetahui cara-cara pemakaian alat-alat pelindung (seperti masker, topi, safety belt, sepatu, sarung tangan, dll.) dan mengetahui bahaya-bahaya yang akan terjadi dari mulai tangki bahan baku sampai tangki storage. Sedangkan karyawan gudang wajib mengetahui prosedur penggunaan kendaraan pengangkut sampai cara penyusunan kemasan produk. Selain itu pembuatan ventilasi setiap ruangan harus disesuaikan standar WHO (*World Health Organization*) agar lingkungan kerja yang sehat dapat meningkatkan produktifitas karyawan dalam bekerja.

**e. Bahaya alat-alat bergerak**

Peralatan yang bergerak hendaknya ditempatkan pada tempat yang tertutup atau setidak-tidaknya ditempatkan pada jarak yang aman dengan peralatan lain. Hal ini dimaksudkan untuk mempermudah penanganan dan perbaikan serta menjaga keamanan dan keselamatan para pekerja.

## **BAB VIII**

### **UTILITAS**

Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang penting dalam menunjang berjalannya proses produksi dalam suatu industri kimia. Unit utilitas yang diperlukan pada pra-rencana pabrik karbon tetraklorida ini, adalah:

- Air yang berfungsi sebagai air pendingin, air umpan boiler dan air sanitasi
- Steam sebagai media pemanas dalam proses produksi
- Listrik yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan pabrik
- Bahan bakar untuk mengoperasikan boiler dan generator.

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi 3 unit, yaitu :

1. Unit pengolahan air (*Water Treatment*)
  - Air sanitasi
  - Air pendingin
  - Air umpan boiler (penghasil steam)
2. Unit penyediaan tenaga listrik
3. Unit penyediaan bahan bakar

#### **8.1. Unit Pengolahan Air (*Water Treatment*)**

Untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik, direncanakan menggunakan air kawasan. Pengambilan air kawasan kemudian ditampung dalam bak penampung air kawasan. Untuk air sanitasi tidak diperlukan adanya pengolahan, sedangkan air pendingin dan air umpan boiler akan diolah lebih lanjut sesuai dengan kebutuhan masing-masing.

##### **8.1.1. Air Sanitasi**

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, perkantoran, taman, pemadam kebakaran dan kebutuhan yang lain dengan persyaratan kualitas air sebagai berikut:

- a. Syarat fisik
  - Suhu : berada dibawah suhu kamar
  - Warna : tidak bewarna/jernih
  - Rasa : tidak beras



- Bau : tidak berbau
  - Kekeruhan : < 1 mg SiO<sub>2</sub>/ liter
  - pH : netral
  - Tidak berbusa
- b. Syarat kimia
- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg
  - Tidak mengandung zat-zat kimia beracun
- c. Syarat mikrobiologis
- Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat-sifat fisik air

Kebutuhan air sanitasi pada Pra Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida adalah

1. Untuk kebutuhan karyawan

Berdasarkan Peraturan Menteri Pekerjaan Umum, Nomor:14/PRT/M/2010, kebutuhan air untuk tiap orang = 120 L/hari/orang

2. Untuk laboratorium dan taman

Direncanakan kebutuhan air untuk taman dan laboratorium adalah sebesar 50% dari kebutuhan karyawan

3. Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

Air sanitasi untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan sebesar 40% dari kebutuhan air untuk karyawan, laboratorium dan taman.

Total kebutuhan air sanitasi untuk Pra Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida ini adalah sebesar 1860,926 kg/jam.

### 8.1.2. Air Pendingin

Air pendingin harus diolah sebelum digunakan karena kandungan bahan didalam air dapat mempengaruhi sistem pada air pendingin. Bahan-bahan yang terkandung didalamnya akan menimbulkan kerak yang dapat menghambat terjadinya perpindahan panas. Untuk menghemat pemakaian air, maka air pendingin yang digunakan didinginkan kembali dan disediakan penambahan 20% dari kebutuhan air pendingin. Berikut adalah alat-alat yang membutuhkan air pendingin:

Tabel 8.1. Kebutuhan air pendingin pada peralatan

No.	Nama Peralatan	Kode Alat	Kebutuhan Air Pendingin (kg/jam)
1.	Reaktor	R-110	128291,0153

2.	Kondensor	E-123	898,344063
3.	Kondensor	E-125	405,9817948
4.	Cooler	E-127a	253,575807
5.	Cooler	E-127b	555,0047926
<b>TOTAL</b>			<b>130403,9218</b>

### 8.1.3. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan *steam* yang berfungsi sebagai media pemanas. Dimana kebutuhan steam yang ada digunakan pada media peralatan sebagai berikut:

Tabel 8.2. Total kebutuhan steam pada peralatan

No.	Nama Peralatan	Kode Alat	Kebutuhan Steam (kg/jam)
1.	Vaporizer	V-114	108,8265235
2.	Heater	E-115	231,5816531
3.	Heater	E-121	135,409886
4.	Reboiler	E-126	142,1754118
<b>TOTAL</b>			<b>617,9934744</b>

Air umpan boiler yang disediakan dengan excess 20% sebagai pengganti *steam* yang hilang karena adanya kebocoran transmisi. Sehingga kebutuhan air untuk umpan boiler sebesar 1272,6022 kg/jam.

Bahan baku pembuatan steam adalah air umpan boiler. Steam yang dibutuhkan dalam proses pembuatan karbon tetraklorida sebesar 617,9934744 kg/jam dengan kondisi sebagai berikut:

- Suhu (T) : 140 °C (284 °F)
- Tekanan (P) : 1 atm (14,7 psia)

Syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler:

- a. Tidak boleh membuih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya solid matter, suspended matter, dan kebasaan yang tinggi. Kesulitan yang akan dihadapi jika terdapat busa yaitu:

- Kesulitan pembacaan tinggi liquida dalam boiler
- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat yang mengakibatkan adanya solid-solid yang menempel dan mengakibatkan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut. Untuk mengatasi hal ini perlu adanya pengontrolan terhadapnya kandungan lumpur, keak, dan alkalinitas air umpan boiler.

b. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler Kerak dalam boiler dapat menyebabkan:

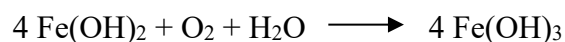
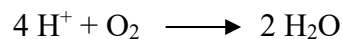
- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat.

c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

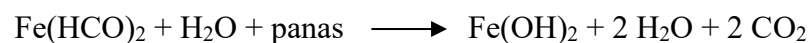
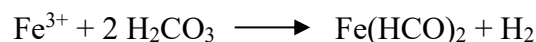
Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak. bikarbonat dan bahan organik, serta gas-gas H<sub>2</sub>S, SO<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub>, CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub> yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu:



Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hydrogen yang terbentuk akan bereaksi membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



Adanya bikarbonat dalam air akan menyebabkan terbentuknya CO<sub>2</sub>, karena pemanasan dan adanya tekanan. CO<sub>2</sub> yang terjadi bereaksi dengan air menjadi asam karbonat. Asam karbonat akan bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Dengan adanya pemanasan (kalor), garam bikarbonat ini menjadi CO<sub>2</sub> lagi. Reaksi yang terjadi :



Air ini harus memenuhi spesifikasi tertentu agar air tidak merusak boiler (ketel). Dari *Perry's 6<sup>th</sup> ed, hal. 976*, didapatkan bahwa air umpan boiler harus memenuhi persyaratan sebagai berikut :

- Total padatan (total dissolved solid) ≤ 3500 ppm
- Alkanitas ≤ 700 ppm
- Padatan terlarut ≤ 300 ppm
- Silika = 60 – 100 ppm
- Besi ≤ 0,1 ppm
- Tembaga ≤ 0,5 ppm

- Oksigen  $\leq 0,007$  ppm
- Kesadahan  $\leq 0$
- Kekeruhan  $\leq 175$  ppm
- Minyak  $\leq 7$  ppm
- Residu fosfat  $\leq 140$  ppm

Untuk memenuhi persyaratan dan spesifikasi diatas, serta untuk mencegah kerusakan pada boiler, sebelum digunakan air umpan boiler harus diolah lagi terlebih dahulu melalui:

1. Demineralisasi, untuk menghilangkan ion-ion pengganggu
2. Deaerator, untuk menghilangkan gas-gas terlarut.

### **Proses Pengolahan Air Pada Unit Pengolahan Air**

Air kawasan digunakan dalam memenuhi kebutuhan air pendingin, air umpan boiler dan air sanitasi. Berikut adalah proses pengolahan air kawasan pada Pra Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida:

Air kawasan dengan kapasitas 159618,2342 kg/jam dipompa dengan pompa (L-211) menuju bak air bersih (F-212) dan selanjutnya dipompa (L-213) menuju tempat pengolahan air sesuai dengan kegunaannya masing-masing.

#### **a. Pengolahan air pendingin**

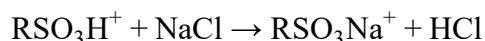
Dalam memenuhi kebutuhan air pendingin, aliran air dari bak air bersih (F-212) dipompa (L-213) menuju tangki kation exchanger (D-210A) dan anion exchanger (D-210B) kemudian ditampung di bak air lunak (F-214) dan dipompa (L-215) menuju bak air pendingin (F-216) lalu didistribusikan ke peralatan dengan pompa (L-217). Setelah digunakan, air direcycle ke cooling tower (P-220) dan selanjutnya dari cooling tower, air direcycle ke bak air pendingin (F-216).

#### **b. Pengolahan air umpan boiler**

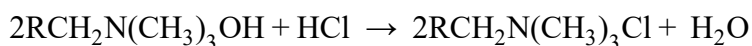
Pelunakan air boiler yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari dua tangki, yaitu tangki kation exchanger (D-210A) dan anion exchanger (D-210B). Kation exchanger yang digunakan adalah Resin  $\text{RSO}_3\text{H}^+$  dan anion exchanger yang digunakan adalah Resin  $\text{RCH}_2\text{N}(\text{CH}_3)_3\text{OH}$ .

Air dari bak air bersih dialirkan dengan pompa (L-213) menuju kation exchanger (D-210 A). Dalam tangki kation exchanger terjadi reaksi-reaksi sebagai

berikut :



Ion  $\text{Na}^+$  dalam senyawa  $\text{NaCl}$  sebagai influent ditukar oleh gugus aktif resin kation ( $\text{H}^+$ ) ion  $\text{H}^+$  bertemu dengan ion  $\text{Cl}^-$  membentuk  $\text{HCl}$  sehingga air akan bersifat asam ini dialirkan ke tangki anion exchanger (D-210B) untuk dihilangkan anion- anion yang mengganggu proses. Resin yang dipakai adalah  $\text{RCH}_2\text{N}(\text{CH}_3)_3\text{OH}$ . Dalam tangki anion exchanger terjadi reaksi sebagai berikut:



Penukaran ion di kolom penukar anion dimana ion  $\text{Cl}^-$  pada  $\text{HCl}$  akan ditukar dengan ion  $\text{OH}^-$  pada gugus aktif resin membentuk  $\text{H}_2\text{O}$  dimana proses ini disebut dengan proses penukaran dan netralisasi (Pure Water Care, 2014).

Setelah keluar dari demineralisasi, air umpan boiler telah bebas dari ion-ion pengganggu. Untuk memenuhi kebutuhan umpan boiler, air lunak di tampung dalam bak air lunak (F-214) yang selanjutnya di pompa (L-215) ke daearator (D-224) untuk menghilangkan gas-gas impurities pada air umpan boiler dengan sistem pemanasan. Dari daearator air akan dimasukkan ke dalam bak air umpan boiler (F-218) dan di pompakan (L-219) ke boiler (Q-230) didistribusikan ke peralatan dan kondensat yang dihasilkan di recycle ke bak air lunak (F-214).

### c. Pengolahan air sanitasi

Air dari bak penampung air kawasan (F-212) kemudian dialirkan dengan pompa (L-213) menuju bak klorinasi (F-221) dan ditambahkan desinfektan klor ( $\text{Cl}_2$ ) sebanyak 1 ppm yang diinjeksikan langsung kedalam pipa. Dari bak klorinasi, air akan dialirkan menuju bak air sanitasi (F-223) dengan menggunakan pompa (L-222) dan kemudian air siap digunakan sebagai air sanitasi.

## 8.2. Unit Penyediaan Tenaga Listrik

Tenaga Listrik pada pabrik digunakan untuk menggerakkan motor, penerangan, instrumentasi, dan lainnya. Total kebutuhan listrik merupakan jumlah kebutuhan listrik untuk peralatan proses produksi, penerangan pabrik, alat transportasi bahan, dan keperluan lain. Kebutuhan energi listrik pada pra rencana pabrik karbon tetraklorida direncanakan disediakan oleh PLN (Persero) dan Generator set. Listrik yang dibutuhkan pada pra rencana pabrik karbon tetraklorida adalah 194,9683 kWh Selain itu juga

digunakan generator AC 3 phase kapasitas 244 kWH sebagai cadangan yang harus siap setiap saat apabila ada gangguan listrik pada PLN.

### 8.3. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar generator set yang digunakan pada Pabrik Karbon tetraklorida adalah diesel oil. Kebutuhan bahan bakar untuk memenuhi kebutuhan steam adalah 617,993474 kg/jam sedangkan kebutuhan bahan bakar untuk generator set sebanyak 668,9708 L/hari. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

- Harga relatif murah
- Mudah didapatkan
- Tidak menyebabkan kerusakan pada peralatan
- Nilai heating valuenya relatif tinggi
- Viskositas relatif rendah sehingga mudah mengalami pengabutan

Berikut adalah spesifikasi bahan bakar yang digunakan berdasarkan dari tabel 9.9 dan fig 9-9, Perry 6<sup>th</sup> :

- Flash point : 38 °C (100 °F)
- Pour Point : -6 °C (21,2 °F)
- Densitas : 55 lb/ft<sup>3</sup>
- Heating Value : 19.200 BTU/lb

### 8.4. Pengolahan Limbah

Pada Pra Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida limbah yang dihasilkan perlu di tretment dan dipantau untuk menghindari kerusakan pada lingkungan sekitar pabrik. Bentuk kepedulian tersebut antara lain di wujudkan melalui pemantauan analisa mengenai dampak lingkungan, menyusun rencana pengolahan lingkungan dan rencana lingkungan antara lain:

- Limbah cair

Limbah cair yang dihasilkan berupa cair. Untuk penangannya menggunakan beberapa tahap :

- a. Pengolahan pendahuluan (*Pre-Treatment*)

Pada proses ini dilakukan pengambilan benda-benda terapung

- b. Pengolahan pertama (*Primary Treatment*)

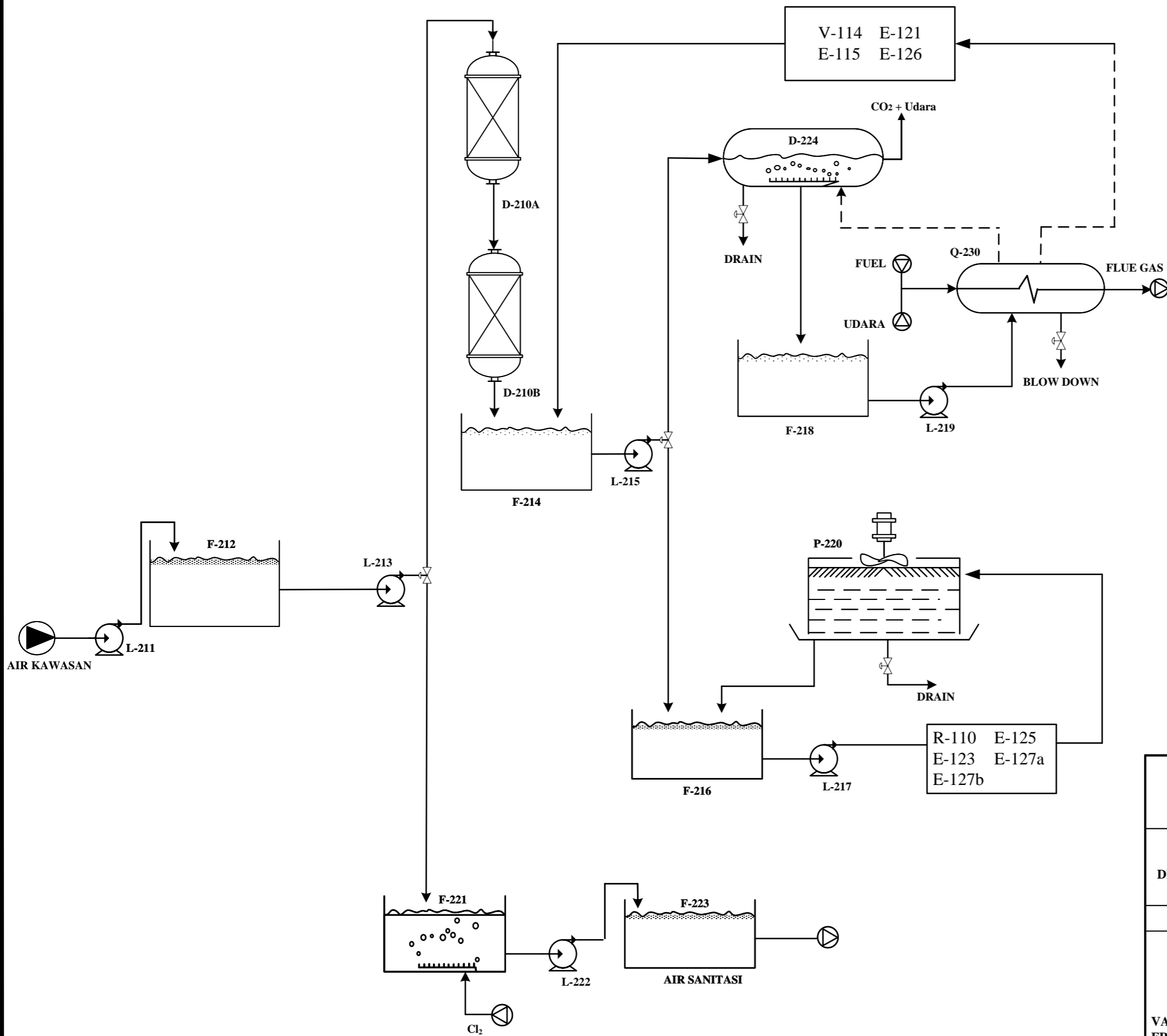
Pada tahap pengolahan ini bertujuan untuk mengendapkan padatan-padatan dan zat-zat terlarut, yang tidak dapat mengendap secara gravitasi, dengan menambahkan zat kimia tertentu sebagai koagulan dan flokulan

c. Pengolahan kedua (*Secondary Treatment*)

Pengolahan kedua menggunakan proses biologis untuk mengurangi bahan-bahan organik melalui mikroorganisme yang ada didalamnya. Pada tahap ini juga dilakukan aerasi yang bertujuan untuk meningkatkan kandungan oksigen dalam limbah cair tersebut. Proses aerasi ini dilakukan hingga didapatkan nilai BOD, COD dan DO yang memenuhi standard yang telah ditetapkan pemerintah

d. Pengolahan ketiga (*Tertiary Treatment*)

Pengolahan ketiga dilakukan untuk menetralkan pH limbah cair dan membunuh bakteri dengan cara menambahkan zat penetral dan desinfektan ke dalamnya. Dalam proses ini juga digunakan karbon aktif dan ion exchanger untuk menyerap ion-ion yang terlarut dalam limbah.



TABEL KEBUTUHAN AIR		
NO	KETERANGAN	JUMLAH (kg/jam)
1	AIR SANITASI	1860,9259
2	AIR UMPAN BOILER	1272,6022
3	AIR PENDINGIN	156484,7061
<b>JUMLAH</b>		<b>159618,2342</b>

17	Q-230	BOILER
16	D-224	DEAERATOR
15	F-223	BAK AIR SANITASI
14	L-222	POMPA KE BAK AIR SANITASI
13	F-221	BAK KLOMINASI
12	P-220	COOLING WATER TOWER
11	L-219	POMPA UMPAN BOILER
10	F-218	BAK AIR UMPAN BOILER
9	L-217	POMPA AIR PENDINGIN
8	F-216	BAK AIR PENDINGIN
7	L-215	POMPA AIR LUNAK
6	F-214	BAK AIR LUNAK
5	L-213	POMPA AIR BERSIH
4	F-212	BAK AIR BERSIH
3	L-211	POMPA AIR KAWASAN
2	D-210B	ANION EXCHANGER
1	D-210A	KATION EXCHANGER
NO	KODE	NAMA ALAT

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

UNIT PENGOLAHAN AIR  
PRA RENCANA PABRIK KARBON TETRAKLORIDA DARI KARBON  
DISULFIDA DAN KLOMIN DENGAN KLOMINASI KAPASITAS 50.000 TON/  
TAHUN

DIRANCANG OLEH :	DOSEN PEMBIMBING :
VALERIE ALPENADA      1914002 FRISCA FITRIANINGRUM    1914017	<b>Faidliyah Nilna Minah ST, MT</b> NIP. 1030400392



## **BAB IX**

### **LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK**

Pemilihan tata letak pabrik merupakan faktor yang sangat berkaitan erat dengan efisiensi perusahaan ditinjau dari segi ekonomi, sedangkan tata letak peralatan proses merupakan faktor dalam pelancaran operasional pabrik. Oleh karena itu, tata letak pabrik dan tata letak peralatan pabrik merupakan dua faktor yang tidak terpisahkan untuk menciptakan lingkungan kerja yang efektif dan efisien sehingga kegiatan operasional pabrik menjadi sangat ekonomis dan menguntungkan.

#### **9.1. Lokasi Pabrik**

Secara geografis, penentuan lokasi pabrik sangat menentukan kemajuan serta kelangsungan dari suatu industri masa kini dan pada masa yang akan datang karena berpengaruh terhadap faktor produksi dan distribusi dari pabrik yang didirikan. Faktor utama dan faktor khusus merupakan faktor yang penting dalam menentukan lokasi pabrik yang tepat.

##### **9.1.1. Faktor utama**

Faktor ini secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik, yaitu meliputi produksi dan distribusi produk yang diatur menurut macam dan kualitasnya. berikut ini termasuk dalam faktor utama adalah:

##### **1. Penyediaan bahan baku**

Bahan baku merupakan hal yang penting dalam operasional suatu pabrik. Hal tersebut ditinjau dari tersedianya bahan baku dan harga bahan baku. Tersedianya bahan baku merupakan faktor yang menentukan dimana lokasi pabrik tersebut didirikan. Idealnya, sumber bahan baku tersedia dekat dengan lokasi pabrik. Hal ini lebih menjamin penyediaan bahan baku, setidaknya dapat mengurangi keterlambatan penyediaan bahan baku, terutama untuk bahan baku yang berat serta mengurangi bahaya atau resiko kerusakan saat pengangkutan bahan baku. Hal-hal yang diperhatikan mengenai bahan baku adalah:

##### **a. Lokasi sumber bahan baku**

- b. Besarnya kapasitas sumber bahan baku dan berapa lama sumber tersebut dapat diandalkan pengadaannya
- c. Kualitas bahan baku
- d. Cara mendapatkan bahan baku dan pengangkutannya
- e. Harga bahan baku serta biaya pengakutanya

Bahan baku karbon disulfida yang akan digunakan sebagai bahan baku utama di pabrik karbon tetraklorida ini di ambil dari PT Indo Bharat Rayon di Indonesia.

## 2. Pemasaran (*Marketing*)

Pemasaran merupakan salah satu faktor penting dalam industri kimia. Karena berhasil atau tidaknya pemasaran akan menentukan keuntungan industri tersebut. Hal-hal yang harus diperhatikan adalah:

- a. Tempat pemasaran produk
- b. Kebutuhan produk pada masa kini dan yang akan datang
- c. Pengaruh persaingan yang ada
- d. Jarak pemasaran dari lokasi pabrik dan sarana pengangkutan untuk daerah pemasaran

## 3. Utilitas

Unit utilitas dalam suatu pabrik sangatlah penting karena merupakan sarana bagi kelancaran prosek produksi. Unit utilitas terdiri dari :

### a. Air

Air merupakan kebutuhan yang penting dalam industri kimia. Air digunakan untuk kebutuhan proses, media pendingin, air sanitasi dan kebutuhan lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan ini, air diambil dari air kawasan dan air PDAM. Air kawasan diolah terlebih dahulu pada unit utilitas untuk menghasilkan air yang berkualitas sesuai dengan ketentuan. Air PDAM hanya bersifat cadangan.

Untuk itu perlu diperhatikan mengenai:

- a. Sampai berapa jauh sumber ini dapat melayani kebutuhan pabrik.
- b. Kualitas sumber air yang tersedia.
- c. Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan.

b. Listrik dan bahan bakar

Listrik dan bahan bakar dalam industri mempunyai peranan yang sangat penting terutama sebagai motor penggerak, penerangan dan untuk memenuhi kebutuhan lainnya. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah:

- a. Jumlah listrik di daerah tersebut
- b. Harga tenaga listrik
- c. Persediaan tenaga listrik di masa mendatang
- d. Mudah atau tidaknya mendapatkan bahan bakar

Sumber listrik diperoleh dari PLN, walaupun demikian tenaga generator sangat diperlukan sebagai cadangan yang harus siap bila setiap saat diperlukan, karena listrik PLN tidak secara terus-menerus berfungsi dengan baik yang disebabkan oleh pemeliharaan atau perbaikan jaringan listrik.

### 9.1.2. Faktor khusus

Adapun yang termasuk dalam faktor khusus antara lain:

1. Transportasi

Masalah transportasi perlu diperhatikan agar kelancaran *supply* bahan baku dan penyaluran produk dapat terjamin dengan biaya yang serendah mungkin dan dalam waktu yang singkat. Karena itu perlu diperhatikan fasilitas-fasilitas yang ada seperti:

- a. Jalan raya yang dapat dilalui oleh kendaraan roda empat
- b. Jalan/rel kereta api
- c. Pelabuhan
- d. Sungai yang dapat dilayari oleh kapal atau perahu

2. Tenaga kerja

Kebutuhan tenaga kerja baik tenaga kasar atau tenaga ahli perlu diperhatikan karena akan berpengaruh terhadap kinerja dan kelancaran dari perusahaan. Tingkat pendidikan masyarakat dan tenaga kerja juga menjadi pendukung pendirian pabrik ini. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam hal ini adalah:

- a. Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang diinginkan
- b. Keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang ada
- c. Tingkat penghasilan tenaga kerja di daerah tersebut

### 3. Buangan pabrik

Hal ini berkaitan dengan usaha pencegahan lingkungan yang disebabkan oleh buangan pabrik yang berupa gas, cair maupun padat, dan memperhatikan peraturan pemerintah. Apabila buangan pabrik berbahaya bagi kehidupan di sekitarnya, maka ada beberapa hal yang harus diperhatikan:

a. Cara pengeluaran bentuk buangan, terutama yang berhubungan dengan peraturan pemerintah dan peraturan setempat

b. Masalah pencemaran yang akan timbul

Jika buangan pabrik dapat merugikan lingkungan sekitar dan tidak sesuai dengan peraturan pemerintah maka buangan harus dilakukan pengolahan terlebih dahulu.

### 4. Karakteristik lokasi

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam memilih lokasi adalah:

a. Apakah daerah tersebut merupakan lokasi bebas sawah, rawa, bukit, dan sebagainya.

b. Apakah termasuk daerah pedesaan atau perkotaan serta harga tanah, karena harga tanah yang relatif rendah memungkinkan untuk mendapatkan tanah yang luas sehingga dapat digunakan untuk perluasan pabrik.

### 5. Peraturan perundang-undangan

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah sebagai berikut:

a. Ketentuan-ketentuan mengenai daerah tersebut.

b. Ketentuan mengenai jalan umum yang ada.

c. Peraturan perundang-undangan dari pemerintah dan daerah setempat.

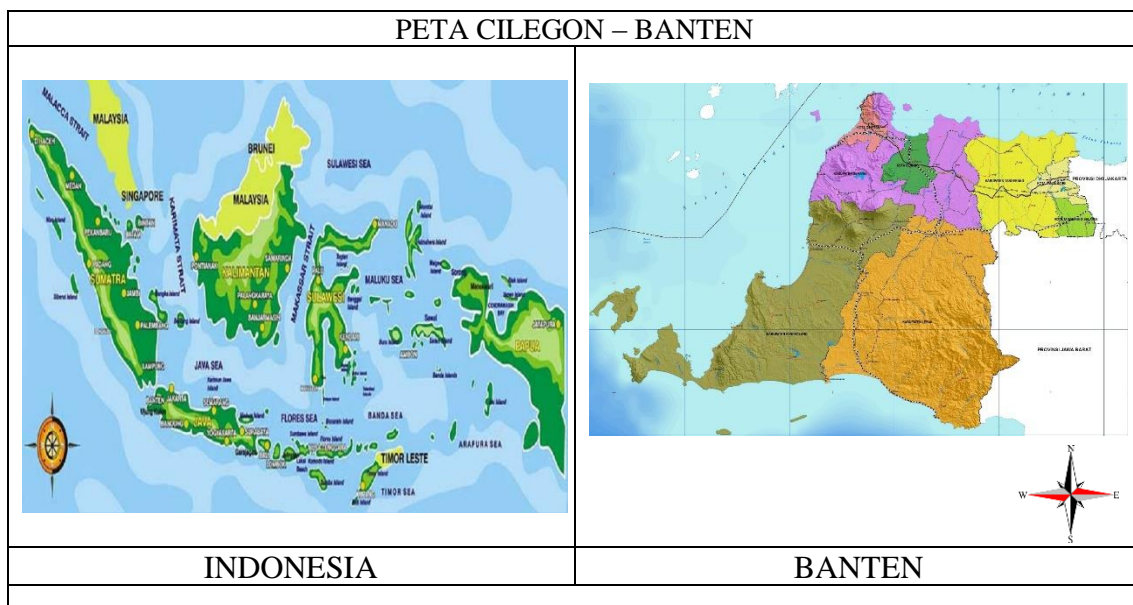
## 9.2. Pemilihan Lokasi

Berdasarkan faktor-faktor tersebut, maka pabrik karbon tetraklorida dari karbon disulfida dan gas klorin dengan proses klorinasi ini direncanakan berlokasi di Rawa Arum, Kecamatan Purwakarta. Kota Cilegon. Bante.

Dasar pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik adalah:

a. Suatu pabrik sebaiknya didirikan di daerah yang dekat dengan sumber bahan baku, disamping itu, harus diperhatikan jarak pabrik tersebut dengan daerah pemasaran, sehingga pengadaan transportasi mudah diatasi. Bahan baku utama yang digunakan dalam pembuatan karbon tetraklorida adalah karbon disulfida dan gas klorin.

- b. Pembelian bahan baku dan penjualan produk dapat dilakukan melalui darat.
- c. Dalam pendirian suatu pabrik, tenaga listrik dan bahan bakar adalah faktor penunjang yang paling penting.
- d. Sebagai kawasan industri, daerah ini merupakan salah satu tujuan para pencari kerja. Di daerah ini tersedia tenaga kerja terdidik maupun yang tidak terdidik serta tenaga terlatih maupun tidak terlatih.
- e. Tanah yang tersedia untuk lokasi pabrik masih cukup luas dengan harga yang terjangkau.
- f. Ekspansi pabrik dimungkinkan karena tanah yang tersedia cukup luas dan di sekeliling lahan tersebut belum banyak berdiri pabrik serta tidak mengganggu pemukiman penduduk.
- g. Sikap masyarakat diperkirakan akan mendukung pendirian pabrik ini karena akan menjamin tersedianya lapangan kerja bagi mereka.





LOKASI PABRIK- Pra Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida

Gambar 9.1. Peta Lokasi Pabrik Karbon Tetraklorida

### 9.3. Tata Letak Pabrik (*Plant Lay Out*)

Tata letak pabrik adalah pembagian ruangan atau luasan pabrik untuk peletakan bangunan dan peralatan pabrik. Bangunan dan peralatan pabrik yang dimaksud adalah storage bahan baku, ruang proses sesudah storage bahan baku hingga menjadi produk, kantor dan ruang lainnya yang menunjang pada kegiatan pabrik. Peletakan ruangan-

ruangan tersebut dimaksudkan agar pabrik bisa beroperasi secara efektif dan efisien. Perencanaan tata letak pabrik diatur sedemikian rupa untuk menunjang operasi yang baik, konstruksi yang ekonomis, ruang gerak bagi karyawan yang memadai dan keselamatan kerja karyawan.

Desain yang rasional harus memasukkan unsur lahan proses, persediaan dan lahan alternatif dalam posisi yang efisien dan dengan mempertimbangkan beberapa faktor berikut:

- a. Urutan proses produksi.
- b. Pengembangan lokasi baru atau penambahan/perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang.
- c. Distribusi ekonomi pada pengadaan air, *steam* proses, tenaga listrik dan bahan baku.
- d. Pemeliharaan dan perbaikan.
- e. Keamanan terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja.
- f. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat.

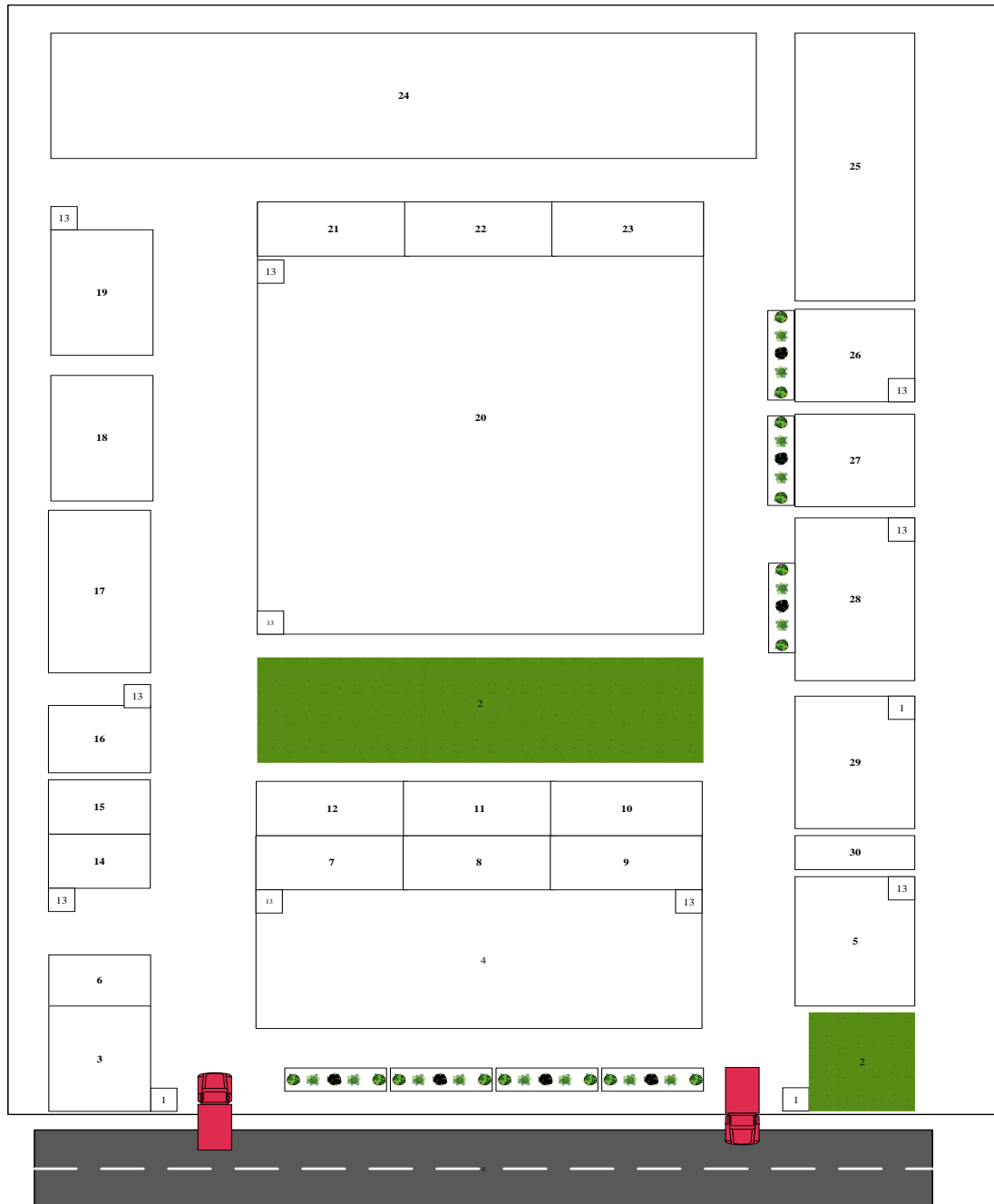
- g. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
- h. Masalah pembuangan limbah cair.
- i. *Service area*, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

### **9.3.1. Tata letak bangunan pabrik (*Master Pilot Plant*)**

Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam pengaturan tata letak ruangan antara lain:

- a. Letak bangunan sesuai dengan urutan proses.
- b. Letak bangunan kantor dan bangunan untuk proses harus terpisah, hal ini dimaksudkan untuk mencegah terjadinya bahaya yang mungkin timbul.
- c. Penanganan bahan buangan pabrik.
- d. Bahan baku dan produk dapat diangkut dengan mudah.
- e. Ruang yang cukup agar pekerja dan pergerakan pemindahan dapat bergerak leluasa.
- f. Mengurangi keterlambatan pekerjaan seminimal mungkin.
- g. Ventilasi dan penerangan yang cukup pada bangunan pabrik.

**Gambar 9.2** Tata Letak Bangunan (*Plant Layout*) Pra Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida





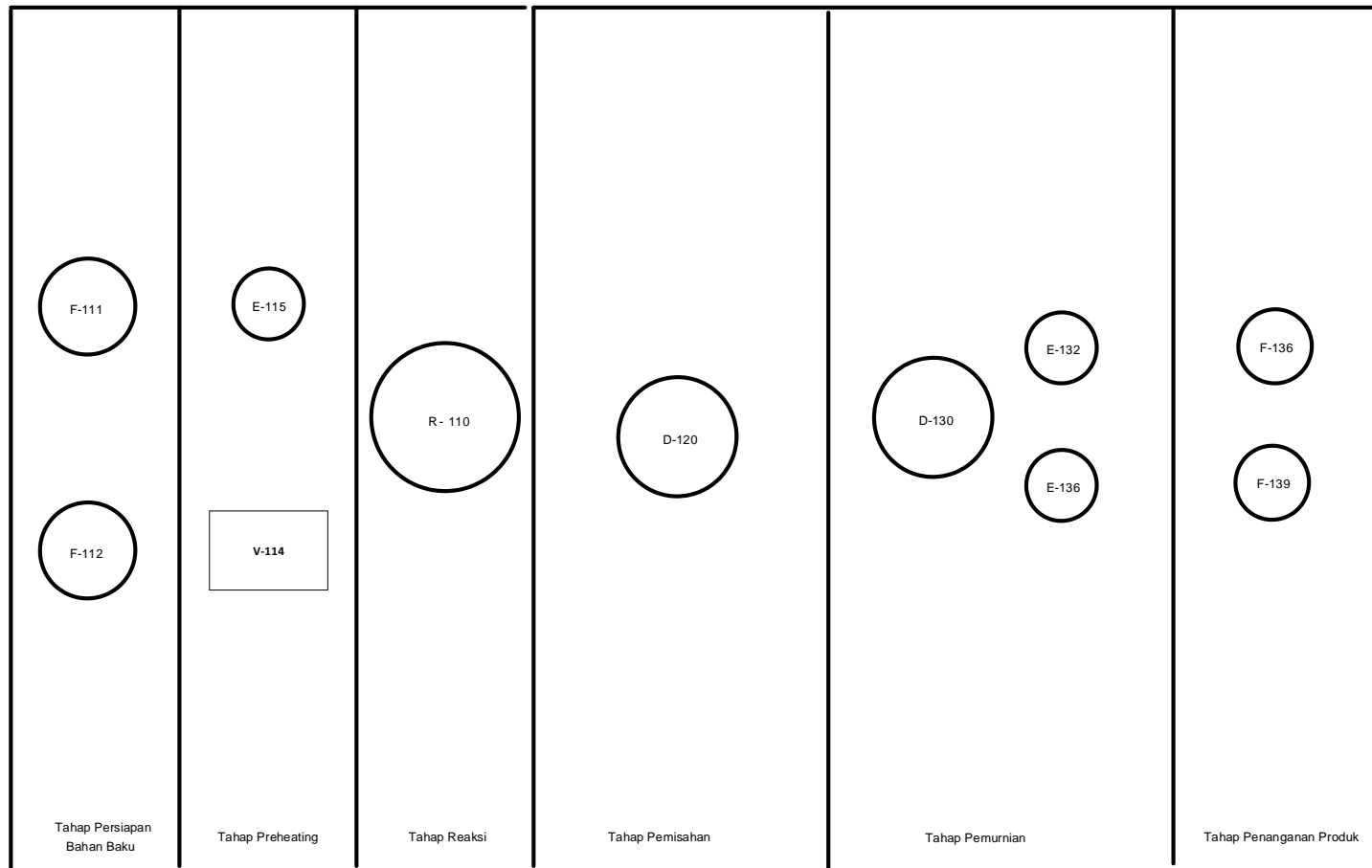
**Keterangan Gambar :**

1. Pos keamanan	16. Musholla
2. Taman	17. Pemadam Kebakaran
3. Tempat parkir karyawan	18. Gudang Klorin
4. Kantor direktur utama	19. Gudang Karbon disulfida
5. Aula Serbaguna	20. Area Proses
6. Tempat Parkir tamu	21. Laboratorium
7. Perpustakaan	22. Ruang Kontrol
8. Poliklinik	23. Ruang Kepala Staff Pabrik
9. Kantor adminitrasi dan <i>Human Rescource Management</i>	24. Area Perluasan Pabrik
10. Kantor divisi utilitas dan divisi produksi	25. Area Utilitas
11. Kantor divisi marketing dan keuangan	26. Kantor LITBANG
12. Kantor divisi Teknik	27. Pengendalian Mutu
13. Toilet	28. Storage Produk
14. Kantin	29. Parkir Truk
15. Koperasi	30. Timbangan truk

### **9.3.2. Tata letak peralatan pabrik**

Tata letak peralatan adalah cara menempatkan peralatan-peralatan di dalam pabrik sedemikian rupa sehingga pabrik dapat bekerja secara efektif dan efisien. Perencanaan yang baik dalam tata letak pabrik harus mencakup arus proses, storage dan material yang efisien serta diharapkan adanya kombinasi yang sempurna. Dalam menentukan tata letak peralatan pabrik anhidrida asetat ini perlu memperhatikan beberapa faktor, antara lain:

- a. Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan lainnya untuk memudahkan pemeriksaan, perawatan serta dapat menjamin keselamatan kerja.
- b. Diusahakan agar setiap alat tersusun berurutan menurut fungsinya masing-masing, sehingga tidak menyulitkan dalam pengoperasian.
- c. Walaupun dalam ruangan yang penuh alat, harus diusahakan dapat menimbulkan suasana kerja yang menyenangkan.
- d. Letak peralatan harus memperhatikan keselamatan kerja operatornya.



**Gambar 9.3. Tata Letak Peralatan Proses (Process Layout)**

#### 9.4. Perkiraan Luas Pabrik

Luasan pabrik perlu dirancang untuk mendapatkan kelancaran produksi dan meminimalkan biaya produksi. Untuk memperkirakan luasan pabrik dapat dimulai dari rangkaian proses yang ada, selanjutnya dengan memperhatikan fasilitas penunjang untuk kelancaran proses. Beberapa fasilitas proses produksi beserta penunjangnya adalah sebagai berikut:

- a. Pos keamanan
- b. Fasilitas untuk bahan baku dan bahan jadi, antara lain: parkir kendaraan besar (truk) dan gudang bahan baku
- c. Fasilitas proses produksi, antara lain: ruang proses, laboratorium, storage bahan jadi, boiler, unit pengolahan air, unit pemadam kebakaran, pembangkit listrik, storage bahan bakar, bengkel, dan garasi
- d. Perkantoran
- e. Fasilitas umum, antara lain: parkir kendaraan karyawan, ruang serba guna, perpustakaan, toilet, ruang ibadah, poliklinik, dan kantin
- f. Fasilitas tamu yaitu parkir kendaraan tamu
- g. Lingkungan hidup dengan fasilitas taman

**Tabel 9.1.** Perkiraan Luas Pabrik

No	Lokasi	Ukuran (m)	Jumlah	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Pos keamanan	4x4	3	48
2	Taman	20x15	1	300
3	Tempat parkir karyawan	20x15	1	300
4	Kantor direktur utama	40x20	1	800
5	Aula Serbaguna	30x20	1	600

6	Tempat Parkir tamu	20x15	1	300
7	Perpustakaan	12x20	1	240
8	Poliklinik	20x15	1	300
9	Kantor adminitrasi dan <i>Human Rescource Management</i>	20x10	1	200
10	Kantor divisi utilitas dan divisi produksi	12x20	1	240
11	Kantor divisi marketing dan keuangan	12x20	1	240
12	Kantor divisi Teknik	12x20	1	240
13	Toilet	4x3	10	120
14	Kantin	12x10	1	120
15	Koperasi	12x10	1	120
16	Musholla	14x10	1	140
17	Pemadam Kebakaran	20x15	1	300
18	Gudang Klorin	20x10	1	200
19	Gudang Karbon disulfida	20x10	1	200
20	Area Proses	50x100	1	500
21	Laboratorium	15x10	1	150
22	Ruang Kontrol	15x10	1	150

23	Ruang Kepala Staff Pabrik	12x10	1	120
24	Area Perluasan Pabrik	70x100	1	7000
25	Area Utilitas	50x100	1	5000
26	Kantor LITBANG	10x15	1	150
27	Pengendalian Mutu	10x15	1	150
28	Storage Produk	30x20	1	600
29	Parkir Truk	20x20	1	400
30	Timbangan truk	20x13	1	260
	Jumlah		41	

Kebutuhan tanah = 19.488 m<sup>2</sup>

Luas tanah tersedia = 68.562,87 m<sup>2</sup>

## **BAB X**

### **STRUKTUR ORGANISASI**

Organisasi yang terstruktur dengan baik dapat lebih mudah menciptakan hubungan kerjasama antar departemen agar mencapai tujuan bersama. Struktur organisasi memberi setiap perusahaan kekuatan untuk melakukan tugas dan mengatur hubungan struktural. Organisasi dibentuk untuk memfasilitasi tindakan dan membangun hubungan yang dinamis untuk beradaptasi dengan setiap perubahan dengan mudah sehingga tujuan bersama dapat dicapai.

#### **10.1. Dasar Perusahaan**

Bentuk perusahaan	: Perseroan Terbatas (PT)
Lokasi Pabrik	: Rawa Arum kecamatan Purwakarta. Kota Cilegon. Banten
Lapangan Usaha	: Memproduksi karbon tetraklorida
Kapasitas Produksi	: 50.000 ton/tahun
Modal	: Penanaman modal dalam negeri (PMDN)

#### **10.2. Bentuk Perusahaan**

Pabrik Karbon tetraklorida direncanakan berstatus perusahaan swasta nasional, untuk organisasi pabrik yang digunakan adalah perseroan terbatas (PT) dimana untuk kekuasaan tertinggi terletak di pemegang saham yang diwakili oleh dewan komisaris. Operasi pabrik sehari-hari dilaksanakan oleh dewan direksi dan dibantu oleh staff pabrik dan kantor. Pemilihan organisasi diatas berdasarkan:

1. Status hukum lebih kuat dan diakui dibandingkan dengan badan hukum perusahaan lainnya sehingga lebih mudah dalam proses peminjaman modal uang dari bank
2. Modal menjadi besar dan mudah karena didapatkan dari beberapa hasil penjualan sahan setelah pabrik berjalan dengan administrasi jelas
3. Sistem manajemen yang efisien dikarenakan pemegang saham dapat memilih dewan komisari dan direktur utama yang dianggap cakap dan berpengalaman
4. Perusahaan lebih terjaga dikarenakan tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi maupun staf dan juga karyawan.

#### **10.3. Struktur Organisasi Perusahaan**

Struktur organisasi yang digunakan yaitu sistem garis dan staff karena sistem ini diyakini model yang tepat dimana dibutuhkan sentralisasi kontrol yang tinggi dalam

mengambil keputusan yang tepat dan sistem ini organisasi memiliki arus wewenang yang langsung dari pimpinan tertinggi ke karyawan melalui beberapa pejabat pada macam tingkatan yang berbeda. Hal-hal yang digunakan sebagai pertimbangan untuk memilih sistem ini adalah:

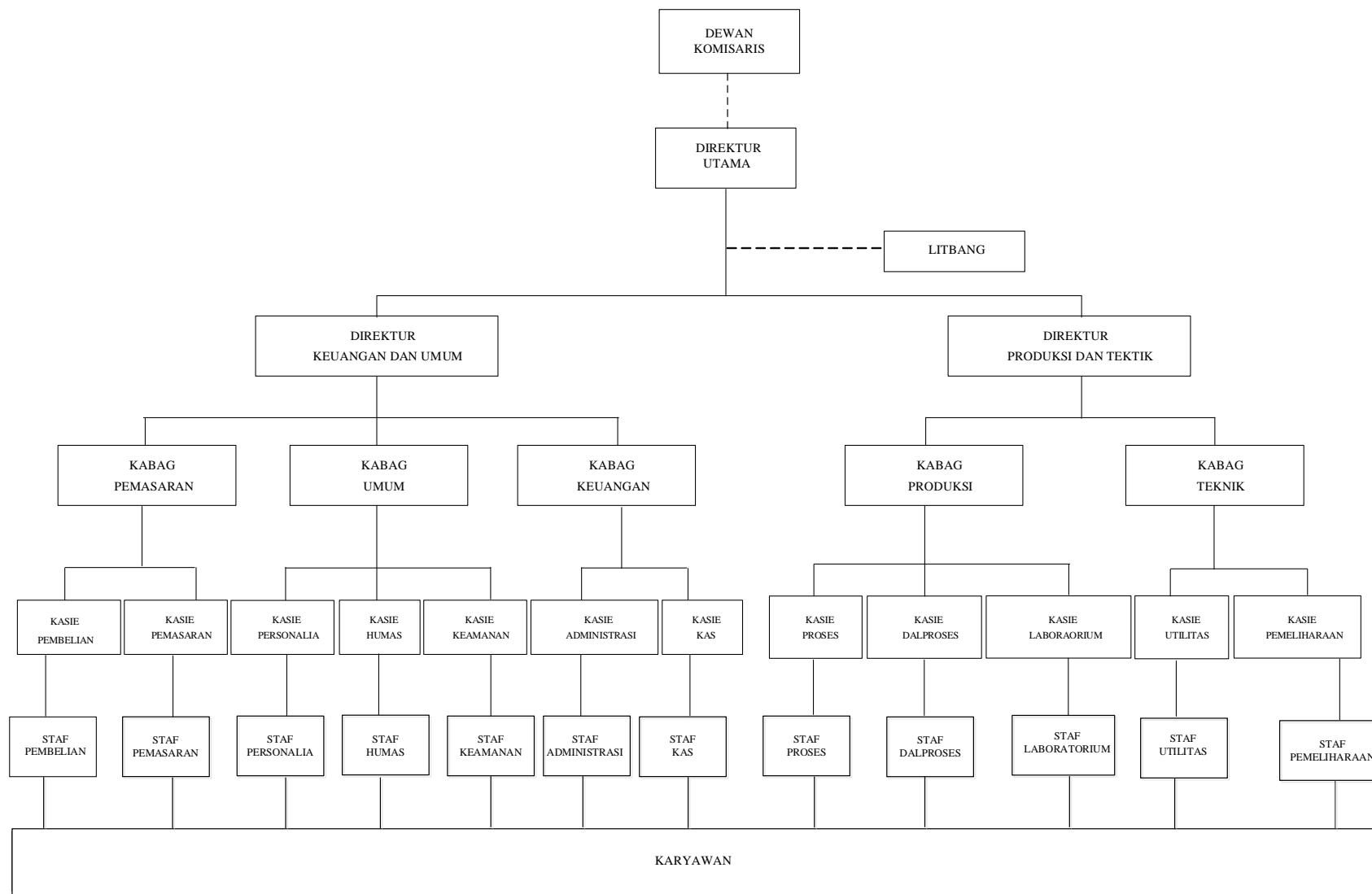
1. Struktur yang sederhana dan mudah dipahami
2. Wewenang dan tanggung jawab pada setiap posisi yang ada jelas serta karyawan bertanggung jawab langsung pada seorang pemimpin
3. Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah yang jelas sehingga kerja akan lebih disiplin dan efektif
4. Struktur yang sederhana dan mudah dipahami memudahkan dalam pengambilan keputusan

Pada sistem garis dan staf memiliki kelemahan seperti:

- a. Pimpinan pada tiap seksi harus bertanggung jawab atas beberapa tugas dan pimpinan tidak harus memiliki keahlian di semua bidang
- b. Pimpinan dari setiap departemen harus dapat mengarahkan karyawan dan menggunakan alat proses, menemukan proses produksi baru, menawarkan kenaikan gaji dan melatih karyawan baru
- c. Pemimpin seksi terlibat dalam pekerjaan administrasi sehingga mengembangkan rencana membutuhkan banyak waktu
- d. Sulit untuk membentuk karyawan ahli karena masalah akan selesai dengan sendirinya

Berdasarkan kelebihan-kelebihan sistem organisasi garis dan staf di atas maka dapat dipakai sebagai bahan pertimbangan untuk menentukan sistem organisasi perusahaan pada Pra Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida ini, yaitu menggunakan sistem organisasi garis dan staf. Pembagian tanggung jawab dan wewenang berdasarkan departemen. Pada setiap departemen dibagi lagi menjadi bagian-bagian yang lebih kecil lagi yaitu divisi. Kemudian tiap divisi akan dibagi lagi menjadi unit-unit.





**Gambar 10.1.** Struktur Organisasi Pra Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida

#### 10.4. Tugas dan Tanggung Jawab (*Job Description*)

##### 1. Pemegang Saham

Pemegang saham yaitu pemilik perusahaan dengan jumlah ekuitas tergantung pada besarnya saham yang dimiliki. Kekuasaan tertinggi berada pada pemegang saham yang memilih direktur dan anggota dewan komisaris pada rapat pemegang saham dan menetapkan gaji direktur. Kekuasaan pemegang saham meliputi:

- a. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris
- b. Mengangkat dan memberhentikan dewan direksi
- c. Mengesahkan hasil operasi dan laba rugi tahunan

##### 2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris adalah badan tertinggi dalam perusahaan yang bertindak sebagai perwakilan pemegang saham, diangkat sesuai dengan ketentuan perjanjian dan dapat ditarik kembali setiap saat dalam Rapat Umum Pemegang Saham. Jika mengambil tindakan yang bertentangan dengan anggaran dasar perseroan. Tugas dewan komisaris antara lain :

- a. Memutuskan kebijaksanaan perusahaan
- b. Mengevaluasi dan memantau hasil yang dicapai oleh perusahaan
- c. Memberikan saran kepada direktur ketika direktur ingin melakukan perubahan di perusahaan
- d. Menyetujui atau menolak rancangan draf yang diajukan direktur.

##### 3. Direktur Utama

Direktur utama adalah pimpinan kepala eksekutif diperusahaan yang dibantu oleh direktur teknik dan direktur administrasi dalam menjalankan tugas sehari-hari.

Tugas dan wewenang direktur utama meliputi:

- Pelaksanaan kebijakan dan pertanggungjawaban kepada pemegang saham pada akhir masa jabatannya
- Mendukung stabilitas organisasi perusahaan dan membantu kelangsungan hubungan baik antara pemegang saham, pimpinan, konsumen dan karyawan
- Memperkerjakan dan memberhentikan kepala departemen dengan persetujuan RUPS
- Kerjasama dengan direktur produksi, direktur keuangan dan hal-hal umum dalam pengelolaan perusahaan

Tugas direktur teknik dan produksi meliputi:

- Bertanggung jawab pada direktur utama bidang produksi dan teknik
- Mengkoordinasikan, mengorganisasikan, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan para kepala departemen dibawahnya

Tugas direktur keuangan dan umum meliputi:

- Bertanggung jawab kepada direktur utama pada bidang keuangan dan pelayanan umum
- Mengkoordinasikan dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala departemen yang menjadi bawahannya

#### 4. Kepala bagian

Pada hakekatnya tugas kepala bagian adalah mengkoordinasikan, mengarahkan dan mengendalikan pelaksanaan pekerjaan internal bagian/departemen sesuai dengan petunjuk pimpinan perusahaan. Kepala bagian terdiri atas:

##### a. Kepala bagian produksi

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang kualitas dan alur produksi. Kepala bagian produksi mengontrol:

Seksi proses, yang bertugas sebagai :

- Memantau jalannya proses dan produksi
- Melakukan tindakan yang diperlukan terhadap peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum seksi yang berwenang memperbaikinya

Seksi pengendalian, yang bertugas sebagai :

- Memantau masalah yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada

Seksi laboratorium, yang bertugas sebagai :

- Memantau dan menganalisa kualitas produksi dan bahan pembuatan
- Memantau dan menganalisa kualitas produksi
- Memantau masalah yang terkait dengan bagian pabrik
- Membuat laporan berkala ke bagian produksi

##### b. Kepala bagian teknik

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang peralatan. Kepala bagian teknik mengontrol:

Seksi pemeliharaan, bertanggung jawab untuk:

- Melakukan pemeliharaan dan perbaikan fasilitas gedung dan peralatan proses

Seksi perawatan, bertanggung jawab untuk:

- Maintenance, pemeliharaan gedung, taman, dan peralatan proses termasuk utilitas
- Memperbaiki peralatan yang rusak dan mempersiapkan suku cadang, agar peralatan tersebut dapat digunakan kembali dalam proses produksi

Seksi utilitas, bertanggung jawab untuk:

- Melaksanakan dan mengelola sarana utilitas sesuai dengan kebutuhan proses, air, steam dan tenaga listrik

c. Kepala bagian pemasaran

Bertanggung jawab kepada direktur produksi untuk bahan baku dan pemasaran produk. Kepala bagian pemasaran menangani:

Seksi pembelian, yang bertugas sebagai berikut:

- Melakukan pemasaran akuisisi barang dan peralatan yang diperlukan
- Mengetahui harga pasar dan kualitas bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang

Seksi pemasaran, yang bertugas sebagai berikut:

- Merencanakan strategi hasil produksi
- Memanajemen produksi dan distribusi hasil produksi

d. Kepala bagian umum

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia (SDM), hubungan masyarakat dan keamanan. Seksi-seksi yang dibawahinya meliputi :

Seksi personalia (SDM), yang bertugas sebagai berikut:

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan lingkungannya sehingga tidak ada waktu dan biaya yang terbuang percuma
- Mengupayakan disiplin kerja yang tinggi untuk menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis

Seksi humas, yang bertugas sebagai berikut:

- Menjalin hubungan baik dengan masyarakat sekitar perusahaan dan pemerintah

Seksi keamanan, yang bertugas sebagai berikut:

- Menjaga semua bagian pabrik dan fasilitas perusahaan
- Memantau keluar masuknya orang termasuk karyawan dan non karyawan di dalam perusahaan

e. Kepala bagian keuangan

Bertanggung jawab untuk merencanakan dan memantau keluar masuknya arus kas perusahaan. Seksi-seksi yang dibawahinya meliputi :

Seksi administrasi, yang bertugas sebagai berikut:

- Menyelenggarakan pencatatan akuntansi umu, manajemen perlengkapan kantor dan masalah akuntansi serta perpajakan

Seksi kas, yang bertugas sebagai berikut:

- Menghitung penggunaan kas perusahaan, mengelola kas perusahaan dan menyusun perkiraan kebutuhan ekonomi di masa depan

f. Litbang

Research and Development terdiri atas para ahli sebagai pembantu direktur dan bertanggung jawab kepada direktur.

Tugas dan wewenang :

- Mempelajari mutu produk
- Memperbaiki proses pabrik atau merencanakan alat pengembangan produksi
- Mengadakan penelitian pemasaran produk kesuatu tempat
- Memperbaiki efisiensi kerja

g. Kepala regu

Kepala regu adalah pelaksana pekerjaan departemennya sendiri sesuai dengan rencana yang telah dibuat oleh masing-masing para kepala seksi untuk mencapai hasil yang terbaik dan efisien dalam proses produksi. Setiap kepala regu bertanggung jawab kepada kepala seksi masing-masing sesuai dengan seksinya.

### **10.5. Jaminan Sosial**

Jaminan sosial adalah jaminan yang diberikan kepada karyawan jika terjadi sesuatu hal yang bukan karena kesalahannya mereka sendiri menyebabkan mereka tidak dapat bekerja. Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan adalah:

a. Tunjangan

- Tunjangan selain gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang telah dilakukannya dan lama waktu mereka bekerja kepada perusahaan tersebut
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja di luar jam kerja yang telah ditetapkan (khusus untuk tenaga kerja shift).

b. Fasilitas

Fasilitas yang disediakan antara lain seragam kerja untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja (helm, sarung tangan, sepatu boot, kacamata pelindung dan lain-lain), angkutan bagi karyawan, kendaraan dinas, tempat tinggal dan lain-lain.

c. Pengobatan

Untuk pengobatan dan perawatan pertama dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan secara cuma-cuma kepada karyawan yang membutuhkan dengan ketentuan sebagai berikut:

- Untuk pengobatan dan perawatan yang dilakukan pada rumah sakit yang telah ditunjuk akan diberikan secara cuma-cuma
- Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya dalam menjalankan tugas perusahaan, biaya pengobatan akan ditanggung penuh oleh perusahaan.

d. Insentive atau bonus

Insentive diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan menanamkan semangat kerja karyawan. Jumlah insentive ini dibagi sesuai dengan kelas dan posisi/jabatan. Pemberian insentive untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi berdasarkan tingkat pendapatan dan target yang dicapai.

e. Cuti

- Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya
- Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter
- Cuti hamil selama 3 bulan bagi tenaga kerja wanita

- Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan

### **10.6. Jadwal dan Jam kerja**

Pabrik ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan yaitu:

#### **a. Karyawan non shift**

Bekerja selama 6 hari dalam seminggu (total kerja 40 jam per minggu) sedangkan hari minggu dan hari besar libur. Pegawai non shift ini termasuk karyawan yang tidak langsung menangani operasi pabrik, misalnya : direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor/administrasi dan divisi-divisi di bawah tanggung jawab non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu.

Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut:

- Senin – Kamis  
Pagi: 08.00 - 12.00 (Istirahat : 12.00 – 13.00)  
Sore: 13.00 – 16.00
- Jum'at  
Pagi: 08.00 – 11.00 (Istirahat : 11.00 – 13.00)  
Sore: 13.00 – 16.00
- Sabtu  
Pagi: 08.00 - 12.00 (Istirahat : 12.00 – 13.00)  
Sore: 13.00 – 16.00

#### **b. Karyawan shift**

Sehari bekerja 24 jam, yang terbagi dalam 3 shift. Karyawan shift ini termasuk karyawan yang secara langsung menangani proses operasi pabrik, misalnya: Laboratorium dan mutu, operator, utilitas, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Ketentuan jam kerja pegawai shift sebagai berikut:

Shift I : 07.00 – 15.00

Shift II : 15.00 – 23.00

Shift III : 23.00 – 07.00

Jadwal kerja dibagi dalam empat minggu dan empat kelompok (regu). Setiap kelompok kerja akan mendapatkan libur satu kali dari tiga kali shift.

**Tabel 10.1.** Jadwal Kerja Karyawan Shifts

REGU	HARI											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
I	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
II	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
III	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
IV	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P

Keterangan :

P = Shift pagi    M = Shift Malam

S = Shift siang    L = Libur

Karena kemajuan suatu pabrik atau perusahaan tergantung pada kedisiplinan karyawannya, maka salah satu cara untuk menciptakan kedisiplinan adalah dengan memberlakukan absensi. Dari mulai direktur utama sampai karyawan kebersihan diberlakukan absensi setiap jam kerjanya yang nantinya dapat menjadi pertimbangan perusahaan dalam meningkatkan karier karyawannya.

### 10.7. Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan

Penggolongan dan tingkat pendidikan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dalam struktur organisasi Pra Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida (gambar 10.1) sebagai berikut :

1. Direktur Utama : Sarjana Teknik Kimia Strata 2
2. Direktur Produksi dan teknik : Sarjana Teknik Kimia Strata 2
3. Direktur Administrasi dan Keuangan : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA). Strata 2
4. Manager
  - a. Plant Manager : Sarjana Teknik Kimia Strata 2
  - b. Office Manager : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA). Strata 2
5. Penelitian & Pengembangan : Sarjana Kimia (MIPA), T. Kimia, Ekonomi
6. Kepala Bagian
  - a. Bagian Produksi : Sarjana Teknik Kimia
  - b. Bagian Teknik : Sarjana Teknik Mesin
  - c. Bagian Keuangan : Sarjana Ekonomi
  - d. Bagian pemasaran : Sarjana ekonomi-manajemen
  - e. Bagian Umum : Sarjana Psikologi Industri



7. Kepala Seksi
- a. Seksi Proses : Sarjana Teknik Kimia
  - b. Seksi Gudang : (D<sub>3</sub>) Teknik Kimia
  - c. Seksi Utilitas : Sarjana Teknik Mesin, Teknik Elektro
  - d. Seksi Bengkel dan Perawatan : Sarjana Teknik Mesin
  - e. Seksi QC. dan Laboratorium : Sarjana Teknik Kimia, Kimia (MIPA)
  - f. Seksi Penjualan dan Pembelian : Sarjana Ekonomi dan Promotion
  - g. Seksi Humas dan Personalia : Sarjana Psikologi dan Hukum
  - h. Seksi Administrasi Keuangan : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
  - i. Seksi Keamanan dan Keselamatan : Diploma / SMU / SMK
  - j. Seksi Pengendalian : Sarjana Teknik Mesin, Teknik Elektro
  - k. Seksi Logistik : Diploma / SMU / SMK
  - l. Dokter : Sarjana Kedokteran
  - m. Seksi Kebersihan : Diploma (D<sub>3</sub>) SMU / SMK
8. Karyawan : Diploma (D<sub>3</sub>) SMU / SMK.

### 10.8. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Perhitungan jumlah tenaga operasional didasarkan pada pembagian proses yang dikerjakan. Pada pra rencana pabrik karbon tetraklorida, proses yang dilakukan terbagi didalam beberapa tahap, yaitu :

- a. Proses Utama
  - 1. Penyiapan Bahan Baku
  - 2. Tahap Reaksi
  - 3. Tahap Pemisahan
  - 4. Tahap Penanganan Produk Akhir
- b. Tahap Tambahan/Pembantu
  - 1. Laboratorium
  - 2. Utilitas, terdiri dari :
    - Boiler
    - Pengolahan air
    - Listrik
    - Pemeliharaan
    - Pengolahan limbah

Dari proses keseluruhan diketahui tenaga operasional yang dibutuhkan adalah 6 tahap dan jumlah hari kerja yang dilakukan dalam 1 tahun adalah 330 hari kerja.

$$\text{Kapasitas produksi (P)} = \frac{50.000 \text{ ton/tahun}}{330 \text{ hari/tahun}} = 151,5151 \text{ ton/hari}$$

Dari *Vibrant & Dryen*, Fig 6.35, hal 235, diperoleh banyaknya karyawan untuk kapasitas produksi 50.000 ton/tahun dan beroperasi 330 hari/tahun yaitu :

$$M = 15,2P^{0,25}$$

$$M = 15,2 \times (151,5151)^{0,25}$$

$$M = 53,328 \text{ orang.jam/hari} = 54 \text{ orang.jam/hari}$$

$$\text{Jumlah karyawan} = 54 \text{ orang.jam/hari}$$

Karena jumlah proses keseluruhan terbagi dalam 6 tahap, maka:

$$\begin{aligned} \text{Karyawan proses} &= 54 \text{ orang .jam/hari} \times 6 \text{ tahap} \\ &= 324 \text{ orang.jam/hari} \end{aligned}$$

Karena setiap karyawan *Shift* bekerja selama 8 jam/hari dan terdapat 3 shift, maka:

$$\begin{aligned} \text{Jumlah karyawan proses} &= \frac{324 \text{ orang.jam}}{\text{hari}} \times \frac{1}{3 \text{ shift/hari}} \times \frac{1}{8 \text{ jam}} \\ &= 13,5 \text{ orang/sift.hari} = 14 \text{ orang/shift.hari} \end{aligned}$$

Karena karyawan *Shift* terdiri atas 4 regu, yakni 3 regu bekerja dan 1 regu libur, maka

$$\begin{aligned} \text{Jumlah karyawan proses keseluruhan} &= 14 \text{ orang hari /Shift} \times 4 \text{ regu} \\ &= 56 \text{ orang setiap hari (untuk 4 regu)} \end{aligned}$$

Jumlah karyawan proses 56 terdiri dari:

- Karyawan Seksi Produksi/Proses = 20 orang
- Karyawan Seksi Utilitas = 8 orang
- Karyawan Seksi Mutu & Lab = 8 orang
- Karyawan Seksi Gudang = 10 orang
- karyawan Seksi Keamanan = 10 orang

**Tabel 10.2.** Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja

No.	Jabatan	Jumlah
1	Dewan komisaris	3
2	Direktur Utama	1
3	Litbang	2
4	Direktur Produksi & Teknik	1

5	Direktur Keuangan dan Administrasi	1
6	Kepala Bagian Produksi	1
7	Kepala Bagian Teknik	1
8	Kepala Bagian Pemasaran	1
9	Kepala Bagian Keuangan	1
10	Kepala Bagian SDM	1
11	Kepala Bagian Umum	1
12	Kepala Seksi Bengkel & Perawatan	1
13	Kepala Seksi Utilitas	1
14	Kepala Seksi Mutu & Lab	1
15	Kepala Seksi Pengendalian Proses	1
16	Kepala Seksi Produksi	1
17	Kepala Seksi Gudang	1
18	Kepala Seksi Market & Riset	1
19	Kepala Seksi Penjualan	1
20	Kepala Seksi Promosi	1
21	Kepala Seksi Pembukuan & Keuangan	1
22	Kepala Seksi Penyediaan & Pembelian	1
23	Kepala Seksi Ketenagakerjaan	1
24	Kepala Seksi Personalia	1
25	Kepala Seksi Humas	1
26	Kepala Seksi Keamanan	1
27	Karyawan Seksi Bengkel & Perawatan	10
28	Karyawan Seksi Utilitas	8
29	Karyawan Seksi Mutu & Lab	8
30	Karyawan Seksi Pengendalian Proses	8
31	Karyawan Seksi Produksi/Proses	20
32	Karyawan Seksi Gudang	10

33	Karyawan Seksi Market & Riset	6
34	Karyawan Seksi Penjualan	8
35	Karyawan Seksi Promosi	8
36	Karyawan Seksi Pembukuan & Keuangan	9
37	Karyawan Seksi Penyediaan & Pembelian	4
39	Karyawan Seksi Ketenagakerjaan	6
40	karyawan Seksi Personalia	4
41	Karyawan Seksi Humas	9
42	karyawan Seksi Keamanan	10
42	karyawan seksi kebersihan	10
44	Sopir	8
45	Dokter	1
46	Perawat	2
	Jumlah	178

### 10.9. Status Karyawan dan Sistem Pengupahan (Gaji)

Pabrik Karbon Tetraklorida ini mempunyai sistem pembagian gaji yang berbeda-beda kepada karyawan. Hal ini berdasarkan pada kriteria sebagai berikut :

1. Tingkat pendidikan
2. Pengalaman kerja
3. Tanggung jawab dan kedudukan.
4. Keahlian
5. Pengabdian pada perusahaan (lamanya bekerja).

Berdasarkan kriteria di atas, karyawan akan menerima gaji sesuai dengan status kepegawaiannya. Status kepegawaiannya dibagi menjadi 3 bagian, yaitu :

1. Karyawan reguler

Karyawan reguler adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.

2. Karyawan borongan

Karyawan borongan adalah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik bila diperlukan

saja, misalnya bongkar muat barang dan lain-lain. Pekerja ini menerima upah borongan untuk pekerjaan tersebut.

### 3. Karyawan harian

Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan diberhentikan oleh manajer pabrik berdasarkan nota persetujuan manajer pabrik atas pengajuan kepala yang membawahnya dan menerima upah harian yang dibayarkan setiap akhir pekan.

**Tabel 10.3.** Daftar Upah (Gaji) Tenaga Kerja

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp)	Total
			Per orang	
1	Dewan komisaris	3	20.000.000	60.000.000
2	Direktur Utama	1	18.000.000	18.000.000
3	Litbang	2	10.000.000	20.000.000
4	Direktur Produksi & Teknik	1	15.000.000	15.000.000
5	Direktur Keuangan dan Administrasi	1	10.000.000	10.000.000
6	Kepala Bagian Produksi	1	8.500.000	8.500.000
7	Kepala Bagian Teknik	1	8.500.000	8.500.000
8	Kepala Bagian Pemasaran	1	8.500.000	8.500.000
9	Kepala Bagian Keuangan	1	8.500.000	8.500.000
10	Kepala Bagian SDM	1	8.500.000	8.500.000
11	Kepala Bagian Umum	1	8.500.000	8.500.000
12	Kepala Seksi Bengkel & Perawatan	1	6.500.000	6.500.000
13	Kepala Seksi Utilitas	1	6.500.000	6.500.000
14	Kepala Seksi Mutu & Lab	1	6.500.000	6.500.000
15	Kepala Seksi Pengendalian Proses	1	6.500.000	6.500.000
16	Kepala Seksi Produksi	1	6.500.000	6.500.000
17	Kepala Seksi Gudang	1	6.000.000	6.000.000
18	Kepala Seksi Market & Riset	1	6.500.000	6.500.000
19	Kepala Seksi Penjualan	1	6.500.000	6.500.000
20	Kepala Seksi Promosi	1	6.500.000	6.500.000
21	Kepala Seksi Pembukuan & Keuangan	1	6.500.000	6.500.000
22	Kepala Seksi Penyediaan & Pembelian	1	6.500.000	6.500.000
23	Kepala Seksi Ketenagakerjaan	1	6.000.000	6.000.000
24	Kepala Seksi Personalia	1	6.000.000	6.000.000
25	Kepala Seksi Humas	1	6.000.000	6.000.000
26	Kepala Seksi Keamanan	1	5.000.000	5.000.000

27	Karyawan Seksi Bengkel & Perawatan	10	2.700.000	27.000.000
28	Karyawan Seksi Utilitas	8	3.000.000	24.000.000
29	Karyawan Seksi Mutu & Lab	8	3.500.000	28.000.000
30	Karyawan Seksi Pengendalian Proses	8	3.500.000	28.000.000
31	Karyawan Seksi Produksi/Proses	20	3.500.000	70.000.000
32	Karyawan Seksi Gudang	10	2.800.000	28.000.000
33	Karyawan Seksi Market & Riset	6	3.000.000	18.000.000
34	Karyawan Seksi Penjualan	8	3.000.000	24.000.000
35	Karyawan Seksi Promosi	8	3.000.000	24.000.000
36	Karyawan Seksi Pembukuan & Keuangan	9	3.000.000	27.000.000
37	Karyawan Seksi Penyediaan & Pembelian	4	3.000.000	12.000.000
39	Karyawan Seksi Ketenagakerjaan	6	3.000.000	18.000.000
40	karyawan Seksi Personalia	4	3.000.000	12.000.000
41	Karyawan Seksi Humas	9	3.000.000	27.000.000
42	karyawan Seksi Keamanan	10	3.000.000	30.000.000
42	karyawan seksi kebersihan	10	2.600.000	26.000.000
44	Sopir	8	2.800.000	22.400.000
45	Dokter	1	5.000.000	5.000.000
46	Perawat	2	3.000.000	6.000.000
<b>JUMLAH</b>		<b>178</b>		<b>724.400.000</b>

## **BAB XI**

### **ANALISA EKONOMI**

Perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan pabrik Karbon Tetraklorida adalah sebagai berikut :

- Laju Pengembalian Modal (*Return on Investment = ROI*)
- Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time = POT*)
- Titik Impas (*Break Even Point = BEP*)
- *Internal Rate of Return (IRR)*

Sedangkan untuk menghitung faktor-faktor di atas perlu diadakan penaksiran beberapa hal yang menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu:

1. Penaksiran modal investasi total (*Total Capital Investment*) terdiri atas :
  - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
  - b. Modal kerja (*Work Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*), terdiri atas :
  - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Total pendapatan

#### **11.1. Faktor-faktor penentu**

##### **a. Total Capital Investment (TCI)**

Yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan pabrik sebelum berproduksi. TCI ini terdiri atas :

1. *Fixed Capital Investment (FCI)*
  - 1.1. Biaya Langsung (*Direct Cost*), meliputi :
    - Peralatan :
      - Peralatan sesuai diagram alir
      - Suku cadang
      - Peralatan tambahan
      - Biaya inflasi
      - Pajak dan asuransi

- Modifikasi selama “*start up*”
- Instalasi peralatan :
  - Instalasi sesuai diagram alir
  - Pondasi, isolasi, cat
- Instrumentasi dan alat kontrol
- Perpipaan terpasang
- Peralatan listrik terpasang
  - Motor, kabel, bahan listrik, dll
- Tanah dan bangunan
  - Proses, perawatan pelayanan.
- Lahan pengembangan
- Fasilitas pelayanan
  - Utilitas ( steam, listrik, air )
  - U P L ( Unit Pengolahan Limbah )
  - Distribusi dan pengemasan

#### 1.2. Biaya Tak Langsung ( *Indirect Cost* )

- Teknik dan supervisi
- Konstruksi
- Kontraktor
- Biaya tak terduga

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

Yaitu modal untuk menjalankan pabrik yang berhubungan dengan laju produksi, meliputi :

- a. Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- b. Gaji dalam waktu tertentu
- c. Supervisi
- d. Utilitas dalam waktu tertentu
- e. Laboratorium
- f. Pemeliharaan
- g. Uang tunai
- h. Patent dan royalty
- i. Pengemasan produk dalam waktu tertentu.



Sehingga :

$$\text{Total Capital Investment (TCI)} = \text{Modal tetap (FCI)} + \text{Modal kerja (WCI)}$$

**b. Total Biaya Produksi (*Total Production Cost = TPC*)**

Total biaya produksi adalah biaya yang digunakan untuk operasi pabrik atau biaya yang dikeluarkan untuk mengeluarkan satu-satuan produk dalam waktu tertentu. Biaya produksi terdiri dari :

1. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*), terdiri atas :

- Biaya produksi langsung (DPC)
- Biaya produksi tetap (FC)
- Biaya overhead pabrik

2. Biaya umum (*General Expenses*), terdiri atas :

- Administrasi
- Distribusi dan pemasaran
- Litbang
- Biaya tak terduga

Adapun biaya produksi total terbagi menjadi :

a. Biaya variabel (*Variable Cost = Vc*)

Biaya variabel yaitu, segala biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi atau biaya yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara langsung. Biaya variabel terdiri :

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengepakan

b. Biaya semi variabel (*Semi Variable Cost = SVC*)

Biaya semi variabel yaitu, biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi atau yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara tidak langsung. Biaya semi variabel terdiri dari :

- Upah karyawan
- *Plant overhead*
- Pemeliharaan dan perbaikan
- Laboratorium
- *Operating supplies*

- Biaya umum
- Supervisi

c. Biaya tetap (*Fixed Cost = FC*)

Biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan secara tetap, tidak tergantung pada kapasitas pabrik. Biaya tetap terdiri dari :

- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak
- Bunga bank

**A. Penafsiran Harga Alat**

Harga suatu alat setiap saat akan berubah, tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Untuk itu digunakan beberapa cara konversi harga alat terhadap harga alat pada beberapa tahun lalu, sehingga diperoleh harga yang ekuivalen dengan harga sekarang. Harga alat dalam pra rencana pabrik Karbon Tetraklorida ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat di [www.matche.com](http://www.matche.com)

Untuk menaksir harga alat pada tahun 2027 digunakan persamaan :

$$C_x = C_k \frac{I_x}{I_k} \quad (\text{Peter \& Timmerhauss, hal. 164})$$

Dimana :

$C_x$  = tafsiran harga saat ini

$C_k$  = tafsiran harga alat pada tahun k

$I_x$  = indeks harga saat ini

$I_k$  = indeks harga tahun k

Berdasarkan Chemical Engineering Plant Cost didapatkan tahun 2027 harga peralatan sebesar Rp. 169.661.255.364. Harga alat pada Pabrik Karbon Tetraklorida tersebut berdasarkan pada harga alat yang diperoleh dari [www.matche.com](http://www.matche.com) dan Ulrich 1984.

**B. Penentuan Total Capital Investment (TCI)**

Penafsiran yaitu modal atau biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan suatu pabrik mulai dari awal sampai pabrik selesai dibangun dan siap beroperasi.

**1. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)**

Merupakan modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik, dimana FCI dibagi menjadi 2 yaitu:

a. Biaya Langsung (*Direct Cost*)

Yaitu modal yang dikeluarkan untuk pembelian atau pengadaan alat-alat pada proses produksi

b. Biaya tak langsung (*Indirect Cost*)

Yaitu biaya atau modal yang dikeluarkan untuk pengadaan alat-alat yang digunakan selain pada alat produksi.

**2. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)**

Yaitu semua biaya yang digunakan untuk mengoperasikan pabrik, dimana biaya yang dikeluarkan dipengaruhi oleh besarnya kapasitas pabrik.

Sehingga :

$$TCI = FCI + WCI$$

Dari Appendix E, didapatkan perkiraan Total Capital Investment berdasarkan komponen biaya sebagai berikut :

**Tabel 11.1.1. Total Capital Investment (TCI)**

<b>Jenis Biaya</b>	<b>Jumlah</b>
<i>Direct Cost</i>	Rp 1.087.316.570.317
<i>Indirect Cost</i>	Rp 380.560.799.611
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	Rp 1.726.914.552.857
<i>Working Capital Investment (WCI)</i>	Rp 203.166.417.983
<b><i>Total Capital Investment (TCI)</i></b>	<b>Rp 2.031.664.179.831</b>

**C. Penentuan Total Production Cost (TPC)**

Merupakan biaya yang dikeluarkan tiap satu-satuan produksi. Biaya produksi terdiri dari :

**1. Biaya Pembuatan (*manufacturing Cost*)**

Yaitu semua biaya untuk proses yang meliputi :

- Biaya produksi langsung (DPC)
- Biaya produksi tetap (FPC)
- Biaya overhead pabrik (POC)

**2. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)**

Yaitu biaya yang tidak berhubungan dengan proses, meliputi :

- Biaya administrasi
- Biaya distribusi dan pemasaran
- Litbang
- *Financing*

Dari Apendix E. didapatkan Perkiraan Total Production Cost berdasarkan komponen biaya sebagai berikut :

**Tabel 11.1.2. Total Production Cost (TPC)**

<b>Jenis Biaya</b>	<b>Jumlah</b>
<b>Manufacturing Cost</b>	
<i>a. Direct Production Cost</i>	Rp 1.200.020.043.753
<i>b. Fixed Charges</i>	Rp 427.665.309.854
<i>c. Plant Overhead Cost</i>	Rp 5.209.920.000
<b>General Expenses</b>	<b>Rp 92.286.313.705</b>
<b>Total Production Cost (TPC)</b>	<b>Rp 1.875.197.377.513</b>

**11.2. Kelayakan Ekonomi**

Analisa ekonomi dilakukan untuk mengetahui pabrik yang didirikan menguntungkan atau tidak. Pabrik Karbon Tetraklorida kapasitas 50.000 ton/tahun.

**A. ROI (*Return Of Investment*)**

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

- ROI sebelum pajak = 17%
- ROI setelah pajak = 12%

**B. POT (*Pay Out Time*)**

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan/waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi.

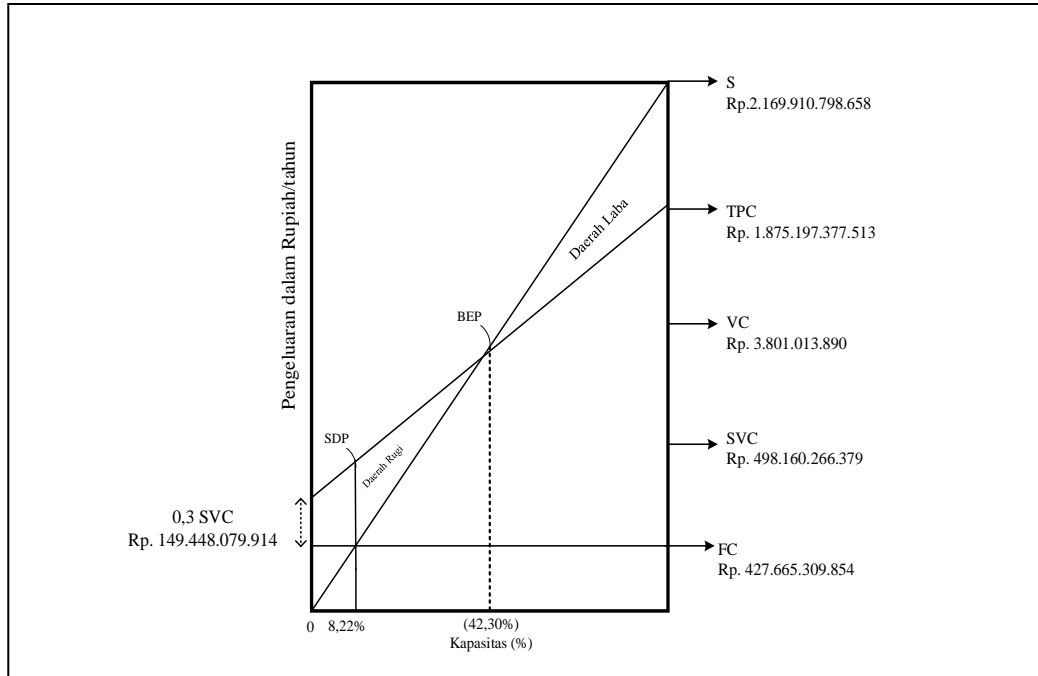
- POT sebelum pajak = 3,7 tahun
- POT setelah pajak = 4,56 tahun

**C. BEP (*Break Even Point*)**

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi. Nilai BEP yang didapatkan dari hasil perhitungan yaitu sebesar 42,30%.

D. SDP (*Shut Down Point*)

Shut Down Point (SDP) adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi. Nilai SDP yang didapatkan dari hasil pershitungan yaitu sebesar 8,22%.



**Gambar 11.1.** Grafik Kapasitas pada keadaan Shutdown Rate

E. IRR (*Internal Rate of Return*)

Nilai kelayakan pada suatu pabrik yang didirikan dikatakan layak berdiri ketika nilai IRR harus lebih besar dari suku bunga bank BRI (8%). Nilai IRR pada Pabrik Karbon Tetraklorida sebesar 12,34%.

## **BAB XII**

### **KESIMPULAN**

Dari hasil perhitungan Pra Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida dari Karbon Disulfida dan Klorin dengan Proses Klorinasi Kapasitas Produksi 50.000 Ton/tTahun dapat diambil kesimpulan bahwa untuk rencana pendirian pabrik ini cukup menguntungkan dengan memperhitungkan beberapa aspek diantaranya:

1. Dari segi proses

Proses ini diyakini lebih menguntungkan karena bahan baku cair-gas yang mudah diperoleh dan untuk kondisi proses yang terjadi dalam kondisi atmosferik dimana untuk tekanan dan suhu proses rendah. Proses berlangsung secara kontinyu dengan waktu operasi pabrik 330 hari/tahun dan 4 jam/hari.

2. Dari segi sosial

Pendirian pabrik ini dinilai menguntungkan dikarenakan dapat menciptakan lapangan kerja baru bagi masyarakat, meningkatkan pendapatan hasil asli daerah setempat, dan memberikan kesempatan kepada tiap masyarakat untuk mendapatkan tambahan penghasilan.

3. Dari segi lokasi pabrik

- Saran penunjang untuk memperoleh bahan baku yang mudah yaitu dekat dengan pelabuhan, jalan tol, dan jalan raya
- Sarana untuk pemasaran produk yang mudah dimana dekat dengan jalur laut maupun darat
- Sarana penunjang utilitas sangat memadai.

4. Ikut menunjang dalam program pemerintahan untuk merealisasikan rencana jangka panjang agar menjadikan Indonesia sebagai negara dengan industri baru

5. Dari segi organisasi, perancangan pabrik karbon tetraklorida ini menggunakan sistem garis dan staf, karena diyakini sistem ini memiliki kelebihan dimana dibutuhkan sentralisasi kontrol yang tinggi dalam mengambil keputusan yang tepat dan sistem ini organisasi memiliki arus wewenang yang langsung dari pimpinan tertinggi ke karyawan melalui beberapa pejabat pada macam tingkatan yang berbeda.

## 6. Segi utilitas

Utilitas yang digunakan pada prancangan pabrik karbon tetraklorida ini adalah air, *steam*, listrik, dan bahan bakar. Air yang digunakan adalah air kawasan dengan total kebutuhan 159618,2342 kg/jam, *steam* yang digunakan adalah *saturated steam* suhu 140°C. Bahan bakar yang digunakan adalah *diesel oil* sebanyak 668,9708 L/hari, dan kebutuhan listrik sebesar 194,9683 kWh, selain itu juga dibutuhkan AC Generator dengan kapasitas 244 kWh.

## 7. Dari segi perhitungan ekonomi

Setelah dilakukan analisis ekonomi terhadap prancangan pabrik karbon tetraklorida ini yang direncanakan didirikan pada tahun 2027, yang dinilai menguntungkan didasarkan pada data-data berikut ini:

✓ $ROI_{BT}$	= 17%
✓ $ROI_{AT}$	= 12 %
✓ POT	= 4,56 tahun
✓ <i>Break Event Point</i> (BEP)	= 42,30 %
✓ <i>Shut Down Point</i> (SDP)	= 8,22%
✓ <i>Internal Rate of Return</i> (IRR)	= 12,34 %

## DAFTAR PUSTAKA

- [1] Kirk Othmer, 1994. *“Encyclopedia of Chemical Technology”*. Interscience Willey: New York
- [2] Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 7th ed
- [3] Faith, W.L., Keyes, D.B., and Clark's, R.L. 1983. *“Industrial Chemical 4nd Edition”*. Jhon Wiley and Sons Inc: New York
- [4] Hart, David. 2017. *Organic Chemistry : A Short Course 13<sup>th</sup> edition*. Amerika Serikat
- [5] <http://alibaba.com> (diakses pada tanggal 8 Agustus 2022)
- [6] Badan Pusat Statistika Indonesia. 2022. *Data: Ekspor-Impor Menurut Komoditi 2017-2021* (diakses pada tanggal 8 Agustus 2022)
- [7] Coulson, J.M., and Richardson, J.F. 1988. *“Chemical Engineering Design 4<sup>th</sup> Edition”*. Elsevier Butterworth Heinemann: Oxford
- [8] David, M. Himmelblau. 1982. *“Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering 6<sup>th</sup> Edition”*. Prentice-Hall Inc: New Jersey
- [9] John, J. Mcketta. 1993. *“Chemical Processing Handbook”*. Marcel Dekker Inc: New York
- [10] Kusnarjo, 2010. *“Desain Pabrik Kimia”*. Surabaya
- [11] Peters, Max. S., and Timmerhaus Klaus D. 1991. *“Plant Design and Economics for Chemical Engineer 4<sup>th</sup> Edition”*. The McGraw-Hill Companies Inc: Singapore
- [12] Yaws, Carl L. 1999. *“Chemical Properties Handbook: Physical, Thermodynamic, Environmetal, Transport, Safety, and Health Related Properties for Organic and Inorganic Chemicals”*. The McGraw-Hill Companies Inc: United States
- [13] [www.purewatercare.com](http://www.purewatercare.com)
- [14] Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959. *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- [15] Kern, D.Q. 1983. *Process Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- [16] Perry, R.H., and Green, D.W., 194. *Perry's Chemical Engineer's Handbook, 8th ed.*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- [17] Ulrich, G. D., 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, John Wiley and sons, Inc., New York



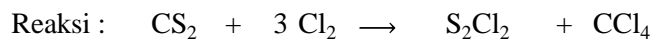
**APPENDIX A**  
**PERHITUNGAN NERACA MASSA**

Kapasitas Karbon Tetraklorida = 50,000 ton/tahun  
 Jumlah hari kerja = 1 tahun = 330 hari  
 Jumlah waktu kerja perhari = 1 hari = 24 jam  
 Kapasitas produksi Karbon Tetraklorida =  $\frac{50,000}{\text{tahun}} \times \frac{1000}{\text{ton}} \times \frac{1}{330} \times \frac{1}{24}$   
 = 6313.1313 kg/jam  
 Basis perhitungan bahan baku = 3516 kg/jam CS<sub>2</sub>

Komponen	BM
Karbon Disulfida (CS <sub>2</sub> )	76
Air (H <sub>2</sub> O)	18
Klorin (Cl <sub>2</sub> )	71
Karbon Dioksida (CO <sub>2</sub> )	44
Karbon Tetraklorida (CCl <sub>4</sub> )	154
Sulfur Monoklorida(S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub> )	135

Perhitungan bahan baku

a. CS<sub>2</sub> 99% =  $\frac{99}{100} \times 3515.5999 = 3480.4439$  kg/jam  
 = 45.7953 kmol/jam  
 H<sub>2</sub>O 1% =  $\frac{1}{100} \times 3515.5999 = 35.1560$  kg/jam  
 = 1.9531 kmol/jam  
 b. Cl<sub>2</sub> 99% =  $3 \times 45.7953 = 137.3859$  kmol/jam  
 = 9754.402 kg/jam  
 CO<sub>2</sub> 1% =  $\frac{1}{99} \times 9754.402 = 98.5293$  kg/jam  
 = 2.2393 kmol/jam



Diketahui yield CCl<sub>4</sub> dari CS<sub>2</sub> 90% kg CCl<sub>4</sub> / kg CS<sub>2</sub>

Asumsi : Massa Reaktar = 3480.4439 Kg = 45.7953 kmol

Dengan pers. 2.9 Hal. 48 Couldson and Richardson's

$$\text{Yield} = \frac{\text{mol produk} \times \text{faktor stokiometri}}{\text{mol reaktan}} \times 100\%$$

dimana dibutuhkan 1 mol CS<sub>2</sub> untuk membentuk 1 mol CCl<sub>4</sub>, sehingga fs = 1

$$90\% = \frac{\text{mol produk} \times 1}{45.7953} \times 100\%$$

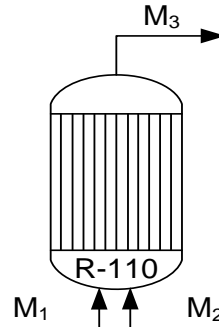
mol produk = 41.2158 kmol

Dengan pers. 2.8 Hal. 47 Couldson and Richardson's

$$\text{Konversi} = \frac{\text{mol reaktan yang bereaksi}}{\text{mol reaktan yang disupply}} \times 100\%$$

dari persamaan reaksi, 1 mol CS<sub>2</sub> yang bereaksi=1 mol CCl<sub>4</sub> yang terbentuk

$$\begin{aligned} \text{Konversi} &= \frac{41.2158}{45.7953} \times 100\% \\ &= 90\% \end{aligned}$$

**1. Reaktor (R-110)****Fungsi:** Untuk mereaksikan Karbon Disulfida dan Klorin

Keterangan:

M<sub>1</sub> : Feed CS<sub>2</sub> masuk reaktor

Konversi = 90%

M<sub>2</sub> : Feed Cl<sub>2</sub> masuk reaktor

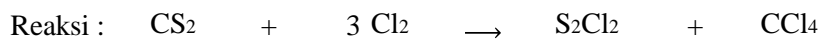
Tekanan = 1 atm

M<sub>3</sub> : Aliran produk reaktor

Suhu = 120 °C

## a. Aliran komponen masuk reaktor (R-110)

Komponen	BM	M <sub>1</sub>	M <sub>2</sub>	Jumlah
		kg/jam	kg/jam	
CS <sub>2</sub>	76	3480.4439		3480.4439
H <sub>2</sub> O	18	35.1560		35.1560
Cl <sub>2</sub>	71		9754.4020	9754.4020
CO <sub>2</sub>	44		98.5293	98.5293
Jumlah		3515.5999	9852.9313	13368.5312



M : 45.7953      137.3859

R : 41.2158      123.6473      41.2158      41.2158

S : 4.5795      13.7386      41.2158      41.2158

Mula - mul: (Perhitungan bahan baku kmol/jam)

CS<sub>2</sub> = 45.79533Cl<sub>2</sub> = 137.3859

Reaksi (Perhitungan kmol/jam X konversi 90%)

CS<sub>2</sub> = 41.21583Cl<sub>2</sub> = 123.647

Sisa : (Perhitungan mula - mula bahan baku kmol/jam

- Perhitungan reaksi bahan baku kmol/jam)

CS<sub>2</sub> = 4.57953Cl<sub>2</sub> = 13.7386

$$S_2Cl_2 = 41.2158$$

$$CCl_4 = 41.2158$$

$$\begin{aligned} CS_2 \text{ sisa} &= 4.5795 \text{ kmol/jam} \times \text{BM} \\ &= 4.5795 \times 76 \\ &= 348.04439 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Cl_2 \text{ sisa} &= 13.7386 \text{ kmol/jam} \times \text{BM} \\ &= 13.7386 \times 71 \\ &= 975.4402 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

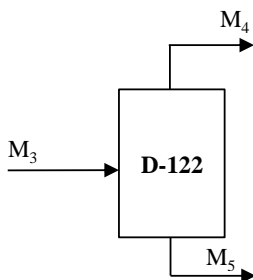
$$\begin{aligned} S_2Cl_2 \text{ yang terbentuk} &= 41.2158 \text{ kmol/jam} \times \text{BM} \\ &= 41.2158 \times 135 \\ &= 5564.1307 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} CCl_4 \text{ yang terbentuk} &= 41.2158 \text{ kmol/jam} \times \text{BM} \\ &= 41.2158 \times 154 \\ &= 6347.231 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca Massa Reaktor (R-110)			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M <sub>1</sub> dari F-112		M <sub>3</sub> menuju D-122	
CS <sub>2</sub>	3480.4439	CS <sub>2</sub>	348.0444
H <sub>2</sub> O	35.1560	H <sub>2</sub> O	35.1560
Total	3515.5999	Cl <sub>2</sub>	975.4402
M <sub>2</sub> dari F-111		CO <sub>2</sub>	98.5293
Cl <sub>2</sub>	9754.4020	S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	5564.1307
CO <sub>2</sub>	98.5293	CCl <sub>4</sub>	6347.2306
Total	9852.9313		
Total	13368.5312	Total	13368.5312

**2. Flash Drum(D-122)**

Fungsi: Memisahkan antara produk gas dan liquida



Keterangan:

$M_3$  : Aliran bahan masuk flash drum

$M_4$ : Aliran produk gas keluar flash drum

$M_5$ : Aliran produk liquid keluar flash drum

a. Komponen gas masuk flash drum

Komponen	BM	$M_3$		Komposisi (%berat)
		kmol/jam	kg/jam	
CS <sub>2</sub>	76	4.5795	348.0444	0.0260
H <sub>2</sub> O	18	1.9531	35.1560	0.0026
Cl <sub>2</sub>	71	13.7386	975.4402	0.0730
CO <sub>2</sub>	44	2.2393	98.5293	0.0074
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	135	41.2158	5564.1307	0.4162
CCl <sub>4</sub>	154	41.2158	6347.2306	0.4748
Jumlah		104.9421	13368.5312	1.0000

$$T = 50 \quad C = 323.15 \quad K$$

$$P = 2 \quad \text{atm} = 1520 \quad \text{mmHg}$$

b. Aliran gas keluar flash distilasi

$$\ln p = A - \frac{B}{C + T} \quad (\text{Sumber: Coulson \& Ricardson's})$$

Dari Appendix C Coulson and Richardson's

Komponen	ANTA	ANTB	ANTC	T(K)	Vapour (mmHg)
CS <sub>2</sub>	15.9844	2690.85	-31.62	323.15	857.7422
H <sub>2</sub> O	18.3036	3816.44	-46.13	323.15	92.4653
CCl <sub>4</sub>	15.8742	2808.19	-45.99	323.15	311.7440

Dari Tabel 5.8 J.A.Dean (bar) untuk mengkonversi ke mmHg dikali 750.0620

S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	4.0648	1417.43	-61.685	323.15	193.2236
--------------------------------	--------	---------	---------	--------	----------

Komposisi antara fase gas dan cair ditentukan berdasarkan persamaan:

$$X_{\gamma w} = \frac{Z_{\gamma w} (W/D + 1)}{m\gamma + W/D}$$

Dimana:

$X_{\gamma w}$  = Fraksi mol komponen yang terkondensasi

$Z_{\gamma w}$  = Fraksi mol masing-masing komponen yang terkondensasi dalam umpan

W/D = Perbandingan mol jumlah komponen yang terkondensasi pada fase cair dan gas

$m\gamma$  = Perbandingan tekanan uap murni pada temperatur tertentu, 50 °C, terhadap tekanan total sistem dari komponen yang terkondensasi

(Stewart M dan Arnold K. 2008)

Asumsi:

Kelarutan/difusi gas-gas  $\text{Cl}_2$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{O}_2$  dan  $\text{N}_2$  dalam campuran diabaikan karena harganya kecil sekali.  $\text{CO}_2$ ,  $\text{O}_2$  dan  $\text{N}_2$  merupakan non-condensable gas.

Komposisi antara fase gas dan cair ditentukan dengan cara trial harga W/D

Tekanan operasi = 1520 mmHg

Trial harga W/D = 4.3767

Trial benar jika harga  $\Sigma(X_{\gamma w})=1.00$

$$X_{\gamma w} = \frac{Z_{\gamma w} (W/D + 1)}{m_{\gamma} + W/D}$$

No.	Komponen	$Z_{\gamma w}$	$m_{\gamma}$	$X_{\gamma w}$
	$\text{CS}_2$	0.0436	0.5643	0.0475
	$\text{H}_2\text{O}$	0.0186	0.0608	0.0226
	$\text{CCl}_4$	0.3927	0.2051	0.4609
	$\text{S}_2\text{Cl}_2$	0.3927	0.1271	0.4689
	Total			1

Dengan demikian trial tersebut dianggap benar sehingga :

$$F = W + D$$

$$104.9421 = 4.3767 D + D$$

$$104.9421 = 5.3767 D$$

$$D = 19.5180 \text{ kmol/jam}$$

$$W = 85.4241 \text{ kmol/jam}$$

Komposisi liquid keluar dari flash drum

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	% berat
$\text{CS}_2$	76	4.0565	308.295	0.0261
$\text{H}_2\text{O}$	18	1.9263	34.674	0.0029
$\text{CCl}_4$	154	39.3840	6065.141	0.5133
$\text{S}_2\text{Cl}_2$	135	40.0525	5407.082	0.4576
Jumlah		85.4193	11815.192	1

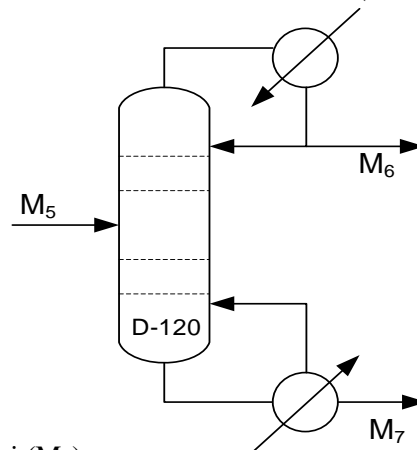
Komposisi gas keluar dari flash drum

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
$\text{CS}_2$	76	0.5230	39.7497
$\text{H}_2\text{O}$	18	0.0268	0.4819
$\text{Cl}_2$	71	13.7386	975.4402
$\text{CO}_2$	44	2.2393	98.5293
$\text{S}_2\text{Cl}_2$	135	1.1633	157.0488
$\text{CCl}_4$	154	1.8317	282.0893
Jumlah		19.5228	1553.3393

Neraca Massa Flash Drum (D-122)			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M <sub>3</sub> dari R-110		M <sub>4</sub> menuju Tangki Penampung	
CS <sub>2</sub>	348.0444	CS <sub>2</sub>	39.7497
H <sub>2</sub> O	35.1560	H <sub>2</sub> O	0.4819
Cl <sub>2</sub>	975.4402	Cl <sub>2</sub>	975.4402
CO <sub>2</sub>	98.5293	CO <sub>2</sub>	98.5293
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	5564.1307	S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	157.0488
CCl <sub>4</sub>	6347.2306	CCl <sub>4</sub>	282.0893
Jumlah	13368.5312	Jumlah	1553.3393
		M <sub>5</sub> menuju D-120	
		CS <sub>2</sub>	308.2947
		H <sub>2</sub> O	34.6741
		CCl <sub>4</sub>	6065.1413
		S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	5407.0819
		Jumlah	11815.1920
Total	13368.5312	Total	13368.5312

### 3. Kolom Distilasi (D-120)

Fungsi : untuk memisahkan Karbon Tetraklorida(CCl<sub>4</sub>) dari campurannya



Aliran feed distilasi (M<sub>5</sub>) :

Komponen	BM	Titik didih (°C)	kg/jam	kmol/jam
CS <sub>2</sub>	76	46	308.29465	4.05651
CCl <sub>4</sub>	154	77	6065.14132	39.38403
H <sub>2</sub> O	18	100	34.67406	1.92634
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	135	137	5407.08195	40.05246
Total			11815.19198	85.41934

Untuk menentukan HK dan LK ditentukan dari beban destilasi terendah

$$\text{Diperoleh beban destilasi terendah } \frac{\Delta D}{\Delta T} = 6.22378 \text{ kmol/jam} \quad (\text{Kusnarjo, 2010})$$

Sehingga ditentukan CCl<sub>4</sub> sebagai Light key, dan H<sub>2</sub>O sebagai heavy key

Asumsi: H<sub>2</sub>O (heavy key) dalam destilat = 1%

CCl<sub>4</sub> (Light key) dalam bottom = 1%

Persamaan neraca massa pada kolom destilasi

$$F = D + B$$

$$F \cdot X_F = D \cdot X_D + B \cdot X_B$$

Komponen	Feed destilasi		Destilat		Bottom	
	kmol/jam	X <sub>F</sub>	kmol/jam	X <sub>D</sub>	kmol/jam	X <sub>B</sub>
- CS <sub>2</sub>	4.05651	0.04749	4.05651	0.09419	0.00000	0.00000
- CCl <sub>4</sub>	39.38403	0.46107	38.99019	0.90536	0.39384	0.00930
- H <sub>2</sub> O	1.92634	0.02255	0.01926	0.00045	1.90707	0.04503
- S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	40.05246	0.46889	0.00000	0.00000	40.05246	0.94567
Total	85.41934	1.00000	43.06597	1.00000	42.35337	1.00000

Untuk mendapatkan komponen yang cocok untuk proses destilasi maka dilakukan perhitungan trial dan error terhadap kondisi operasi

#### A. Menentukan suhu Bubble Point pada kolom destilasi D-120

Perhitungan bubble point untuk feed, destilat, dan bottom menggunakan sistem multi komponen yang diketahui feed terdiri dari 3 komponen. Perhitungan dilakukan dengan cara mencari masing-masing komponen feed, destilat, bottom. Perhitungan dilakukan dengan mengasumsi harga P<sub>i</sub><sup>sat</sup> pertama = 760 mmHg (1 atm). Dengan trial and error dicari nilai T<sub>i</sub><sup>sat</sup> yang tepat. Nilai yang tepat digunakan untuk mencari P<sub>i</sub><sup>sat</sup> dengan menggunakan persamaan Antoine :

$$P_i^{\text{sat}} = \exp \left[ A - \left( \frac{B}{T_i^{\text{sat}} + C} \right) \right]$$

Dimana :  
T<sub>i</sub><sup>sat</sup> dalam K  
A, B, C konstanta Antoine komponen

Dari Appendix C Coulson and Richardson didapatkan tabel berikut :

Komponen	Antoine		
	A	B	C
CS <sub>2</sub>	15.9844	2690.8500	-31.62000
CCl <sub>4</sub>	15.8742	2808.1900	-45.99000
H <sub>2</sub> O	18.3036	3816.4400	-46.13000

Dari Tabel 5.8 J.A.Dean (bar) untuk mengkonversi ke mmHg dikali 750.06376

S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	4.06480	1417.4300	-61.68500
--------------------------------	---------	-----------	-----------

Nilai P<sub>i</sub><sup>sat</sup> yang didapatkan, digunakan untuk mencari harga K<sub>i</sub> dengan persamaan

$$K_i = \frac{P_i^{\text{sat baru}}}{P_i^{\text{sat asumsi}}}$$

Kemudian cek terhadap nilai  $T_i^{\text{sat}}$  dengan menggunakan persamaan 11.5a dan 11.5 b (*Couldson and Richardson*)

1. Cek  $Y_i$  dengan menggunakan harga  $K_i$

$$Y_i = \sum (K_i \cdot X_i) = 1$$

2.  $X_i$  pada komposisi awal digunakan untuk cek terhadap  $P_i^{\text{sat}}$  asumsi

$$\sum (P_i^{\text{sat}} \cdot X_i) = 760 \text{ mmHg}$$

Menentukan suhu Dew Point pada kolom destilasi D-120

B. Perhitungan dew point untuk feed, destilat, dan bottom menggunakan sistem multi komponen yang diketahui feed terdiri dari 3 komponen yang sama dengan perhitungan bubble point, hanya simbol fraksi untuk masing-masing komponen feed, destilat dan bottom adalah  $Y_i$ . Sehingga untuk cek nilai  $T_i^{\text{sat}}$  didapat dari persamaan 11.5a dan 11.5b (*Couldson and Richardson*)

1. Cek harga  $X_i$  dengan menggunakan nilai  $K_i$

$$X_i = \sum \frac{Y_i}{K_i} = 1$$

2.  $X_i$  dapat digunakan untuk cek terhadap  $P_i^{\text{sat}}$  asumsi

$$P_i^{\text{sat}} \text{ asumsi} = \sum (P_i^{\text{sat}} \text{ asumsi} \cdot X_i) = 760 \text{ mmHg}$$

Hasil perhitungan trial and error pada kolom destilasi (D-120) :

1. Feed

Perhitungan Bubble point

$$P^{\text{sat}} \text{ asumsi} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T^{\text{sat}} = 86.11352 \text{ }^\circ\text{C} = 359.26352 \text{ K}$$

Komponen	$x_F$	$P^{\text{sat}}$	$K_i$	$y_i = K_i \cdot x_F$	$P^{\text{sat}} \cdot x_F$
CS <sub>2</sub>	0.04749	2372.41404	3.12160	0.14824	112.66439
CCl <sub>4</sub>	0.46107	1002.42811	1.31898	0.60814	462.18648
H <sub>2</sub> O	0.02255	452.91310	0.59594	0.01344	10.21388
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	0.46889	373.06209	0.49087	0.23017	174.92589
Total	1			1	760

Perhitungan Dew point

$$P^{\text{sat}} \text{ asumsi} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T^{\text{sat}} = 101.87207 \text{ }^\circ\text{C} = 375.02207 \text{ K}$$

Komponen	$y_F$	$P^{\text{sat}}$	$K_i$	$x_i = y_F / K_i$	$P^{\text{sat}} \cdot x_i$
CS <sub>2</sub>	0.04749	3458.33149	4.55044	0.01044	36.09190
CCl <sub>4</sub>	0.46107	1539.94188	2.02624	0.22755	350.41089
H <sub>2</sub> O	0.02255	812.13908	1.06860	0.02110	17.13916
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	0.46889	474.04362	0.62374	0.75174	356.35805
Total	1			1	760



## 2. Destilat

Perhitungan Bubble point

$$P^{\text{sat}} \text{ asumsi} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T^{\text{sat}} = 72.47390 \text{ }^{\circ}\text{C} = 345.62390 \text{ K}$$

Komponen	$x_D$	$P^{\text{sat}}$	$K_i$	$y_i = K_i \cdot x_D$	$P^{\text{sat}} \cdot x_D$
CS <sub>2</sub>	0.09419	1660.57696	2.18497	0.20581	156.41457
CCl <sub>4</sub>	0.90536	666.55959	0.87705	0.79405	603.47625
H <sub>2</sub> O	0.00045	259.98810	0.34209	0.00015	0.11629
Total	1			1	760

Perhitungan Dew point

$$P^{\text{sat}} \text{ asumsi} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T^{\text{sat}} = 74.84385 \text{ }^{\circ}\text{C} = 347.99385 \text{ K}$$

Komponen	$y_D$	$P^{\text{sat}}$	$K_i$	$x_i = y_D / K_i$	$P^{\text{sat}} \cdot x_i$
CS <sub>2</sub>	0.09419	1770.67169	2.32983	0.04043	71.58661
CCl <sub>4</sub>	0.90536	717.43055	0.94399	0.95908	688.07344
H <sub>2</sub> O	0.00045	287.34445	0.37808	0.00118	0.33995
Total	1			1	760

## 3. Bottom

Perhitungan Bubble point

$$P^{\text{sat}} \text{ asumsi} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T^{\text{sat}} = 129.10780 \text{ }^{\circ}\text{C} = 402.25780 \text{ K}$$

Komponen	$x_B$	$P^{\text{sat}}$	$K_i$	$y_i = K_i \cdot x_B$	$P^{\text{sat}} \cdot x_B$
CCl <sub>4</sub>	0.00930	2957.07290	3.89089	0.03618	27.49757
H <sub>2</sub> O	0.04503	1972.60430	2.59553	0.11687	88.82175
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	0.94567	680.65664	0.89560	0.84695	643.67890
Total	1			1	760

Perhitungan Dew point

$$P^{\text{sat}} \text{ asumsi} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T^{\text{sat}} = 135.03807 \text{ }^{\circ}\text{C} = 408.18807 \text{ K}$$

Komponen	$y_B$	$P^{\text{sat}}$	$K_i$	$x_i = y_B / K_i$	$P^{\text{sat}} \cdot x_i$
CCl <sub>4</sub>	0.00930	3364.42150	4.42687	0.00210	7.06717
H <sub>2</sub> O	0.04503	2351.10113	3.09355	0.01456	34.22102
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	0.94567	730.90787	0.96172	0.98331	718.71181
Total	1			1	760

## C. Menentukan refluks minimum

Dengan menggunakan persamaan 11.61 Couldson and Richardson's

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i \cdot x_{iF}}{\alpha_i - \theta}$$

Dimana feed masuk dalam keadaan liquid pada titik didihnya,  $q = 1$  (Kusnarjo, 2012)

$$\text{Trial } \theta = 1.47741$$

Umpan masuk kolom destilasi

Komposisi	$x_F$	$\alpha$	$1-q = \sum \frac{\alpha_i x_{iF}}{\alpha_i - \theta}$
CS <sub>2</sub>	0.04749	6.35930	0.06186
CCl <sub>4</sub> Lk	0.46107	2.68703	1.02421
H <sub>2</sub> O Hk	0.02255	1.21404	-0.10396
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	0.46889	1.00000	-0.98216
Jumlah	1.00000		0

Dengan menggunakan persamaan 11.60 Couldson and Richardson's

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

Destilat keluar kolom destilasi

Komposisi	$x_D$	$\alpha$	$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta}$
CS <sub>2</sub>	0.09419	6.38713	0.12254
CCl <sub>4</sub> Lk	0.90536	2.56381	2.13657
H <sub>2</sub> O Hk	0.00045	1.00000	-0.00094
Jumlah	1.00000		2.25817

$$R_m + 1 = 2.25817$$

$$R_m = 1.25817$$

$$\text{Direncanakan refluks rasio} = 1.5 \times R_m$$

$$R = 1.88726$$

D. Menghitung panas pada laju alir bagian atas dan laju alir bagian bawah

1 Menghitung laju alir bagian atas

Menghitung aliran masuk kondensor

$$\begin{aligned} V &= (R + 1) \times D \\ &= 2.88726 \times 43.06597 \\ &= 124.34247 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Komposisi	$x_D$	M vapor masuk kondensor	
		kmol/jam	kg/jam
CS <sub>2</sub>	0.09419	11.71218	890.12558
CCl <sub>4</sub>	0.90536	112.57467	17336.49960
H <sub>2</sub> O	0.00045	0.05562	1.00113
Jumlah	1.00000	124.34247	18227.62631

Menghitung aliran keluar kondensor yang direfluks

$$R = \frac{L_o}{D}$$

$$\begin{aligned} L_o &= R \times D \\ &= 1.88726 \times 43.06597 \end{aligned}$$

$$= 81.27650 \text{ kmol/jam}$$

Komposisi	$x_D$	$M_{\text{refluks destilat}}$	
		kmol/jam	kg/jam
CS <sub>2</sub>	0.09419	7.65567	581.83093
CCl <sub>4</sub>	0.90536	73.58448	11332.00969
H <sub>2</sub> O	0.00045	0.03635	0.65439
Jumlah	1.00000	81.27650	11914.49501

Menghitung aliran keluar kondensor menuju F-133

Komposisi	$x_D$	$M_6$	
		kmol/jam	kg/jam
CS <sub>2</sub>	0.09419	4.05651	308.29465
CCl <sub>4</sub>	0.90536	38.99019	6004.48991
H <sub>2</sub> O	0.00045	0.01926	0.34674
Jumlah	1.00000	43.06597	6313.13130

Neraca Massa Kondensor E-132			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
$M_{\text{vapor masuk kondensor}}$		$M_{\text{refluks destilat}} \text{ menuju D-130}$	
CS <sub>2</sub>	890.12558	CS <sub>2</sub>	581.83093
CCl <sub>4</sub>	17336.49960	CCl <sub>4</sub>	11332.00969
H <sub>2</sub> O	1.00113	H <sub>2</sub> O	0.65439
Jumlah	18227.62631	Jumlah	11914.49501
		$M_6 \text{ menuju F-136}$	
		CS <sub>2</sub>	308.29465
		CCl <sub>4</sub>	6004.48991
		H <sub>2</sub> O	0.34674
		Jumlah	6313.13130
Total	18227.62631	Total	18227.62631

2. Menghitung laju alir bagian bawah

Menghitung aliran masuk reboiler

$$\bar{V} = L_o + qF$$

$$= 81.27650 + 1 \times 85.41934$$

$$= 166.69584 \text{ kmol/jam}$$

Komposisi	$x_B$	$M_{\text{liquid masuk reboiler}}$	
		kmol/jam	kg/jam
CCl <sub>4</sub>	0.00930	1.55009	238.71389
H <sub>2</sub> O	0.04503	7.50592	135.10662
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	0.94567	157.63983	21281.37686
Jumlah	1.00000	166.69584	21655.19737

Menghitung aliran keluar reboiler yang direfluks

$$\bar{V} = V + F(q-1)$$

$$= 124.34247 + 85.41934 \times (1 - 1)$$

$$= 124.34247 \text{ kmol/jam}$$

Komposisi	$x_B$	$M_{\text{refluks bottom}}$	
		kmol/jam	kg/jam
CCl <sub>4</sub>	0.00930	1.15625	178.06248
H <sub>2</sub> O	0.04503	5.59885	100.77930
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	0.94567	117.58737	15874.29491
Jumlah	1.00000	124.34247	16153.13669

Menghitung aliran keluar reboiler

Komposisi	$x_B$	$M_7$	
		kmol/jam	kg/jam
CCl <sub>4</sub>	0.00930	0.39384	60.65141
H <sub>2</sub> O	0.04503	1.90707	34.32732
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	0.94567	40.05246	5407.08195
Jumlah	1.00000	2.30091	5502.06068

Neraca Massa Reboiler E-136			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
$M_{\text{liquid masuk reboiler}}$		$M_{\text{refluks bottom}} \text{ menuju D-130}$	
CCl <sub>4</sub>	238.71389	CCl <sub>4</sub>	178.06248
H <sub>2</sub> O	135.10662	H <sub>2</sub> O	100.77930
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	21281.37686	S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	15874.29491
Jumlah	21655.19737	Jumlah	16153.13669
		$M_7 \text{ menuju F-140}$	
		CCl <sub>4</sub>	60.65141
		H <sub>2</sub> O	34.32732
		S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	5407.08195
		Jumlah	5502.06068
Total	21655.19737	Total	21655.19737

Hasil secara keseluruhan sebagai berikut :

$$P \text{ asumsi} = 760 \text{ mmHg}$$

Perhitungan temperature pada feed :

$$\text{Bubble Point} = 86.11352 \text{ }^\circ\text{C} = 359.26352 \text{ K}$$

$$\text{Dew Point} = 101.87207 \text{ }^\circ\text{C} = 375.02207 \text{ K}$$

Perhitungan temperature pada destilat :

$$\text{Bubble Point} = 72.47390 \text{ }^\circ\text{C} = 345.62390 \text{ K}$$

$$\text{Dew Point} = 74.84385 \text{ }^\circ\text{C} = 347.99385 \text{ K}$$

Perhitungan temperature pada bottom :

$$\text{Bubble Point} = 129.10780 \text{ }^\circ\text{C} = 402.25780 \text{ K}$$

$$\text{Dew Point} = 135.03807 \text{ }^\circ\text{C} = 408.18807 \text{ K}$$

Neraca Massa Kolom Distilasi (D-120)			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M <sub>5</sub> dari D-122		M <sub>6</sub> menuju F-128	
CS <sub>2</sub>	308.29465	CS <sub>2</sub>	308.29465
CCl <sub>4</sub>	6065.14132	CCl <sub>4</sub>	6004.48991
H <sub>2</sub> O	34.67406	H <sub>2</sub> O	0.34674
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	5407.08195		
Jumlah	11815.19198	Jumlah	6313.13130
		M <sub>7</sub> menuju F-131	
		CCl <sub>4</sub>	60.65141
		H <sub>2</sub> O	34.32732
		S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	5407.08195
		Jumlah	5502.06068
Total	11815.19198	Total	11815.19198

Kemurnian Carbon Tetrachlorida = 95%

## APPENDIKS B PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas produksi Karbon Tetraklorida = 50.000 ton/tahun  
 Jumlah hari kerja = 1 tahun = 330 hari  
 Jumlah waktu kerja perhari = 1 hari = 24 jam  
 Kapasitas produksi Karbon Tetraklorida =  $\frac{50.000}{\text{tahun}} \times \frac{1000}{\text{ton}} \times \frac{1}{330} \times \frac{1}{24}$   
 = 6313,1313 kg/jam  
 Suhu referensi = 25 °C = 298,15 K  
 Suhu lingkungan = 30 °C = 303,15 K  
 Satuan = K Kal/jam.  
 Steam yang digunakan = Saturated Steam 140°C

Perhitungan neraca panas dilakukan pada alat-alat yang terjadi perpindahan panas

Data Cp tiap komponen:

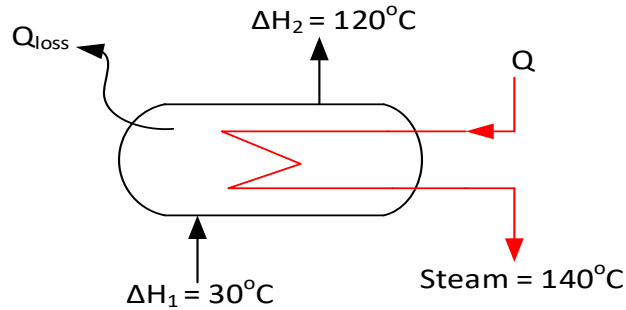
Komponen	Konstanta Cp				
	a	b	c	d	e
CS <sub>2</sub>	27,444	8,127,E-02	-7,6660,E-05	2,6729,E-08	
H <sub>2</sub> O	32,243	1,924,E-03	1,0555,E-05	-3,5960,E-09	
Cl <sub>2</sub>	26,929	3,38,E-02	-3,8690,E-05	1,5470,E-08	
CO <sub>2</sub>	19,795	7,34,E-02	-5,6020,E-05	1,7153,E-08	
CCl <sub>4</sub>	40,717	2,049,E-01	-2,2700,E-04	8,8425,E-08	
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub> <sup>†</sup>	51,240	1,155,E-01	-1,6270,E-04	1,0449,E-07	-2,47E-11

Coulson; C<sub>p</sub> (J/g.mol K) = a+bT+cT<sup>2</sup>+dT<sup>3</sup>

<sup>†</sup>Yaws; C<sub>p</sub> (J/g.mol K) = a+bT+cT<sup>2</sup>+dT<sup>3</sup>+eT<sup>4</sup>

**1. Vaporizer (V-113)**

Fungsi : untuk menguapkan Karbon Disulfida



Keterangan:

$\Delta H_1$  : Panas yang terkandung pada bahan masuk (*Fresh Feed*)

$\Delta H_2$  : Panas yang terkandung dalam bahan keluar vaporizer.

$Q_{\text{steam}}$  : Panas yang dibutuhkan dari steam.

$Q_{\text{loss}}$  : Panas yang hilang.

Overall energy balance :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_1 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

Direncanakan :

suhu bahan masuk = 30 °C = 303,15 K

suhu bahan keluar = 120 °C = 393,15 K

Menghitung kandungan panas bahan yang masuk :

Komponen	T	m (kmol)	$\int C_p dT$	$\Delta H_1$ (kkal/jam)
CS <sub>2</sub>	303,15	52,5462	228,3678	2.868,0874
H <sub>2</sub> O	303,15	2,2451	168,3888	90,3587
<b>Jumlah</b>				<b>2.958,4461</b>

Menghitung kandungan panas bahan yang keluar :

a. Panas yang dibutuhkan untuk menaikkan temperatur Karbon Disulfida dari

30 °C = 303,15 K menjadi 120 °C = 393,15 K

Komponen	T	m (kmol)	$\int C_p dT$	$\Delta H_{2a}$ (kkal/jam)
CS <sub>2</sub>	393,15	52,5462	4.506,9632	56.603,2606
H <sub>2</sub> O	393,15	2,2451	3.232,4359	1.734,5501
<b>Jumlah</b>				<b>58.337,8106</b>

- b. Panas yang dibutuhkan untuk menguapkan Karbon Disulfida pada temperatur  
 $120\text{ }^{\circ}\text{C} = 393,15\text{ K}$

Komponen	m (kmol)	$\lambda^+$	$\Delta H_{2b}$ (kkal/jam)
CS <sub>2</sub>	52,5462	26,754	336,0053
H <sub>2</sub> O	2,2451	40,683	21,8308
<b>Jumlah</b>			<b>357,8361</b>

<sup>+</sup> Couldson and Richardson's (J/mol)

Panas yang keluar dari vaporizer ( $\Delta H_2$ )

$$\begin{aligned}\Delta H_2 &= \Delta H_{2a} + \Delta H_{2b} \\ &= 58.337,8106 + 357,836 \\ &= 58.695,647 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

Menghitung panas yang hilang ( $Q_{Loss}$ )

$$\begin{aligned}Q_{Loss} &= 1\% \times \text{Panas yang masuk} \\ &= 1\% \times \Delta H_1 \\ &= 1\% \times 2.958,4461 \\ &= 29,5845 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

Overall energy balance :

$$\begin{aligned}\Delta H_1 + Q_{Steam} &= \Delta H_2 + Q_{Loss} \\ 2.958,4461 + Q_{Steam} &= 58.695,6468 + 29,5845 \\ Q_{Steam} &= 55.766,7851 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan steam :

Berdasarkan steam tabel App.F Van nes, didapatkan :

$$\begin{aligned}\text{Kondisi steam masuk: } T &= 140\text{ }^{\circ}\text{C} \\ P &= 361,379 \text{ kPa} \\ \lambda &= 2144,00 \text{ kJ/kg} = 512,44 \text{ kkal/kg}\end{aligned}$$

Sehingga kebutuhan steam:

$$Q = m_s \cdot \lambda_s$$

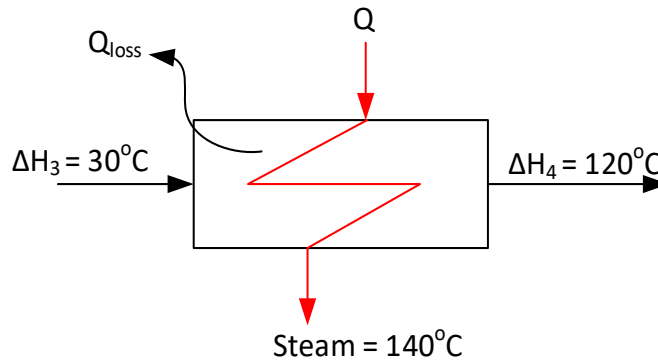
$$\begin{aligned}m_s &= \frac{Q_t}{\lambda_s} = \frac{55766,7851}{512,4374} \\ &= 108,827 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

<b>Neraca Panas Vaporizer (V-113)</b>			
<b>Aliran Panas Masuk</b>		<b>Aliran Panas Keluar</b>	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
$\Delta H_1$	2.958,4461	$\Delta H_2$	58.695,6468
$Q_{Steam}$	55.766,7851	$Q_{Loss}$	29,5845
<b>Total</b>	<b>58.725,2312</b>	<b>Total</b>	<b>58.725,2312</b>



**2. Heater (E-114)**

Fungsi : untuk memanaskan klorin dari suhu 30 °C sampai suhu 120 °C.



Keterangan:

$\Delta H_3$  : Panas yang terkandung pada bahan masuk (*Fresh Feed*)

$\Delta H_4$  : Panas yang terkandung pada bahan keluar heater

$Q_{\text{steam}}$  : Panas yang terkandung dalam pemanas

$Q_{\text{loss}}$  : Panas yang hilang.

Overall energy balance :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_3 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

Direncanakan :

suhu bahan masuk = 30,0 °C = 303,15 K

suhu bahan keluar = 120 °C = 393,15 K

Menghitung kandungan panas bahan yang masuk :

Komponen	T	m (kmol)	$\int C_p dT$	$\Delta H_3$ (kkal/jam)
Cl <sub>2</sub>	303,15	157,6386	170,1277	6.409,9381
CO <sub>2</sub>	303,15	2,5694	186,3796	114,4580
<b>Jumlah</b>				<b>6.524,3961</b>

Menghitung kandungan panas bahan yang keluar :

Komponen	T	m (kmol)	$\int C_p dT$	$\Delta H_4$ (kkal/jam)
Cl <sub>2</sub>	393,15	157,6386	3.289,3	123.932,5880
CO <sub>2</sub>	393,15	2,5694	3.720,7	2.284,9019
<b>Jumlah</b>				<b>126.217,4899</b>

Menghitung panas yang hilang ( $Q_{Loss}$ )

$$\begin{aligned} Q_{Loss} &= 1\% \times \text{Panas yang masuk} \\ &= 1\% \times \Delta H_3 \\ &= 1\% \times 6.524,3961 \\ &= 65,2440 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Overall energy balance :

$$\begin{aligned} \Delta H_3 + Q_{Steam} &= \Delta H_4 + Q_{Loss} \\ 6.524,3961 + Q_{Steam} &= 126.217,4899 + 65,2440 \\ Q_{Steam} &= 119.758,3378 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan steam :

Berdasarkan steam tabel App.F Van nes, didapatkan :

Kondisi steam masuk:  $T = 140 \text{ }^\circ\text{C}$

$$P = 361,379 \text{ kPa}$$

$$\lambda = 2144,00 \text{ kJ/kg} = 512,44 \text{ kkal/kg}$$

Sehingga kebutuhan steam:

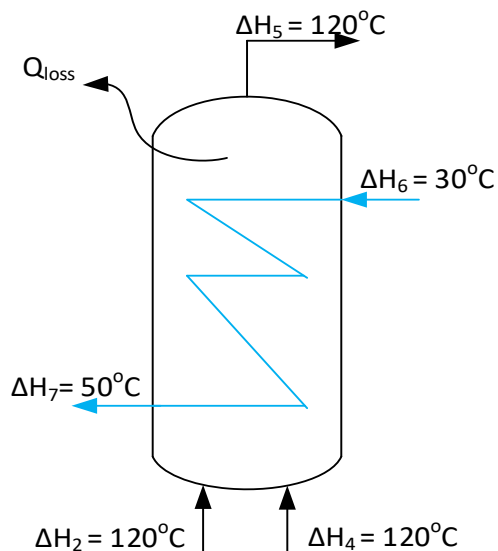
$$Q = m_s \cdot \lambda_s$$

$$\begin{aligned} m_s &= \frac{Q}{\lambda_s} = \frac{119758,3378}{512,4374} \\ &= 233,70333 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

<b>Neraca Panas Heater (E-114)</b>			
<b>Aliran Panas Masuk</b>		<b>Aliran Panas Keluar</b>	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
$\Delta H_3$	6.524,3961	$\Delta H_4$	126.217,4899
$Q_{Steam}$	119.758,3378	$Q_{Loss}$	65,2440
<b>Total</b>	<b>126.282,7339</b>	<b>Total</b>	<b>126.282,7339</b>

**3. Reaktor (R-110)**

Fungsi: untuk tempat terjadinya reaksi antara klorin dan Karbon Disulfida



Keterangan:

- $\Delta H_2$  : Panas yang terkandung pada bahan Karbon Disulfida
- $\Delta H_4$  : Panas yang terkandung pada bahan Klorin
- $\Delta H_5$  : Panas yang terkandung pada produk bahan keluar
- $\Delta H_6$  : Panas yang terkandung dalam cooling water masuk
- $\Delta H_7$  : Panas yang terkandung dalam cooling water keluar
- $\Delta H_R$  : Panas yang timbul akibat terjadinya reaksi
- $Q_{loss}$  : Panas yang hilang

Overall energy balance :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_2 + \Delta H_4 + \Delta H_6 + \Delta H_R = \Delta H_5 + \Delta H_7 + Q_{loss}$$

$$\Delta H_2 + \Delta H_4 + \Delta H_R = \Delta H_5 + (\Delta H_7 - \Delta H_6) + Q_{loss}$$

$$\Delta H_2 + \Delta H_4 + \Delta H_R = \Delta H_5 + Q_{cw} + Q_{loss}$$

Direncanakan:

Suhu bahan (CS<sub>2</sub>) masuk = 120 °C = 393,15 K

Suhu bahan (Cl<sub>2</sub>) masuk = 120 °C = 393,15 K

Suhu produk keluar = 120 °C = 393,15 K

Suhu cooling water masu = 30 °C = 303,15 K

Suhu cooling water kelu = 50 °C = 323,15 K

Menghitung kandungan panas bahan yang masuk :

a.	Komponen	T	m (kmol)	∫C <sub>p</sub> dT	ΔH <sub>2</sub> (kkal/jam)
	CS <sub>2</sub>	393,15	52,5462	4.506,9632	56.603,261
	H <sub>2</sub> O	393,15	2,2451	3.232,4359	1.734,5501
	<b>Jumlah</b>				<b>58.337,8106</b>

Komponen	T	m (kmol)	$\int Cp dT$	$\Delta H_4$ (kkal/jam)
Cl <sub>2</sub>	393,15	157,6386	3.289,3253	123.932,5880
CO <sub>2</sub>	393,15	2,5694	3.720,6582	2.284,9019
<b>Jumlah</b>				<b>126.217,4899</b>

Menghitung kandungan panas bahan yang keluar :

Komponen	T	m (kmol)	$\int Cp dT$	$\Delta H_5$ (kkal/jam)
CS <sub>2</sub>	393,15	5,2546	4.506,9632	5.660,3261
H <sub>2</sub> O	393,15	2,2451	3.232,4359	1.734,5501
Cl <sub>2</sub>	393,15	15,7639	3.289,3253	12.393,2588
CO <sub>2</sub>	393,15	1,2830	3.720,6582	1.140,9420
CCl <sub>4</sub>	393,15	47,2916	8.355,8323	94.447,3249
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	393,15	47,2916	7.184,7388	81.210,2655
<b>Jumlah</b>				<b>196.586,6674</b>

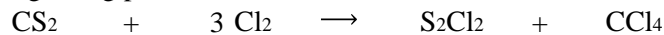
Menghitung panas reaksi dari masing-masing komponen

<sup>+</sup> $\Delta H_f$  Dikutip dari Carls and Yaws Tabel & \* David M. Himmelblau Tabel F.1

Menghitung panas reaksi standart:

$$\Delta H_{R\ 25} = \Delta H_{f\ produk} - \Delta H_{f\ reaktan}$$

Menghitung panas reaksi



Komponen produk	$\Delta H_{f\ 298}^\circ$	$\Delta H_{f\ 298}^\circ$	kmol/jam	$\Delta H_{rxn\ (298,15)}$
	kJ/kmol	kkal/kmol		kkal/jam
*CCl <sub>4</sub>	139.500,00	33.341,8950	47,292	1.576.791
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	-59.400,00	-14.197,1940	47,2916	-2.685.631
<b>Jumlah</b>				<b>-1.108.840</b>

Komponen reaktan	$\Delta H_{f\ 298}^\circ$	$\Delta H_{f\ 298}^\circ$	kmol/jam	$\Delta H_{rxn\ (298,15)}$
	kJ/kmol	kkal/kmol		kkal/jam
CS <sub>2</sub>	116.600,00	27.868,5660	52,5462	1.464.387
Cl <sub>2</sub>	0,00	0,000	157,6386	0
<b>Jumlah</b>				<b>1.464.387</b>

$$\begin{aligned} \Delta H_{rxn\ 298}^\circ &= \Delta H_{f\ 298\ produ}^\circ - \Delta H_{f\ 298\ reaktan}^\circ \\ &= -1.108.840 - 1.464.387 \\ &= -2.573.228 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{reaktan} &= \Delta H_{CS_2} + \Delta H_{Cl_2} \\ &= 58.337,811 + 126.217,4899 \\ &= 184.555,30 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{produk} &= \Delta H_{CCl_4} + \Delta H_{S_2Cl_2} \\ &= 94.447,325 + 81.210,2655 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 175.657,59 \text{ kkal/jam} \\
 \Delta H_{\text{rxn}} &= \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{\text{rxn } 298,15} \\
 &= 175.657,5905 - 184.555,3006 + -2.573.227,61 \\
 &= -2.582.125,32 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$\Delta H_{\text{rxn}}$  bernilai negatif, sehingga reaksi eksotermis

Menghitung panas yang hilang ( $Q_{\text{Loss}}$ )

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{Loss}} &= 1\% \times \text{Panas yang masuk} \\
 &= 1\% \times (\Delta H_2 + \Delta H_4 + \Delta H_R) \\
 &= 1\% \times ( 58.337,8106 + 126.217,4899 + 2.582.125,316 ) \\
 &= 27.666,8062 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Overall energy balance :

$$\begin{aligned}
 \Delta H_2 + \Delta H_4 + \Delta H_R &= \Delta H_5 + Q_{\text{cw}} + Q_{\text{loss}} \\
 Q_{\text{cw}} &= (\Delta H_2 + \Delta H_4 + \Delta H_R) - (\Delta H_5 + Q_{\text{loss}}) \\
 &= ( 58.337,811 + 126.217,4899 + 2.582.125,316 ) \\
 &\quad - ( 196.586,667 + 27.666,8062 ) \\
 &= 2.542.427,143 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan cooling water :

$$\begin{aligned}
 \text{Pendingin masuk} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K} \\
 \text{Pendingin keluar} &= 50 \text{ }^\circ\text{C} = 323,15 \text{ K} \\
 \text{Suhu referensi} &= 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

$$Q_{\text{cw}} = \Delta H_7 - \Delta H_6$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_7 &= m \times J_{\text{Cp}} dT \\
 &= m \times 24,75 \\
 &= m \times 24,75
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_6 &= m \times J_{\text{Cp}} dT \\
 &= m \times 4,95 \\
 &= m \times 4,95
 \end{aligned}$$

$$Q_{\text{c}} = \Delta H_7 - \Delta H_6$$

$$2.542.427,1434 = 24,8 \text{ m} - 4,95 \text{ m}$$

$$2.542.427,1434 = 19,8 \text{ m}$$

$$m = 128.405,4 \text{ kg/jam}$$

maka, didapatkan :

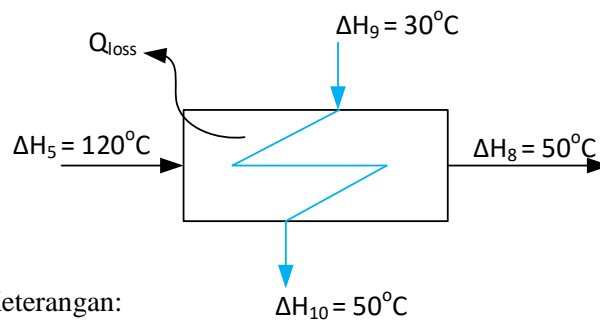
$$\begin{aligned}
 \Delta H_7 &= m \times 24,75 \\
 &= 128.405,4113 \times 24,75 \\
 &= 3.178.033,929 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_6 &= m \times 4,95 \\
 &= 128.405,41 \times 4,95 \\
 &= 635.606,79 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Reaktor (R-110)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
$\Delta H_2$	58.337,8106	$\Delta H_5$	196.586,6674
$\Delta H_4$	126.217,4899	$\Delta H_7$	3.178.033,9293
$\Delta H_6$	635.606,7859	$Q_{Loss}$	27.666,8062
$\Delta H_{rxn}$	2.582.125,3165		
<b>Total</b>	<b>3.402.287,4029</b>	<b>Total</b>	<b>3.402.287,4029</b>

**4. Kondensor (E-123)**

Fungsi : Untuk mengkondensasikan produk R-110



Keterangan:

- $\Delta H_5$  : Panas bahan masuk kondensor
- $\Delta H_8$  : Panas bahan keluar kondensor menuju flash drum
- $\Delta H_9$  : Panas yang terkandung dalam pendingin masuk
- $\Delta H_{10}$  : Panas yang terkandung dalam pendingin keluar
- $Q_{Loss}$  : Panas yang hilang

Overall energy balance :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_5 + \Delta H_9 = \Delta H_8 + \Delta H_{10} + Q_{loss}$$

$$\Delta H_5 = \Delta H_8 + (\Delta H_{10} - \Delta H_9) + Q_{loss}$$

$$\Delta H_5 = \Delta H_8 + Q_{cw} + Q_{loss}$$

Suhu bahan masuk = 120 °C = 393,15 K

Suhu bahan keluar = 50 °C = 323,15 K

Suhu pendingin masuk = 30 °C = 303,15 K

Suhu pendingin keluar = 50 °C = 323,15 K

Menghitung kandungan panas bahan yang masuk :

Komponen	T	m (kmol)	$\int C_p dT$	$\Delta H_{5a}$ (kkal/jam)
CS <sub>2</sub>	393,15	5,2546	4.506,9632	5.660,3261
H <sub>2</sub> O	393,15	2,2451	3.232,4359	1.734,5501
Cl <sub>2</sub>	393,15	15,7639	3.289,3253	12.393,2588
CO <sub>2</sub>	393,15	1,2830	3.720,6582	1.140,9420

CCl <sub>4</sub>	393,15	47,2916	8.355,8323	94.447,3249
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	393,15	47,2916	7.184,7388	81.210,2655
<b>Jumlah</b>				<b>196.586,6674</b>

Komponen	T	m (kmol)	$\lambda +$	$\Delta H_{5b}$ (kkal/jam)
CS <sub>2</sub>	393,15	5,2546	26,7540	33,6005
H <sub>2</sub> O	393,15	2,2451	40,6830	21,8308
CCl <sub>4</sub>	393,15	47,2916	30,0190	339,3096
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	393,15	47,2916	41,1000	464,5600
<b>Jumlah</b>				<b>859,3009</b>

Panas bahan masuk kondensor ( $\Delta H_5$ )

$$\begin{aligned}\Delta H_5 &= \Delta H_{5a} + \Delta H_{5b} \\ &= 196.586,6674 + 859,3009 \\ &= 197.445,9683 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

Menghitung kandungan panas bahan yang keluar :

Komponen	T	m (kmol)	$\int Cp dT$	$\Delta H_g$ (kkal/jam)
CS <sub>2</sub>	323,15	5,2546	1.152,2485	1.447,1168
H <sub>2</sub> O	323,15	2,2451	843,7948	452,7868
Cl <sub>2</sub>	323,15	15,7639	854,2391	3.218,5344
CO <sub>2</sub>	323,15	1,2830	942,8478	289,1248
CCl <sub>4</sub>	323,15	47,2916	2.127,3456	24.045,7322
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	323,15	47,2916	1.857,8521	20.999,6034
<b>Jumlah</b>				<b>50.452,8985</b>

Menghitung panas yang hilang ( $Q_{Loss}$ )

$$\begin{aligned}Q_{Loss} &= 1\% \times \text{Panas yang masuk} \\ &= 1\% \times \Delta H_5 \\ &= 1\% \times 197.445,9683 \\ &= 1.974,460 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

Overall energy balance :

$$\begin{aligned}\Delta H_5 &= \Delta H_g + Q_{cw} + Q_{Loss} \\ 197.445,9683 &= 50.452,8985 + Q_s + 1.974,4597 \\ Q_{cw} &= 145.018,6102 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan pendingin:

$$\begin{aligned}\text{Pendingin masuk} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15 \\ \text{Pendingin keluar} &= 50 \text{ }^\circ\text{C} = 323,15 \\ \text{Suhu referensi} &= 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15\end{aligned}$$

$$Q_{cw} = \Delta H_{10} - \Delta H_9$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{10} &= m \times \int Cp dT \\ &= m \times 201,675 \\ &= m \times 201,675\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_9 &= m \times \int C_p dT \\ &= m \times 40,2466 \\ &= m \times 40,2466 \\ Q_{cw} &= \Delta H_{10} - \Delta H_9 \\ 145.018,6102 &= 201,675 \text{ m} - 40,2466 \text{ m} \\ 145.018,6102 &= 161,429 \text{ m} \\ m &= 898,344 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

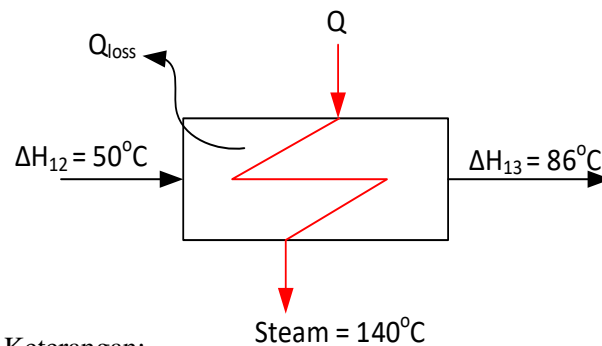
maka, didapatkan:

$$\begin{aligned} \Delta H_{10} &= m \times 201,68 \\ &= 898,3441 \times 201,68 \\ &= 181.173,9023 \text{ kkal/jam} \\ \Delta H_9 &= m \times 40,25 \\ &= 898,3441 \times 40,25 \\ &= 36.155,2921 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas Kondensor E-123			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
$\Delta H_5$	197.445,9683	$\Delta H_8$	50.452,8985
$\Delta H_9$	36.155,2921	$\Delta H_{10}$	181.173,9023
		$Q_{Loss}$	1.974,4597
<b>Total</b>	<b>233.601,2604</b>	<b>Total</b>	<b>233.601,2604</b>

### 5. Heater (E-121)

Fungsi : untuk memanaskan bahan dari suhu 50 °C sampai suhu 86 °C.



Keterangan:

$\Delta H_{12}$  : Panas yang terkandung pada bahan masuk heater

$\Delta H_{13}$  : Panas yang terkandung pada bahan keluar heater

$Q_{steam}$  : Panas yang terkandung dalam pemanas

$Q_{loss}$  : Panas yang hilang.

Overall energy balance :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$



$$\Delta H_{12} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{13} + Q_{\text{loss}}$$

Direncanakan :

suhu bahan masuk = 50 °C = 323,15 K

suhu bahan keluar = 86 °C = 359,26 K

Menghitung kandungan panas bahan yang masuk :

Komponen	T	m (kmol)	∫CpdT	ΔH <sub>12</sub> (kkal/jam)
CS <sub>2</sub>	323,15	4,6545	1.152,2485	1.217,7511
H <sub>2</sub> O	323,15	2,2143	843,7948	424,2507
CCl <sub>4</sub>	323,15	45,1879	2.127,3456	21.827,2769
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	323,15	45,9568	1.857,8521	19.386,5409
<b>Jumlah</b>				<b>42.855,8196</b>

Menghitung kandungan panas bahan yang keluar :

Komponen	T	m (kmol)	∫CpdT	ΔH <sub>13</sub> (kkal/jam)
CS <sub>2</sub>	359,26	4,6545	2.860,5633	3.182,2944
H <sub>2</sub> O	359,26	2,2143	2.071,1544	1.096,1617
CCl <sub>4</sub>	359,26	45,1879	5.294,0168	57.177,2429
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	359,26	45,9568	4.584,8573	50.360,6578
<b>Jumlah</b>				<b>111.816,3567</b>

Menghitung panas yang hilang (Q<sub>Loss</sub>)

$$\begin{aligned} Q_{\text{Loss}} &= 1\% \times \text{Panas yang masuk} \\ &= 1\% \times \Delta H_{12} \\ &= 1\% \times 42.855,8196 \\ &= 428,5582 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Overall energy balance :

$$\begin{aligned} \Delta H_{12} + Q_{\text{Steam}} &= \Delta H_{13} + Q_{\text{Loss}} \\ 42.855,8196 + Q_{\text{Steam}} &= 111.816,3567 + 428,5582 \\ Q_{\text{Steam}} &= 69.389,0953 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan steam :

Berdasarkan steam tabel App.F Van nes, didapatkan :

Kondisi steam masuk: T = 140 °C

P = 361,379 kPa

λ = 2144,00 kJ/kg = 512,44 kkal/kg

Sehingga kebutuhan steam:

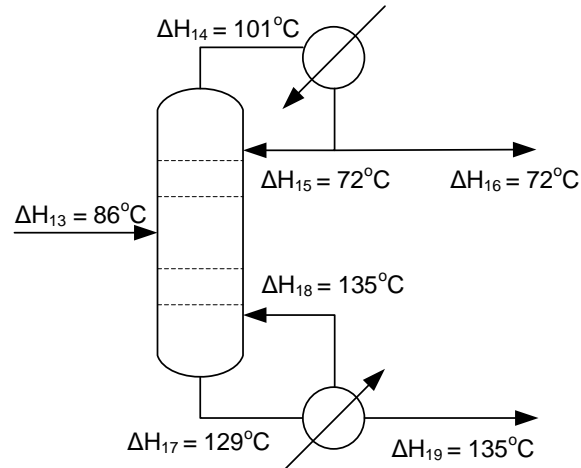
$$\begin{aligned} Q &= m_s \cdot \lambda_s \\ m_s &= \frac{Q_t}{\lambda_s} = \frac{69389,0953}{512,4374} \\ &= 135,40989 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

<b>Neraca Panas Heater E-121</b>			
<b>Aliran Panas Masuk</b>		<b>Aliran Panas Keluar</b>	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
ΔH <sub>12</sub>	42.855,8196	ΔH <sub>13</sub>	111.816,3567

$Q_{\text{Steam}}$	69.389,0953	$Q_{\text{Loss}}$	428,5582
Total	<b>112.244,9149</b>	Total	<b>112.244,9149</b>

### 6. Kolom Destilasi D-120

Fungsi: Untuk memisahkan Produk utama Karbon Tetraklorida dari impuritisnya



Keterangan:

- $\Delta H_{13}$  : Panas bahan masuk kolom destilasi
- $\Delta H_{14}$  : Panas vapor menuju kondensor
- $\Delta H_{15}$  : Panas liquid keluar kondensor yang refluks
- $\Delta H_{16}$  : Panas liquid keluar kondensor sebagai destilat
- $\Delta H_{17}$  : Panas liquid masuk reboiler
- $\Delta H_{18}$  : Panas vapor keluar reboiler
- $\Delta H_{19}$  : Panas liquid keluar reboiler sebagai bottom
- $Q_{\text{Loss}}$  : Panas yang hilang
- $Q_{\text{Steam}}$  : Panas yang terkandung pada steam
- $Q_{\text{Pendingin}}$  : Panas yang terkandung pada air pendingin

Direncanakan:

- Suhu bahan masuk = 86,1135 °C = 359,26 K
- Suhu liquid keluar kondensc = 74,8438 °C = 347,99 K
- Suhu liquid keluar reboiler = 135,038 °C = 408,19 K
- Suhu air pendingin masuk = 30 °C = 303,15 K
- Suhu air pendingin keluar = 50 °C = 323,15 K

Data yang diperoleh dari perhitungan temperatur bubble point dan dew point

Temperatur pada feed :

- Buble point = 86,1135 °C = 359,2635 K
- Dew point = 101,8721 °C = 375,0221 K

Temperatur pada destilat :

Buble point = 72,4739 °C = 345,6239 K

Dew point = 74,8438 °C = 347,9938 K

Temperatur pada bottom :

Buble point = 129,1078 °C = 402,2578 K

Dew point = 135,0381 °C = 408,1881 K

a. Komposisi masing-masing komponen pada tiap aliran bahan dalam kolom destilasi

Komponen	Feed		Destilat		Bottom	
	kmol/jam	X <sub>F</sub>	kmol/jam	X <sub>D</sub>	kmol/jam	X <sub>B</sub>
CS <sub>2</sub>	4,6545	0,0475	4,6545	0,0942	0	0
CCl <sub>4</sub>	45,1879	0,461	44,736	0,9054	0,4519	0,0093
H <sub>2</sub> O	2,2143	0,0226	0,0221	0,0004	2,1922	0,0451
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	45,9568	0,4689	0	0	45,957	0,9456
<b>Jumlah</b>	<b>98,0135</b>	<b>1</b>	<b>49,4126</b>	<b>1</b>	<b>48,601</b>	<b>1</b>

b. Menghitung panas pada laju alir bagian atas dan laju alir bagian bawah

1. Menghitung panas laju alir bagian atas

Menghitung aliran keluar kondensor yang direfluks

$$R = \frac{L_o}{D}$$

$$L_o = R \times D$$

$$= 1,88724 \times 49,4126$$

$$= 93,2537 \text{ kmol/jam}$$

Komponen	x <sub>D</sub>	Panas liquid yang direfluks, L <sub>o</sub>			
		kmol/jam	T <sub>ref</sub>	T	ΔH <sub>15</sub> kkal/jam
CS <sub>2</sub>	0,0942	8,7842	298,15	345,62	4638,8728
CCl <sub>4</sub>	0,9054	84,4278	298,15	345,62	82445,1400
H <sub>2</sub> O	0,0004	0,0418	298,15	345,62	16,0450
<b>Jumlah</b>	<b>1</b>	<b>93,2537</b>	<b>Jumlah</b>		<b>87100,0578</b>

Menghitung aliran vapor masuk kondensor

$$V = (R + 1) \times D$$

$$= 2,8872 \times 49,4126$$

$$= 142,666 \text{ kmol/jam}$$

Komponen	x <sub>D</sub>	Panas Sensibel		
		T <sub>ref</sub>	T	kkal/jam
CS <sub>2</sub>	0,0942	298,15	347,9938	7458,637
CCl <sub>4</sub>	0,9054	298,15	347,9938	132579,98
H <sub>2</sub> O	0,0004	298,15	347,9938	25,779
<b>Jumlah</b>	<b>1</b>			<b>140064,39</b>

Komponen	kmol/jam	$\lambda^*$ kJ/kmol	Panas latent kkal/jam	Panas vapor masuk kondensor $\Delta H_{14}$ kkal/jam
CS <sub>2</sub>	13,4387	26,7540	85,9332	7544,57023
CCl <sub>4</sub>	129,1637	30,0190	926,7293	133506,70556
H <sub>2</sub> O	0,0639	40,6830	0,6217	26,40090
<b>Jumlah</b>	<b>142,6663</b>			<b>141077,6767</b>

2. Menghitung panas laju alir bagian bawah

Menghitung aliran liquid masuk reboiler

$$\begin{aligned} \bar{L} &= L_o + q F \\ &= 93,2537 + 1 \times 98,0135 \\ &= 191,2672 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Komponen	$x_B$	Panas liquida masuk reboiler, $\bar{L}$			
		kmol/jam	$T_{ref}$	T	$\Delta H_{17}$ kkal/jam
CCl <sub>4</sub>	0,0093	1,7784	298,15	402,26	3907,1645
H <sub>2</sub> O	0,0451	8,6274	298,15	402,26	7312,3784
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	0,9456	180,8615	298,15	402,26	341049,3472
<b>Jumlah</b>	<b>1</b>	<b>191,2672</b>	<b>Jumlah</b>		<b>352268,8900</b>

Menghitung aliran vapor keluar reboiler ke kolom distilasi

$$\begin{aligned} \bar{V} &= V + F(q - 1) \\ &= 142,6663 + 98,0135 \times (1 - 1) \\ &= 142,6663 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Komponen	$x_B$	Panas vapor keluar reboiler, $\bar{V}$			
		kmol/jam	$T_{ref}$	T	$\Delta H_{18}$ kkal/jam
CCl <sub>4</sub>	0,0093	1,3265	298,15	408,19	51184,6711
H <sub>2</sub> O	0,0451	6,4352	298,15	408,19	5769,1387
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	0,9456	134,9047	298,15	408,19	269228,8846
<b>Jumlah</b>	<b>1</b>	<b>142,6663</b>	<b>Jumlah</b>		<b>326182,6945</b>

d. Menghitung panas feed masuk, destilat keluar dan bottom keluar

1. Menghitung panas pada feed masuk kolom destilasi

Komposisi	$x_F$	Panas liquida masuk kolom destilasi, F			
		kmol/jam	$T_{ref}$	T	$\Delta H_{13}$ kkal/jam
CS <sub>2</sub>	0,0475	4,6545	298,15	359,26	3182,2944
CCl <sub>4</sub>	0,4610	45,1879	298,15	359,26	57177,2429
H <sub>2</sub> O	0,0226	2,2143	298,15	359,26	1096,1617
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	0,4689	45,9568	298,15	359,26	50360,6578
<b>Jumlah</b>	<b>1</b>	<b>52,0567</b>	<b>Jumlah</b>		<b>111816,3567</b>

2. Menghitung panas liquid keluar sebagai destilat

Komposisi	$x_D$	Panas liquid keluar sebagai destilat, D			
		kmol/jam	$T_{ref}$	T	$\Delta H_{16}$ kkal/jam
CS <sub>2</sub>	0,0942	4,6545	298,15	345,62	2458,0134
CCl <sub>4</sub>	0,9054	44,7360	298,15	345,62	43685,4527

H <sub>2</sub> O	0,0004	0,0221	298,15	345,62	8,5018
<b>Jumlah</b>	<b>1</b>	<b>49,4126</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Jumlah</b>	<b>46151,9679</b>

3. Menghitung panas liquid keluar sebagai bottom

Komposisi	x <sub>B</sub>	Panas liquid keluar sebagai bottom, B			
		kmol/jam	T <sub>ref</sub>	T	ΔH <sub>19</sub> kkal/jam
CCl <sub>4</sub>	0,0093	0,4519	298,15	408,2	1051,9504
H <sub>2</sub> O	0,0451	2,1922	298,15	408,2	1965,3204
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	0,9456	45,9568	298,15	408,2	91715,7716
<b>Jumlah</b>	<b>1</b>	<b>48,6009</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Jumlah</b>	<b>94733,0423</b>

e. Menghitung Neraca Panas Overall

Overall energy balance :

$$\begin{aligned}\Delta H_{13} + Q_c &= \Delta H_{16} + \Delta H_{19} + Q_c + Q_{\text{loss}} \\ 111816,3567 + Q_R &= 46151,968 + 94733,042 + Q_c + 5896,37 \\ Q_R &= 34965,019 + Q_c\end{aligned}$$

1. Menghitung panas air keluar kondensor

Kesetimbangan panas pada kondensor:

$$\begin{aligned}\Delta H_{14} &= \Delta H_{15} + \Delta H_{16} + Q_c \\ 141077,6767 &= 87100,058 + 46151,9679 + Q_c \\ Q_c &= 7825,6509 \text{ kkal/jam} \\ Q_c &= 32741,939 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

2. Menghitung panas steam pada reboiler

$$\begin{aligned}Q_R &= 34965,0187 + Q_c \\ Q_R &= 34965,0187 + 7825,6509 \\ Q_R &= 42790,6696 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

f. Menghitung kebutuhan air pendingin

$$\begin{aligned}Q_c &= m \times \int C_p dT \\ 32741,9394 &= m \times 80,6488 \\ m &= 405,982 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

g. Menghitung neraca panas pada reboiler

Kesetimbangan panas pada reboiler:

$$\begin{aligned}\Delta H_{17} + Q_R &= \Delta H_{18} + \Delta H_{19} + Q_{\text{Loss}} \\ 352268,890 + Q_R &= 326182,6945 + 94733,0423 + Q_{\text{Loss}} \\ Q_R &= 68646,8467 + Q_{\text{Loss}}\end{aligned}$$

Dimana:

$$\begin{aligned}Q_{\text{Loss}} &= 1\% [\Delta H_{18} + \Delta H_{19}] \\ &= 1\% \times [326182,6945 + 94733,0423] \\ &= 4209,157367 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned}Q_R &= 68646,847 + Q_{\text{Loss}} \\ &= 68646,847 + 4209,1574 \\ &= 72856,004 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

**h. Menghitung kebutuhan steam**

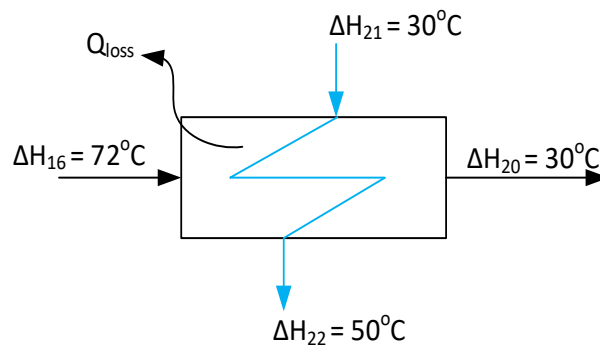
Kondisi steam masuk:  $T = 140 \text{ }^\circ\text{C}$   
 $P = 361,379 \text{ kPa}$   
 $\lambda = 2144 \text{ kJ/kg}$   
 $= 512,4374 \text{ kkal/kg}$

Jumlah steam yang dibutuhkan  $= \frac{Q_R}{\lambda}$   
 $= \frac{72856,0040}{512,4374}$   
 $= 142,175 \text{ kg/jam}$

<b>Neraca Panas Kolom Destilasi D-120</b>			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
$\Delta H_{13}$	111816,3567	$\Delta H_{16}$	46151,9679
$Q_R$	42790,6696	$\Delta H_{19}$	94733,0423
		$Q_C$	7825,6509
		$Q_{loss}$	5896,3652
<b>Jumlah</b>	<b>154607,0263</b>	<b>Jumlah</b>	<b>154607,0263</b>
<b>Aliran Panas Kondensor</b>			
$\Delta H_{14}$	141077,6767	$\Delta H_{15}$	87100,0578
		$\Delta H_{16}$	46151,9679
		$Q_C$	7825,6509
<b>Jumlah</b>	<b>141077,6767</b>	<b>Jumlah</b>	<b>141077,6767</b>
<b>Aliran Panas Reboiler</b>			
$\Delta H_{17}$	352268,8900	$\Delta H_{18}$	326182,6945
$Q_R$	72856,0040	$\Delta H_{19}$	94733,0423
		$Q_{Loss}$	4209,1574
<b>Total</b>	<b>425124,8941</b>	<b>Total</b>	<b>425124,8941</b>

**7. Cooler (E-127a)**

Fungsi : Untuk mendinginkan produk  $\text{CCl}_4$  dari  $72 \text{ }^\circ\text{C}$  ke  $30 \text{ }^\circ\text{C}$



Keterangan:

$\Delta H_{16}$  : Panas bahan masuk cooler

$\Delta H_{20}$  : Panas bahan keluar cooler

$\Delta H_{21}$  : Panas yang terkandung dalam pendingin masuk

$\Delta H_{22}$  : Panas yang terkandung dalam pendingin keluar

$Q_{Loss}$  : Panas yang hilang

Overall energy balance :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_{16} + \Delta H_{21} = \Delta H_{20} + \Delta H_{22} + Q_{loss}$$

$$\Delta H_{16} = \Delta H_{20} + (\Delta H_{22} - \Delta H_{21}) + Q_{loss}$$

$$\Delta H_{16} = \Delta H_{20} + Q_{cw} + Q_{loss}$$

Suhu bahan masuk = 72 °C = 345,62 K

Suhu bahan keluar = 30 °C = 303,15 K

Suhu pendingin masuk = 30 °C = 303,15 K

Suhu pendingin keluar = 50 °C = 323,15 K

Menghitung kandungan panas bahan yang masuk :

Komponen	T <sub>9</sub>	m (kmol)	∫C <sub>p</sub> dT	ΔH <sub>16</sub> (kkal/jam)
CS <sub>2</sub>	345,62	4,6545	2.209,5074	2.458,0134
CCl <sub>4</sub>	345,62	44,7360	4.085,6744	43.685,4527
H <sub>2</sub> O	345,62	0,0221	1.606,3867	8,5018
Jumlah				<b>46.151,9679</b>

Menghitung kandungan panas bahan yang keluar :

Komponen	T <sub>10</sub>	m (kmol)	∫C <sub>p</sub> dT	ΔH <sub>20</sub> (kkal/jam)
CS <sub>2</sub>	303,15	4,6545	228,3678	254,0527
CCl <sub>4</sub>	303,15	44,7360	420,9613	4.501,0644
H <sub>2</sub> O	303,15	0,0221	168,3888	0,8912
Jumlah				<b>4.756,0083</b>

Menghitung panas yang hilang ( $Q_{Loss}$ )

$$Q_{Loss} = 1\% \times \text{Panas yang masuk}$$

$$= 1\% \times \Delta H_{16}$$

$$= 1\% \times 46.151,9679$$

$$= 461,520 \text{ kkal/jam}$$

Overall energy balance :

$$\Delta H_{16} = \Delta H_{20} + Q_{cw} + Q_{Loss}$$

$$46.151,9679 = 4.756,0083 + Q_s + 461,5197$$

$$Q_{cw} = 40.934,4400 \text{ kkal/jam}$$

Menghitung kebutuhan pendingin:

Pendingin masuk = 30 °C = 303,15

$$\text{Pendingin keluar} = 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 323,15$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15$$

$$Q_{cw} = \Delta H_{22} - \Delta H_{21}$$

$$\Delta H_{22} = m \times \int C_p dT$$

$$= m \times 201,6754$$

$$= m \times 201,68$$

$$\Delta H_{21} = m \times \int C_p dT$$

$$= m \times 40,2466$$

$$= m \times 40,2466$$

$$Q_{cw} = \Delta H_{22} - \Delta H_{21}$$

$$40.934,4400 = 201,68 \text{ m} - 40,25 \text{ m}$$

$$40.934,4400 = 161,43 \text{ m}$$

$$\text{m} = 253,576 \text{ kg/jam}$$

maka, didapatkan:

$$\Delta H_{22} = m \times 201,68$$

$$= 253,5758 \times 201,68$$

$$= 51.140,0034 \text{ kkal/jam}$$

$$\Delta H_{21} = m \times 40,25$$

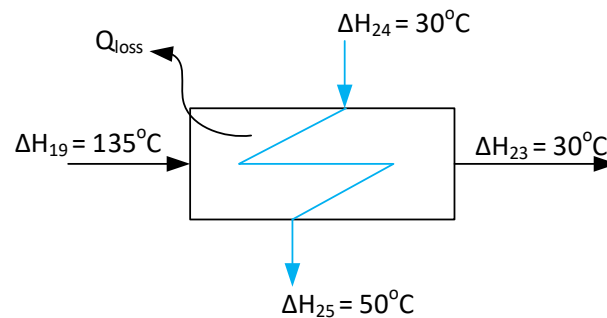
$$= 253,5758 \times 40,25$$

$$= 10.205,5635 \text{ kkal/jam}$$

Neraca Panas Cooler (E-127a)			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
$\Delta H_{16}$	46.151,9679	$\Delta H_{20}$	4.756,0083
$\Delta H_{21}$	10.205,5635	$\Delta H_{22}$	51.140,0034
		$Q_{Loss}$	461,5197
<b>Total</b>	<b>56.357,5314</b>	<b>Total</b>	<b>56.357,5314</b>

### 8. Cooler (E-127b)

Fungsi : Untuk mendinginkan by-produk  $S_2Cl_2$  dari  $135 \text{ } ^\circ\text{C}$  ke  $30 \text{ } ^\circ\text{C}$



Keterangan:

$\Delta H_{19}$  : Panas bahan masuk cooler



- $\Delta H_{23}$  : Panas bahan keluar cooler  
 $\Delta H_{24}$  : Panas yang terkandung dalam pendingin masuk  
 $\Delta H_{25}$  : Panas yang terkandung dalam pendingin keluar  
 $Q_{Loss}$  : Panas yang hilang

Overall energy balance :

$$\begin{aligned}
 \text{Panas masuk} &= \text{Panas keluar} \\
 \Delta H_{19} + \Delta H_{24} &= \Delta H_{23} + \Delta H_{25} + Q_{loss} \\
 \Delta H_{19} &= \Delta H_{23} + (\Delta H_{25} - \Delta H_{24}) + Q_{loss} \\
 \Delta H_{19} &= \Delta H_{23} + Q_{cw} + Q_{loss}
 \end{aligned}$$

- Suhu bahan masuk = 135 °C = 408,19 K  
 Suhu bahan keluar = 30 °C = 303,15 K  
 Suhu pendingin masuk = 30 °C = 303,15 K  
 Suhu pendingin keluar = 50 °C = 323,15 K

Menghitung kandungan panas bahan yang masuk :

Komponen	T <sub>9</sub>	m (kmol)	∫C <sub>p</sub> dT	ΔH <sub>19</sub> (kkal/jam)
CCl <sub>4</sub>	408,19	0,4519	9.739,9640	1.051,9504
H <sub>2</sub> O	408,19	2,1922	3.750,9047	1.965,3204
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	408,19	45,9568	8.349,8457	91.715,7716
<b>Jumlah</b>				<b>94.733,0423</b>

Menghitung kandungan panas bahan yang keluar :

Komponen	T <sub>10</sub>	m (kmol)	∫C <sub>p</sub> dT	ΔH <sub>23</sub> (kkal/jam)
CCl <sub>4</sub>	303,15	0,4519	420,9613	45,4653
H <sub>2</sub> O	303,15	2,1922	168,3888	88,2288
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	303,15	45,9568	369,4655	4.058,2563
<b>Jumlah</b>				<b>4.191,9504</b>

Menghitung panas yang hilang (Q<sub>Loss</sub>)

$$\begin{aligned}
 Q_{Loss} &= 1\% \times \text{Panas yang masuk} \\
 &= 1\% \times \Delta H_{19} \\
 &= 1\% \times 94.733,0423 \\
 &= 947,330 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Overall energy balance :

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{19} &= \Delta H_{23} + Q_{cw} + Q_{Loss} \\
 94.733,0423 &= 4.191,9504 + Q_s + 947,3304 \\
 Q_{cw} &= 89.593,7614 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan pendingin:

- Pendingin masuk = 30 °C = 303,15  
 Pendingin keluar = 50 °C = 323,15  
 Suhu referensi = 25 °C = 298,15

$$Q_{cw} = \Delta H_{25} - \Delta H_{24}$$

$$\Delta H_{25} = m \times \int C_p dT$$

$$= m \times 201,6754$$

$$= m \times 201,6754$$

$$\Delta H_{24} = m \times \int C_p dT$$

$$= m \times 40,2466$$

$$= m \times 40,2466$$

$$Q_{cw} = \Delta H_{25} - \Delta H_{24}$$

$$89.593,7614 = 201,68 \text{ m} - 40,25 \text{ m}$$

$$89.593,7614 = 161,43 \text{ m}$$

$$m = 555,005 \text{ kg/jam}$$

maka, didapatkan:

$$\Delta H_{25} = m \times 201,68$$

$$= 555,0048 \times 201,68$$

$$= 111.930,8161 \text{ kkal/jam}$$

$$\Delta H_{24} = m \times 40,25$$

$$= 555,0048 \times 40,25$$

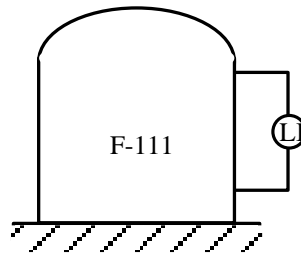
$$= 22.337,0546 \text{ kkal/jam}$$

<b>Neraca Panas Cooler (E-127b)</b>			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	Energi kkal/jam	Komponen	Energi kkal/jam
$\Delta H_{19}$	94.733,0423	$\Delta H_{23}$	4.191,9504
$\Delta H_{24}$	22.337,0546	$\Delta H_{25}$	111.930,8161
		$Q_{Loss}$	947,3304
<b>Total</b>	<b>117.070,0969</b>	<b>Total</b>	<b>117.070,0969</b>

## APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

### 1. Storage Tank Karbon Disulfida (F-111)

- Fungsi : Untuk menyimpan bahan baku Karbon Disulfida  
 Tipe : Tangki bentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standard dished dan dasar berbentuk datar (flat bottom)



Direncanakan :

- Bahan konstruksi = Carbon steels SA-135 Grade B  
 Allowable stress ( $f$ ) = 12750  
 Tipe pengelasan = Double welded but joint ( $E = 0.8$ )  
 Faktor korosi ( $C$ ) =  $1/16$  in  
 Waktu tinggal = 7 hari  
 Volume ruang kosong = 20% Volume total  
 Jumlah tangki = 2 buah  
 Kondisi operasi :  
 Suhu operasi =  $30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303.15\text{ K}$   
 Tekanan operasi =  $1\text{ atm} = 14.7\text{ psia}$

Dari Perry 8th Edition tabel 2-32 Hal. 2-98 didapatkan tabel berikut:

Komponen	berat molekul	C1	C2	C3	C4
CS <sub>2</sub>	76	1.79680	0.28749	552.000	0.32260
H <sub>2</sub> O	18	-13.85100	0.64038	-0.0019	1.8.E-06

dimana,  $\rho$  dalam  $\text{mol}/\text{m}^3$

$$\rho = \frac{C_1}{C_2 \left(1 + \left(1 - \frac{T}{C_3}\right) C_4\right)}$$

untuk water menggunakan persamaan:

$$\rho = C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xi. $\rho$ i
CS <sub>2</sub>	3993.5055	0.9900	244.7348	242.2875
H <sub>2</sub> O	40.33844	0.0100	998.7518	9.9875
Total	4033.844	1.0000	1243.4866	252.2750

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.\rho i}{\sum xi} \\ &= \frac{252.2750}{1.0000} = 252.2750 \text{ kg/m}^3 = 15.7420 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Rate Carbon Disulfide masuk (m)} &= 4033.84399 \text{ kg/jam} \\ &= 8893.0125 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

#### PERHITUNGAN

##### A. Menghitung Volume Tangki

$$\begin{aligned}\text{Volume bahan baku} &= \frac{m}{\rho} \times \frac{\text{Waktu tinggal}}{\text{jam}} \\ &= \frac{4033.844 \text{ kg/jam}}{252.2750 \text{ kg/m}^3} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times 7 \text{ hari} \\ &= 2686.2981 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Jumlah bahan baku Carbon Disulfide yang harus disimpan dalam 7 hari sebanyak 2686.2981 m<sup>3</sup> yang disimpan didalam 2 buah tangki storage dimana jika disimpan dalam 1 buah tangki akan membutuhkan volume yang terlalu besar sehingga,

$$\begin{aligned}\text{Volume} &= \frac{2686.2981}{2} = 1343.14903 \text{ m}^3 \\ \text{Volume tangki} &= \frac{1343.1490}{0.8} = 1678.93629 \text{ m}^3\end{aligned}$$

##### B. Menentukan Dimensi tangki

$$\begin{aligned}\text{Asumsi } L_s &= 1.5 \text{ di} \\ \text{Volume tanki} &= \text{Volume silinder} + \text{Tutup atas} \\ 1678.9363 &= \frac{\pi}{4} di^2 L_s + 0,0847 di^3 \\ 1678.9363 &= \frac{\pi}{4} di^2 \times 1,5 di + 0,0847 di^3 \\ 1678.9363 &= 1.3034 di^3 \\ di^3 &= 1288.1551 \\ di &= 10.8807 \text{ m} = 428.3735 \text{ in} = 35.6973 \text{ ft}\end{aligned}$$

## C. Menghitung Tinggi Liquida

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi liquida(HL)} &= \frac{\text{Volume liquida}}{\frac{1}{4} \pi \times d_i^2} \\
 &= \frac{1343.1490}{\frac{1}{4} \times 3.14 \times 10.8807^2} \\
 &= 14.4525 \text{ m} = 568.9957 \text{ in} = 47.4157 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

## D. Menentukan Tekanan Design (Pi)

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan hidrostatik (Ph)} &= \frac{\rho (\text{HL}-1)}{144} \\
 &= \frac{15.7420 \times (47.4157 - 1)}{144} \\
 &= 5.0741 \text{ psia} \\
 &= 19.7741 \text{ psig} \\
 \text{Tekanan design (Pi)} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 0.0 + 19.7741 \\
 &= 19.7741 \text{ psig} \\
 &= 1.3634 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

## E. Menghitung Tebal Silinder (ts)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal silinder} &= \frac{P_i d_i}{2(fE - 0.6P_i)} + C \\
 &= \frac{19.7741 \times 428.3735}{2(12750 \times 0.8 - 0.6 \times 19.7741)} + \frac{1}{16} \\
 &= 0.478 \times \frac{16}{16} \\
 ts &= \frac{7.6476}{16} \text{ in} \approx \frac{5}{16} \text{ in} \\
 do &= d_i + 2(ts) \\
 &= 428.3735 + 2\left(\frac{1}{3}\right) \\
 &= 428.9985 \text{ in} \approx 240 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan "Brownel and Young" tabel 5.7 hal 90, didapatkan :

$$\begin{aligned}
 icr &= 14 \frac{7}{16} \text{ in} \\
 r &= 180 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_{i \text{ baru}} &= d_{o \text{ st}} - 2ts \\
 &= 240 - 2\left(\frac{1}{3}\right) \\
 &= 239.375 \text{ in} \\
 &= 19.9479 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

## F. Menghitung Tinggi Silinder (Ls)

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi silinder} &= 1.5 \times d_i \\
 &= 1.55 \times 19.9479 \text{ ft} \\
 &= 30.8993 \text{ ft} \\
 &= 370.792 \text{ in}
 \end{aligned}$$

## G. Menghitung Dimensi Tutup Atas Dan Tutup Bawah

Bentuk tutup atas adalah standar dish dan tutup bawah adalah flat, sehingga :

$$r = d_{i\text{baru}}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup} &= \frac{0,885 \times \text{Pi} \times r}{2(fE - 0,1\text{Pi})} + C \\
 \text{atas (tha)} &= \frac{0,885 \times 19.7741 \times 239.375}{2 ( 12750 \times 0.8 - 0.1 \times 19.7741 )} + \frac{1}{16} \\
 &= 0.2679 \times \frac{16}{16} \\
 &= \frac{4.2862}{16} \approx 4/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Tutup atas (ha)} &= 0.169 \times d_i \\
 &= 0.169 \times 239.3750 \text{ in} \\
 &= 40.4544 \text{ in}
 \end{aligned}$$

## H. Menghitung Tinggi Tangki (H)

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tangki (H)} &= \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup atas} \\
 &= 370.79188 + 40.4544 \\
 &= 411.2463 \text{ in} \\
 &= 34.2705 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

## G. Desain Bagian Bawah Tangki

Untuk mempermudah pengelasan dan memperhitungkan terjadinya korosi, mal pada lantai (bottom) dipakai plat dengan tebal minimal 1/2 in. Tegangan yang bekerja pada plat yang digunakan pada lantai harus diperiksa agar diketahui apakah plat yang digunakan telah memenuhi persyaratan atau tidak.

Tegangan yang bekerja pada bottom:

1. Compressive stress yang dihasilkan oleh carbon disulfide.

$$S_1 = \frac{\sum \text{liquid wt}}{12 \pi D_m (t_s - c)} \quad (\text{Brownell, 1959. Pers.9-5 Hal 157})$$

Dimana:

- ts : tebal shell, in
- Dm : diameter shell, ft
- liquid wt dalam lb

$$S_1 = \frac{8893.0125}{\text{_____}}$$

$$S_1 = 12 \times 3.14 \times 19.9479 \left( \frac{5}{16} - \frac{1}{16} \right)$$

$$S_1 = 47.3261 \text{ psi}$$

2. Compressive stress yang dihasilkan oleh berat shell.

$$S_2 = \frac{X\rho_s}{144} \quad (\text{Brownell, 1959. Pers.9-3 Hal 156})$$

Dimana:

X : tinggi tangki, ft

$\rho_s$  : densitas material shell 490 lb/ft<sup>3</sup> untuk material steel

$$S_2 = \frac{34.2705 \times 490}{144}$$

$$= 116.61 \text{ psi}$$

Tegangan total yang bekerja pada lantai:

$$S_t = S_1 + S_2$$

$$= 47.3261 + 116.61497$$

$$= 163.9410 \text{ psi}$$

Batas tegangan lantai yang diizinkan:

$$S_t < f \cdot E$$

$$163.9410 < 12750 \times 0.8$$

$$163.9410 < 10200 \text{ sehingga memenuhi}$$

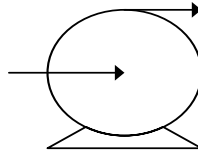
#### Spesifikasi Storage Tank Karbon Disulfida

Fungsi	: Untuk menyimpan bahan baku Carbon Disulfide
Kode alat	: F-111
Tipe	: Silinder tegak dengan tutup bawah berbentuk flat bottom dan tutup atas berbentuk standard dished
Kapasitas	: 1678.9363 m <sup>3</sup>
Suhu operasi	: 303.15 K
Tekanan operasi	: 1 atm
Dimensi	
Diameter shell	: 20.0000 ft
Tinggi shell	: 30.8993 ft
Tebal shell	: 1/3 in
Tinggi atap	: 3.3712 ft
Tebal atap	: 1/4 in
Tipe pengelasan	: Double welded but joint (E = 0.8 )
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-135 Grade B
Jumlah	: 2 buah

#### 2. Pompa sentrifugal (L-112)

Fungsi : Untuk mengalirkan Carbon Disulfide dari storage tank (F-111)

menuju vaporizer (V-113)  
 Tipe : Centrifugal pump



Direncanakan :

Bahan konstruksi = Carbon steel

Jumlah = 1 buah

Kondisi operasi :

Suhu (T) = 30 °C = 303.15 K

Tekanan (P) = 1 atm = 14.7 psia

Dari Perry 8th Edition tabel 2-32 Hal. 2-98 didapatkan tabel berikut:

Komponen	berat molekul	C1	C2	C3	C4
CS <sub>2</sub>	76	1.79680	0.28749	552.000	0.32260
H <sub>2</sub> O	18	-13.85100	0.64038	-0.0019	1.8.E-06

dimana, ρ dalam mol/m<sup>3</sup>

$$\rho = \frac{C_1}{C_2 \left(1 + \left(1 - \frac{T}{C_3}\right) C_4\right)}$$

untuk water menggunakan persamaan:

$$\rho = C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (kg/m <sup>3</sup> )	xi.ρi
CS <sub>2</sub>	3993.5055	0.9900	244.7348	242.2875
H <sub>2</sub> O	40.33844	0.0100	998.7518	9.9875
Total	4033.844	1.0000	1243.4866	252.2750

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.\rho_i}{\sum xi} \\ &= \frac{252.2750}{1.0000} = 252.2750 \text{ kg/m}^3 = 15.7420 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Dari Perry 8th Edition tabel 2-313 Hal. 2-427 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
----------	----	----	----	----	----



Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
CS2	-10.30600	703.01000			
H <sub>2</sub> O	-52.84300	3703.6000	5.8660	-5.9.E-29	10

dimana  $\mu$  dalam Pa.s

$$\mu = \exp(C1 + C2/T + C3 \ln T + C4T^{C5})$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	xi. $\mu$ i
CS2	3993.5055	0.9900	0.0003	0.0002	0.000226
H <sub>2</sub> O	40.33844	0.0100	0.0008	0.0006	0.000006
Total	4033.844	1.0000	0.0012	0.0008	0.000232

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.\mu i}{\sum xi} \\ &= \frac{0.000232}{1.0000} = 0.000232 \text{ lb/ft.s} = 0.833752 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

$$\text{Rate aliran} = 4033.8 \text{ kg/jam} = 8893.0125 \text{ lb/jam}$$

#### PERHITUNGAN :

##### A. Menghitung Rate Volumetrik (Q)

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho \text{ bahan masuk}} \\ &= \frac{8893.0125}{15.7420} \\ &= 564.9241 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.1569 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 70.4327 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 3,9 Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Pers.15 "Petters\&Timmerhaus",hal 496)} \\ &= 3,9 \times 0.1569^{0,45} \times 15.7420^{0,13} \\ &= 2.4252 \approx 2 \frac{1}{2} \text{ in} \\ &= 0.2083 \text{ ft} \end{aligned}$$

Untuk pipa ukuran 2 1/2 in sch 40

Dari Brownell and Young, App.K-2 Hal.387 didapatkan:

$$\begin{aligned} OD &= 2.875 \text{ in} = 0.2396 \text{ ft} \\ ID &= 2.469 \text{ in} = 0.2058 \text{ ft} \\ A &= 0.03322 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

##### B. Menentukan Kecepatan Aliran Fluida (v)

$$\text{Kecepatan aliran fluid} = \frac{Q}{A}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{564.9241}{0.03322} \\
 &= 17005.5429 \text{ ft/jam} \\
 &= 4.7238 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

## C. Menentukan Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 \text{Bilangan Reynold (N}_{Re}\text{)} &= \frac{D \times v \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0.20575 \times 4.7238 \times 15.7420}{0.000232} \\
 &= 66062.071 \geq 4000 \text{ (aliran turbulen)}
 \end{aligned}$$

Dari Geankoplis, Fig. 2.10-3 Hal. 88 didapatkan:

$$\text{Equivalent roughness } (\varepsilon) = 4.6\text{E-}05 \text{ m}$$

$$\text{Relative roughness } \frac{\varepsilon}{D} = 0.0007$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0.007$$

$$\alpha = 1$$

## D. Menentukan Panjang Pipa

Asumsi :

- Panjang pipa lurus = 150 ft
- elbow 90° = 2 buah
  - Le/D = 35 (Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93)
  - L elbow = 35 ID
  - = 35 × 2 × 0.23958 ft
  - = 16.771 ft
- Globe valve = 1 buah
  - Le/D = 300 (Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93)
  - L elbow = 300 ID
  - = 300 × 1 × 0.23958 ft
  - = 71.875 ft

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa total (L)} &= \text{Pipa lurus} + \text{elbow } 90^\circ + \text{globe valve} \\
 &= 150 + 16.771 + 71.875 \\
 &= 238.646 \text{ ft} \\
 &= 2864 \text{ in}
 \end{aligned}$$

## E. Menentukan friksion Loss

## 1. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 86})$$

$$\begin{aligned}
 &= 4 \times 0.0070 \frac{238.6458}{0.20575} \times \frac{4.7238^2}{2 \times 32.2} \\
 &= 11.2619 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

## 2. Kontraksi pada keluaran tangki

$$\begin{aligned}
 h_c &= K_c \frac{v^2}{2g_c} && \text{(Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)} \\
 &= 0.55 \frac{4.7238^2}{2 \times 32.174} \\
 &= 0.1907 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

## 3. Elbow 90°, 2 buah

$$\begin{aligned}
 K_f &= 0.75 && \text{(Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)} \\
 h_f &= 2K_f \frac{v^2}{2g_c} && \text{(Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)} \\
 &= 2 \times 0.75 \frac{4.7238^2}{2 \times 32.174} \\
 &= 0.5202 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total friksi } (\sum F) &= 11.2619 + 0.1907 + 0.520154 \\
 &= 11.9728 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

## F. Menentukan Kesetimbangan Mekanik

Direncanakan:

$$\Delta Z = 30 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb/ft}^2$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s} \quad (\text{karena fluida diam dalam tangki penampungan})$$

$$v_2 = 4.724 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{aliran turbulen})$$

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\begin{aligned}
 \frac{V_2 - V_1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F &= -W_s \\
 \frac{4.7238 - 0}{2 \times 1 \times 32.17} + 30 \frac{32.17}{32.17} + 11.9728 &= -W_s \\
 -W_s &= 42.0462 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\text{Dengan: Capacity} = 70.4327 \text{ gal/menit}$$

$$\mu \text{ campuran} = 1.1595 \text{ Centipoise}$$

Dari Fig.14.36 Hal.520, Petters &amp;Timmerhause, didapatkan:

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi pompa } (\eta) &= 90\% \\
 W_s &= \eta W_p \\
 42.0462 &= 90\% W_p \\
 W_p &= 46.7180 \text{ ft.lbf/lbm} \\
 \text{mass flow rate (m)} &= Q \times \rho \\
 &= 564.9241 \times 15.7420 \\
 &= 8893.0125 \text{ lbm/jam} \\
 &= 2.4703 \text{ lbm/s} \\
 \text{WHp} &= W_p \times m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}} \\
 \text{WHp} &= 46.7180 \times 2.4703 \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}} \\
 \text{WHp} &= 0.2098 \text{ hp} \\
 \text{BHp} &= \frac{\text{WHp}}{\eta} \\
 &= \frac{0.2098}{90\%} \\
 &= 0.2331 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dari Fig.14.38 Hal.521, Petters &Timmerhause, didapatkan:

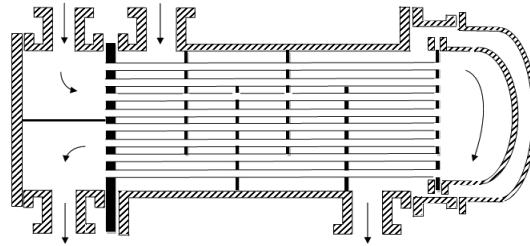
$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi motor} &= 90\% \\
 \text{Daya} &= \frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}} \\
 &= \frac{0.2331}{90\%} \\
 &= 0.2590 \text{ Hp} \approx 1 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

#### Spesifikasi Pompa Sentrifugal

Fungsi	: Untuk mengalirkan Carbon Disulfide dari storage (F-111) menuju vaporizer (V-113)
Kode alat	: L-112
Tipe	: Centrifugal pump
Kapasitas	: 70.4327 gpm
Suhu operasi	: 303.15 K
Tekanan operasi	: 1 atm
Efisiensi Pompa	: 90%
$\Delta P$	: 0 lb/ft <sup>2</sup>
Bahan Konstruksi	: Carbon steel
Daya	: 1 Hp
Dimensi	
NPS	: 3 in OD : 2.875 in A : 0.03322 ft <sup>2</sup>
Sch	: 40 ID : 2.469 in

### 3. Vaporizer (V-113)

Fungsi	: Untuk menguapkan carbon disulfide liquid menjadi vapor
Tipe	: Shell and Tube Heat Exchanger



Direncanakan :

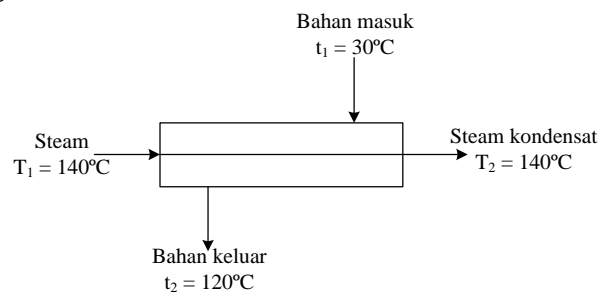
- faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = 0.004 jam.ft<sup>2</sup>.°F/Btu
- $\Delta p$  maksimum aliran = 10 psi
- $\Delta p$  maksimum steam = 2.5 psi

Dasar perencanaan :

Dari Appendix B didapatkan data sebagai berikut:

- Massa bahan masuk = 4,033.8440 kg/jam  
= 8,893.0125 lb/jam
- Suhu bahan masuk ( $t_1$ ) = 30 °C = 86.00 °F
- Suhu bahan keluar ( $t_2$ ) = 120 °C = 248 °F
- Kebutuhan steam (m) = 108.8224 kg/jam  
= 239.9098 lb/jam
- Panas yang dibawa steam = 55,763.6562 kkal/jam  
= 221,143.9411 btu/jam
- Steam masuk pada suhu ( $T_1$ ) = 140 °C = 284 °F = 413.15 K
- Steam keluar pada suhu ( $T_2$ ) = 140 °C = 284 °F = 413.15 K
- Digunakan pipa ukuran 3/4 in OD, BWG 16, L = 12 ft,  $P_T = 1$  in
- Shell side : Carbon Disulfide
- Tube side : Steam
- Susunan tube segitiga (triangular pitch)

Perhitungan :



A. Menghitung  $\Delta T_{LMTD}$

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 284 \text{ °F} - 248 \text{ °F} = 36 \text{ °F}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 284 \text{ °F} - 86.00 \text{ °F} = 198 \text{ °F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad (\text{Kern, Pers.5.14 Hal.89})$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{\ln \Delta t_1 / \Delta t_2}{\ln \left( \frac{36 - 198.00}{36 / 198.00} \right)} \\ &= 95.0287 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

## B. Menghitung Suhu Kalorik (Tc dan tc)

$$T_c = (T_1 + T_2) / 2 = 284 \text{ } ^\circ\text{F} = 140 \text{ } ^\circ\text{C} = 413.15 \text{ K}$$

$$t_c = (t_1 + t_2) / 2 = 167 \text{ } ^\circ\text{F} = 75 \text{ } ^\circ\text{C} = 348.15 \text{ K}$$

C. Trial  $U_D$ 

Dari Kern hal 840 tabel 8 diperoleh:

$$\text{Range } U_D = 100\text{-}200 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dicoba } U_D = 100 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Dari App.B didapatkan } Q &= 55,763.656 \text{ kkal/jam} \\ &= 2212878.6 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} = \frac{2212878.6246}{100 \times 95.0287} = 232.8642 \text{ ft}^2$$

dengan,

$$d_{\text{tube}} = 3/4 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

Dari Kern, tabel 10, hal. 843, diperoleh harga  $a'' = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$N_t = \frac{A}{a'' \cdot L} = \frac{232.8642}{0.1963 \times 12} = 99 \text{ buah}$$

Dari Kern, tabel 9, hal. 842, diperoleh :

$$ID_s = 13 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$n = 4$$

$$N_t = 86$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{N_t}{N_t \text{ standar}} \times U_D \text{ trial}$$

$$= \frac{99}{86} \times 100 = 115.1 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dari Kern, tabel 28, hal. 838, diperoleh :

$$d_e = 0.73 \text{ in}$$

Viskositas aliran pada shell (bahan):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-313 Hal. 2-427 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
CS2	-10.30600	703.010			

H <sub>2</sub> O	-52.84300	3703.600	5.8660	-5.9.E-29	10
------------------	-----------	----------	--------	-----------	----

dimana  $\mu$  dalam Pa.s

$$\mu = \exp(C1 + C2/T + C3 \ln T + C4T^{C5})$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	xi. $\mu$ i
CS <sub>2</sub>	3993.5055	0.9900	0.00025	0.0002	0.000168
H <sub>2</sub> O	40.33844	0.0100	0.00038	0.0003	0.000003
Total	4033.844	1.0000	0.00063	0.0004	0.000170

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.\mu i}{\sum xi} \\ &= \frac{0.000170}{1.0000} = 0.000170 \text{ lb/ft.s} = 0.61232 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

Viskositas aliran pada tube(steam):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-313 Hal. 2-427 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H <sub>2</sub> O	-52.84300	3703.6000	5.8660	-5.9.E-29	10

dimana  $\mu$  dalam Pa.s

$$\mu = \exp(C1 + C2/T + C3 \ln T + C4T^{C5})$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	xi. $\mu$ i
H <sub>2</sub> O (steam)	108.8224	1.0000	0.000193	0.000130	0.000130

Kesimpulan sementara hasil perancangan :

Type HE : 2-4

Bagian Tube	Bagian Shell
do = 3/4 in, 16 BWG	IDs = 13 1/4 in = 1.1 ft
L = 12 ft Nt = 86	n' = 2
Susunan segitiga, n = 4	B = 4 in = 0.33 ft
di = 0.6200 in = 0.052 ft	de = 0.73 in = 0.06 ft
a' = 0.3020 in <sup>2</sup> = 0.025 ft <sup>2</sup>	C' = 1 - 3/4 = 1/4
a'' = 0.1963 ft <sup>2</sup> /ft	
Pt = 1 in	

### Evaluasi Perpindahan Panas

Hot fluid: tube, Steam	Cold fluid: shell, Carbon disulfide
1. Menghitung NRe	<i>Preheating:</i> 1'. Menghitung NRe
$a_t = \frac{Nt \times a'}{n \times 144}$	$a_s = \frac{IDs \times C' \times B}{n' \times Pt \times 144}$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{86 \times 0.025}{4 \times 144} \\
 &= 0.0038 \text{ ft}^2 \\
 G_t &= \frac{m}{a_t} \\
 &= \frac{239.9098 \text{ lb/jam}}{0.0038 \text{ ft}^2} \\
 &= 63847.8600 \text{ lb/jam.ft}^2 \\
 \text{pada } T_c &= 284 \text{ }^\circ\text{F} \\
 \mu &= 0.000130 \text{ lb/ft.s} \\
 &= 0.467479 \text{ lb/ft.jam} \\
 d_i &= 0.62 \text{ in} \\
 &= 0.052 \text{ ft} \\
 N_{re} &= \frac{G_t \times d_i}{\mu} \\
 &= \frac{63847.8600 \times 0.62}{0.467479} \\
 &= 84679.0
 \end{aligned}$$

2.  $J_H = -$  (*steam*)

3. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas untuk steam didapatkan:  
 $h_{i_o} = 1500 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam}^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{13.25 \times 0.25 \times 4}{2 \times 1 \times 144} \\
 &= 0.04601 \text{ ft}^2 \\
 G_s &= \frac{M}{a_s} \\
 &= \frac{8893.0125 \text{ lb/jam}}{0.0460 \text{ ft}^2} \\
 &= 193297.1763 \text{ lb/jam.ft}^2 \\
 \text{pada } t_c &= 167 \text{ }^\circ\text{F} \\
 \mu &= 0.00017 \text{ lb/ft.s} \\
 &= 0.61232 \text{ lb/ft.jam} \\
 d_e &= 0.73 \text{ in} \\
 &= 0.06 \text{ ft} \\
 N_{re_s} &= \frac{G_{an} \times d_e}{\mu} \\
 &= \frac{193297.1763 \times 0.06}{0.6123} \\
 &= 19203.8634
 \end{aligned}$$

- 2'. Menghitung faktor panas ( $J_H$ )

Dari Kern, Fig. 28 Hal.838 didapatkan:  
 $J_H = 90$

- 3'. Menghitung harga koefisien film

Dari Kern, Tabel 4 hal.800 didapatkan:

$$k = 0.093 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F/ft}$$

Dari Kern, Fig.2 hal.804 didapatkan:

$$C_p = 0.239 \text{ Btu/lb. }^\circ\text{F}$$

maka,

$$k (C_p \cdot \mu / k)^{1/3} = 0.1081$$

$$h_o / \phi_s = 159.97$$

$$t_w = 178.28 \text{ }^\circ\text{F}$$

dimana  $\mu$  Pada suhu  $t_w$  didapatkan:

$$\mu_w = 0.5850 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\mu / \mu_w = 1.05$$

Dari Kern, Fig. 24 Hal.834 didapatkan:

$$\phi_s = 1.006$$

sehingga,

$$h_o = 160.994 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$$

Clean overall coefficient untuk preheating  $U_p$  :



$$U_p = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1500 \times 160.994}{1500 + 160.994} = 321.988 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^{\circ}\text{F}$$

Clean surface yang dibutuhkan untuk preheating  $A_p$  :

Dari App.B didapatkan  $q_p = 58334.554 \text{ kkal/jam} = 2314900.01 \text{ Btu/jam}$

$$A_p = \frac{q_p}{U_p \Delta T_{LMTD}} = \frac{2314900.01}{321.99 \times 95.0287} = 75.65499 \text{ ft}^2$$

*Vaporization:*

1'. Menghitung NRe

Pada suhu  $248 \text{ }^{\circ}\text{F}$

Dari Kern, Fig. 15 Hal.825 didapatkan:

$$\begin{aligned} \mu &= 0.1800 \text{ cp} \\ &= 0.435436 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} d_e &= 0.73 \text{ in} \\ &= 0.06 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nre_s &= \frac{G_s \times d_e}{\mu} \\ &= \frac{193297.1763 \times 0.06}{0.4354} \\ &= 27004.9201 \end{aligned}$$

2'. Menghitung faktor panas ( $J_H$ )

Dari Kern, Fig. 24 Hal.834 didapatkan:

$$J_H = 97$$

3'. Menghitung harga koefisien film

Dari Kern, Tabel 4 hal.800 didapatkan:

$$k = 0.093 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{ }^{\circ}\text{F/ft}$$

Dari Kern, Fig.2 hal.804 didapatkan:

$$C_p = 0.219 \text{ Btu/lb. }^{\circ}\text{F}$$

maka,

$$\begin{aligned} k (C_p \cdot \mu / k)^{1/3} &= 0.0937 \\ h_o / \phi_s &= 149.44 \\ t_w &= 177.6 \text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

dimana  $\mu$  Pada suhu  $t_w$  didapatkan:

$$\mu_w = 0.58624 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\mu / \mu_w = 0.74$$

Dari Kern, Fig. 24 Hal.834 didapatkan:

$$\phi_s = 0.959$$

sehingga,

$$| \quad h_o = 143.349 \text{ Btu/jam.ft}^{2\circ}\text{F}$$

Clean overall coefficient untuk Vaporization  $U_v$  :

$$U_v = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1500 \times 143.349}{1500 + 143.349} = 286.70 \text{ Btu/ft}^2\text{.jam}^{\circ}\text{F}$$

Clean surface yang dibutuhkan untuk preheating  $A_v$  :

Dari App.B didapatkan  $q_v = 58692.35 \text{ kkal/jam} = 2329098.48 \text{ Btu/jam}$

$$A_v = \frac{q_p}{U_v \Delta T_{LMTD}} = \frac{2329098.478}{286.7 \times 95.0287} = 85.48848 \text{ ft}^2$$

Total clean surface  $A_c$  :

$$A_c = A_p + A_v = 75.655 + 85.488 = 161.1435 \text{ ft}^2$$

Weighted clean overall coefficient  $U_c$  :

$$U_c = \frac{\sum UA}{A_c} = \frac{24360 + 24509}{161.14} = 303.2666$$

Menghitung overall coefficient :

$$\begin{aligned} \text{surface per lin ft tube (a'')} &= 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ \text{Total surface} &= Nt \times L \times a'' \\ &= 86 \times 12 \times 0.1963 \\ &= 202.58 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{2212878.6246}{202.58 \times 95.0287} = 114.948364$$

Check maksimum fluks :

$$\text{Total surface area yang dibutuhkan} = 161.1435 \text{ ft}^2$$

$$\text{Surface area yang dibutuhkan untuk vapisasi} = 85.48848 \text{ ft}^2$$

$$\text{Total surface area yang tersedia} = 202.5816 \text{ ft}^2$$

Sehingga dapat diasumsikan bahwa,

$$\begin{aligned} \text{surface area yang tersedia untuk vapisasi} &= \frac{85.48848}{161.1435} \times 202.58 \text{ ft}^2 \\ &= 107.4719 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dirt factor :

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\ &= \frac{303.26659 - 115}{303.26659 \times 115} = 0.0054 \text{ jam.ft}^2\text{.}^{\circ}\text{F/Btu} \end{aligned}$$

Karena harga  $R_d$  hitung  $>$   $R_d$  tetapan, maka rancangan HE memenuhi.

Evaluasi  $\Delta P$ 

Hot fluid: tube, Steam	Cold fluid: shell, Carbon disulfide
<p>1. Pada <math>NRe_t = 84679.0061</math>            Dari Kern, fig. 26 hal.836,            diperoleh: <math>f = 0.00013</math></p> <p>Dari steam tabel, untuk kondisi :            saturated steam  <math>T = 284 \text{ }^\circ\text{F}</math>  <math>P = 45.4 \text{ psia}</math>            didapatkan,            specific vol. = <math>9.3197 \text{ ft}^3/\text{lb}</math>  <math>sg = \frac{1}{9.3197 \times 62.5}</math>  <math>= 0.002</math></p> <p>2. <math>\Delta P</math> karena panjang pipa :  <math display="block">\Delta P_l = \frac{1}{2} \cdot \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot di \cdot sg \cdot \phi}</math> <math display="block">= \frac{0.00013 \times \text{#####}^2 \times 12 \times 4}{2 \times 5,22 \cdot 10^{10} \times 0.052 \times 0.002 \times 1}</math> <math display="block">= 2.8319 \text{ psi}</math></p> <p><math>\Delta P</math> karena tube passes            Dari Kern, fig. 27 hal.837, diperoleh:  <math>\left[ \frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144} = 7E-05</math>, sehingga  <math display="block">\Delta P_n = \frac{4n}{sg} \left[ \frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144}</math> <math display="block">= \frac{4 \times 4}{0.0017} \times 0.00007</math> <math display="block">= 0.6524 \text{ psi}</math></p> <p>sehingga,  <math>\Delta P_t \text{ total} = 2.8319 + 0.6524</math>  <math>= 3.48 \text{ psi} &lt; 2.5 \text{ psi}</math>  <i>desain memenuhi</i></p>	<p><i>Preheating:</i></p> <p>1'. Pada <math>Nres = 19203.8634</math>            Dari Kern, fig. 29 hal.839, diperoleh:  <math>f = 0.003</math></p> <p>2'. Panjang area preheating  <math display="block">L_p = \frac{L \cdot A_p}{A_c}</math> <math display="block">= \frac{12 \times 75.65499}{161.1434677}</math> <math display="block">= 5.6339 \text{ ft}</math></p> <p>3'. No. of crosess  <math display="block">(N+1) = \frac{12L_p}{B} = \frac{12 \times 5.6339}{4}</math> <math display="block">= 16.9</math>           Dari Kern, Tabel 6 hal.808, diperoleh:  <math>sg = 1.26</math></p> <p>4'. <math>\Delta P_s = \frac{f \cdot Gs^2 \cdot ID_s \cdot (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot de \cdot sg \cdot \phi}</math>  <math display="block">= \frac{0.003 \times 193297.18^2 \times 1 \times 17}{5,22 \times 10^{10} \times 0.06083 \times 1.26 \times 0.97}</math> <math display="block">= 4.67124 \text{ psi}</math></p> <p><i>Vaporization:</i></p> <p>1'. Pada <math>Nres = 27004.9201</math>            Dari Kern, fig. 29 hal.839, diperoleh:  <math>f = 0.002</math></p> <p>2'. Panjang area vaporization  <math display="block">L_v = \frac{L \cdot A_v}{A_c}</math> <math display="block">= \frac{12 \times 85.48848}{161.1434677}</math> <math display="block">= 6.3661 \text{ ft}</math></p> <p>3'. No. of crosess</p>

$$(N+1) = \frac{12L_v}{B} = \frac{12 \times 6.3661}{4} = 19.1$$

Dari Kern, Tabel 6 hal.808, diperoleh:  
 $sg = 1.26$

$$4'. \Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot I D_s \cdot (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot de \cdot sg \cdot \phi}$$

$$= \frac{0.002 \times 193297.18^2 \times 1 \times 19}{5,22 \times 10^{10} \times 0.06083 \times 1.26 \times 0.97}$$

$$= 4.26332 \text{ psi}$$

sehingga,

$$\Delta P_s \text{ total} = 4.671238 + 4.2633$$

$$= 8.934558 \text{ psi} < 10 \text{ psi}$$

*desain memenuhi*

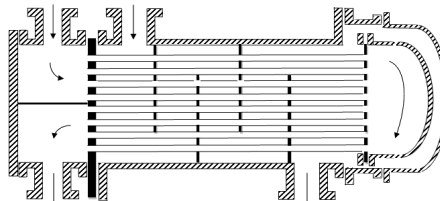
#### Spesifikasi Vaporizer

Fungsi	: Untuk menguapkan carbon disulfide liquid menjadi vapor	
Kode alat	: V-113	
Tipe	: Shell and Tube Heat Exchanger 2-4	
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-135 Grade B	
Media pemanas	: Saturated steam 140 °C , 361.379 kPa	
Kapasitas	: 4,033.8440 kg/jam = 8,893.0125 lb/jam	
Rate steam	: 108.8224 kg/jam = 239.9098 lb/jam	
Dimensi	<i>Tube side , steam</i>	<i>Shell side , Carbon Disulfide</i>
	do = 3/4 in 16 BWG	IDs = 13 1/4 in = 1.1
	di = 0.62 in	B = 4 in
	L = 12 ft	de = 0.73 in
	Nt = 86	C' = 0.25 in
	Pt = 1 in	ΔPs = 8.93 psi
	Tringular Pitch	
	ΔPt = 3.48 psi	

#### 4. Heater (E-114)

Fungsi : Untuk memanaskan Klorin

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger



Direncanakan :

- faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = 0.004 jam.ft<sup>2</sup>.°F/Btu
- Δp maksimum aliran = 10 psi
- Δp maksimum steam = 2.5 psi

Dasar perancangan :

Dari Appendix B didapatkan data sebagai berikut:

- Massa bahan masuk = 11305.38 kg/jam  
= 24,923.838 lb/jam
- Suhu bahan masuk (t<sub>1</sub>) = 28.6 °C = 83.43 °F
- Suhu bahan keluar (t<sub>2</sub>) = 120 °C = 248 °F
- Kebutuhan steam (m) = 237.3149 kg/jam  
= 523.1844 lb/jam
- Panas yang dibawa steam = 121,606.8429 kkal/jam  
= 482,260.6398 btu/jam
- Steam masuk pada suhu (T<sub>1</sub>) = 140 °C = 284 °F = 413.15 K
- Steam keluar pada suhu (T<sub>2</sub>) = 140 °C = 284 °F = 413.15 K
- Digunakan pipa ukuran 3/4 in OD, BWG 16, L = 12 ft, P<sub>T</sub> = 1 in
- Shell side : Klorin
- Tube side : Steam
- Susunan tube segitiga ( triangular pitch)

Perhitungan :

#### A. Menghitung ΔT<sub>LMTD</sub>

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 413 \text{ °F} - 248 \text{ °F} = 165 \text{ °F}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 413 \text{ °F} - 83.43 \text{ °F} = 330 \text{ °F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \Delta t_1 / \Delta t_2} \quad (\text{Kern, Pers.5.14 Hal.89})$$

$$= \frac{165 - 329.72}{\ln (165 / 329.72)}$$

$$= 238.03 \text{ °F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{413 - 413}{248 - 83.4} = 0.00 \quad (\text{Kern, pers. 5.14 hal 14})$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{248 - 83.4}{413 - 83.4} = 0.50$$

Jadi,

$$F_t = 1 \text{ (Isotermal)} \quad (\text{Kern, hal 167})$$

Sehingga Tipe HE; 2-4

$$\Delta t = \Delta T_{LMTD} \times F_t = 238.0294 = 238.03 \text{ °F}$$

B. Menghitung suhu kalorik

$$T_c = (T_1 + T_2) / 2 = 284 \text{ } ^\circ\text{F} = 140 \text{ } ^\circ\text{C} = 413.15 \text{ K}$$

$$t_c = (t_1 + t_2) / 2 = 166 \text{ } ^\circ\text{F} = 74.3 \text{ } ^\circ\text{C} = 347.435 \text{ K}$$

C. Trial  $U_D$

Dari Kern hal 840 tabel 8 diperoleh:

$$\text{Range } U_D = 200\text{-}700 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dicoba } U_D = 200 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Dari App.B didapatkan } Q &= 121606.84 \text{ kkal/jam} \\ &= 4825745 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} = \frac{4825744.9697}{200 \times 238.0294} = 506.8434 \text{ ft}^2$$

dengan,

$$d_{o \text{ tube}} = 3/4 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

Dari Kern, tabel 10, hal. 843, diperoleh harga  $a'' = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$N_t = \frac{A}{a'' \cdot L} = \frac{506.8434}{0.1963 \times 12} = 215 \text{ buah}$$

Dari Kern, tabel 9, hal. 842, diperoleh :

$$\text{IDs} = 17 \text{ } 1/4 \text{ in}$$

$$n = 4$$

$$N_t = 178$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{N_t}{N_t \text{ standar}} \times U_D \text{ trial}$$

$$= \frac{215}{178} \times 200 = 241.76 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dari Kern, tabel 28, hal. 838, diperoleh :

$$d_e = 0.72 \text{ in}$$

Viskositas aliran pada shell (bahan):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-312 Hal. 2-421 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
Cl2	2.60E-07	0.7423	98.3		
CO2	2.15E-06	0.46	290		

dimana  $\mu$  dalam Pa.s

$$\mu = \frac{C_1 T^{C_2}}{1 + C_3/T + C_4/T^2}$$

Komponen	Massa	$v_i$ (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	$v_i$ iii
----------	-------	---------------	--------------	-----------------	-----------

Komponen	(Kg/jam)	$x_i$ (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	$x_i \cdot \mu$
Cl2	11192.325	0.9900	0.00078	0.0005	0.000516
CO2	113.05379	0.0100	0.01986	0.0133	0.000133
Total	11305.379	1.0000		0.0139	0.000650

$$\mu \text{ campuran} = \frac{\sum x_i \cdot \mu_i}{\sum x_i}$$

$$= \frac{0.000650}{1.0000} = 0.000650 \text{ lb/ft.s} = 2.338697 \text{ lb/ft.jam}$$

Viskositas aliran pada pipe (steam):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-312 Hal. 2-421 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H <sub>2</sub> O	1.710.E-08	1.1146			

dimana  $\mu$  dalam Pa.s

Komponen	Massa (Kg/jam)	$x_i$ (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	$x_i \cdot \mu$
H <sub>2</sub> O (steam)	140.0000	1.0000	2.E-06	0.000001	0.000001

Kesimpulan sementara hasil perancangan :

Type HE : 2-4

Bagian Tube

$$\begin{aligned} d_o &= 3/4 \text{ in, 16 BWG} \\ L &= 12 \text{ ft Nt} = 178 \\ \text{Susunan segitiga, } n &= 4 \\ d_i &= 0.6200 \text{ in} = 0.052 \text{ ft} \\ a' &= 0.3020 \text{ in}^2 = 0.025 \text{ ft}^2 \\ a'' &= 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ P_t &= 1 \text{ in} \end{aligned}$$

Bagian Shell

$$\begin{aligned} ID_s &= 17 \frac{1}{4} \text{ in} = 1.44 \text{ ft} \\ n' &= 2 \\ B &= 4 \text{ in} = 0.33 \text{ ft} \\ d_e &= 0.72 \text{ in} = 0.06 \text{ ft} \\ C' &= 1 \frac{1}{4} - 1 = 0.25 \end{aligned}$$

### Evaluasi Perpindahan Panas

Hot fluid: tube, Steam	Cold fluid: shell, gas klorin
<p>1. Menghitung NRe</p> $a_t = \frac{N_t \times a'}{n \times 144}$ $= \frac{178 \times 0.025}{178 \times 144}$ $= 0.0002 \text{ ft}^2$ $G_t = \frac{m}{a_t}$ $= \frac{523.1844 \text{ lb/jam}}{0.0002 \text{ ft}^2}$ $= \text{#####} \text{ lb/jam.ft}^2$	<p>1'. Menghitung NRe</p> $a_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{n' \times P_t \times 144}$ $= \frac{1.438 \times 0.25 \times 4}{2 \times 1 \times 144}$ $= 0.00499 \text{ ft}^2$ $G_s = \frac{M}{a_s}$ $= \frac{24923.838 \text{ lb/jam}}{0.0050 \text{ ft}^2}$ $= 4993436.6672 \text{ lb/jam.ft}^2$

pada  $T_c = 284 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $\mu = 0.000001 \text{ lb/ft.s}$   
 $= 0.004389 \text{ lb/ft.jam}$   
 $d_i = 0.62 \text{ in}$   
 $= 0.052 \text{ ft}$   
 $N_{re} = \frac{G_t \times d_i}{\mu}$   
 $= \frac{\text{#####} \times 0.052}{0.004389}$   
 $= 35241336.4$

2.  $J_H = - (\text{steam})$

3. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas untuk steam didapatkan:  
 $h_{io} = 1500 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^0\text{F}$

pada  $t_c = 166 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $\mu = 0.000650 \text{ lb/ft.s}$   
 $= 2.33870 \text{ lb/ft.jam}$   
 $d_e = 0.72 \text{ in}$   
 $= 0.06 \text{ ft}$   
 $N_{re_s} = \frac{G_{an} \times d_e}{\mu}$   
 $= \frac{4993436.6672 \times 0.06}{2.33870}$   
 $= 128108.1605$

- 2'. Menghitung faktor panas ( $J_H$ )

Dari Kern, Fig. 24 Hal.834 didapatkan:

$$J_H = 1100$$

- 3'. Menghitung harga koefisien film

Dari Kern, Tabel 4 hal.800 didapatkan:

$$k = 0.043 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/ft}$$

Dari Kern, Fig.3 hal.805 didapatkan:

$$C_p = 0.131 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

maka,

$$k (C_p \cdot \mu / k)^{1/3} = 0.0827$$

$$h_o / \phi_s = 1516.17$$

$$t_w = 225.81 \text{ } ^\circ\text{F}$$

dimana  $\mu$  Pada suhu  $t_w$  didapatkan:

$$\mu_w = 0.5086 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\mu / \mu_w = 4.6$$

Dari Kern, Fig. 24 Hal.834 didapatkan:

$$\phi_s = 1.238$$

sehingga,

$$h_o = 1877.183 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{ } ^\circ\text{F}$$

Clean overall coefficient  $U_c$ :

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1500 \times 1877.183}{1500 + 1877.183} = 3754.37 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^0\text{F}$$

*Dirt factor* (faktor kekotoran) pipa terpakai

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$= \frac{3754.36550 - 242}{3754.3655 \times 242} = 0.00387 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

Karena harga  $R_d$  hitung  $>$   $R_d$  tetapan, maka rancangan HE memenuhi.



Evaluasi  $\Delta P$ 

Hot fluid: tube, Steam	Cold fluid: shell, gas Klorin
<p>1. Pada <math>NRe_t = 35241336.4436</math>            Dari Kern, fig. 26 hal.836,            diperoleh : <math>f = 0.00019</math></p> <p>Dari steam tabel, untuk kondisi :            saturated steam  <math>T = 284 \text{ }^\circ\text{F}</math>  <math>P = 45.4 \text{ psia}</math>            didapatkan,            specific vol. = <math>9.3197 \text{ ft}^3/\text{lb}</math>  <math display="block">sg = \frac{1}{9.3197 \times 62.5}</math> <math display="block">= 0.0017</math></p> <p>2. <math>\Delta P</math> karena panjang pipa :  <math display="block">\Delta P_l = \frac{1}{2} \frac{f \cdot G^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot di \cdot sg \cdot \phi}</math> <math display="block">= \frac{0.00019 \times \text{#####}^2 \times 12 \times 4}{2 \times 5,22 \cdot 10^{10} \times 0.052 \times 0.002 \times 1}</math> <math display="block">= 3.5303 \text{ psi}</math></p> <p><math>\Delta P</math> karena tube passes            Dari Kern, fig. 27 hal.837, diperoleh:  <math display="block">\left[ \frac{v^2}{2gc} \right]_{144} \rho = 0.55</math>, sehingga</p> $\Delta P_n = \frac{4n}{sg} \left[ \frac{v^2}{2gc} \right]_{144} \rho$ $= \frac{4 \times 4}{0.0017} \times 0.55$ $= 0.5126 \text{ psi}$ <p>sehingga,  <math>\Delta P_t \text{ total} = 3.5303 + 0.5126</math>  <math display="block">= 4.04 \text{ psi} &gt; 2.5 \text{ psi}</math>  <i>desain memenuhi</i></p>	<p>1'. Pada <math>Nres = 128108.1605</math>            Dari Kern, fig. 29 hal.839, diperoleh:  <math>f = 0.0008</math></p> <p>2'. No. of crosess  <math display="block">(N+1) = \frac{12L}{B} = \frac{12 \times 12}{4}</math> <math display="block">= 36</math>           Dari Kern, Tabel 6 hal.808, diperoleh:  <math>sg = 1.29</math></p> <p>4'. <math>\Delta P_s = \frac{f \cdot Gs^2 \cdot ID_s \cdot (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot de \cdot sg \cdot \phi}</math>  <math display="block">= \frac{0.001 \times 4993436.7^2 \times 1.44 \times 36}{5,22 \times 10^{10} \times 0.06 \times 1.29 \times 0.97}</math> <math display="block">= 13.17 \text{ psi} &gt; 10.0 \text{ psi}</math>  <i>desain memenuhi</i></p>

## Spesifikasi Heater

Fungsi : Untuk memanaskan gas klorin

Kode alat	: E-114	
Tipe	: Shell and Tube Heat Exchanger 2-4	
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-135 Grade B	
Media pemanas	: Saturated steam 140 °C , 361.379 kPa	
Kapasitas	: 11305.38 kg/jam = 24,923.838 lb/jam	
Rate steam	: 237.3149 kg/jam = 523.1844 lb/jam	
Dimensi	<i>Tube side , steam</i>	<i>Shell side , Carbon Disulfide</i>
	do = 3/4 in 16 BWG	IDs = 17 1/4 in = 1.44
	di = 0.62 in	B = 4 in
	L = 12 ft	de = 0.72 in
	Nt = 178	C' = 0.25 in
	Pt = 1 in	ΔPs = 13.2 psi
	Tringular Pitch	
	ΔPt = 4.04 psi	

### 5. Reaktor (R-110)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara  $\text{Cl}_2$  dan  $\text{CS}_2$

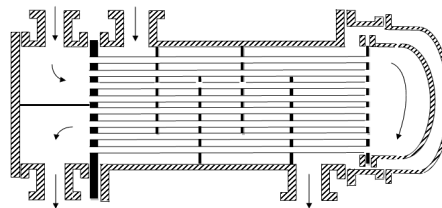
Tipe : Fixed-Bed Multitubular Reactor

Reaktor (R-110) dirancang oleh Frisca Fitrianingrum (1914017), lihat Bab VI Perancangan alat utama.

### 6. Kondensor (E-121)

Fungsi : Untuk menkondensasi produk reaktor (R-110)

Tipe : Horizontal Shell and Tube Heat Exchanger



Direncanakan :

- faktor kekotoran gabungan minumum (Rd) = 0.004 jam.ft<sup>2</sup>.°F/Btu
- Δp maksimum aliran shell = 10 psi
- Δp maksimum aliran tube = 2.5 psi

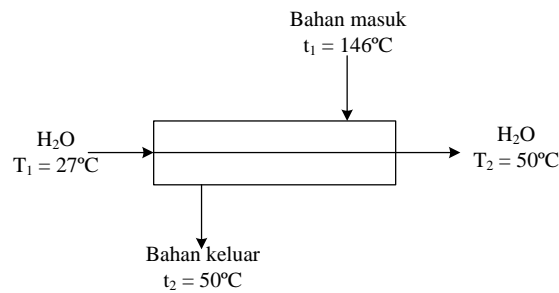
Dasar perancangan :

Dari Appendix B didapatkan data sebagai berikut:

- Massa bahan masuk = 15,339.223 kg/jam  
= 33,816.850 lb/jam
- Suhu bahan masuk ( $t_1$ ) = 146 °C = 295.06 °F
- Suhu bahan keluar ( $t_2$ ) = 50 °C = 122 °F
- Kebutuhan pendingin (m) = 1,087.3708 kg/jam  
= 2,397.2176 lb/jam

- Panas yang dibawa coolant = 201,796.4407 kkal/jam  
= 800,271.4177 btu/jam
- H<sub>2</sub>O masuk pada suhu (T<sub>1</sub>) = 27 °C = 81 °F = 300.15 K
- H<sub>2</sub>O keluar pada suhu (T<sub>2</sub>) = 50 °C = 122 °F = 323.15 K
- Digunakan pipa ukuran 1 in OD, BWG 16, L = 20 ft, P<sub>T</sub> = 1,25 in
- Shell side : Produk R-110
- Tube side : Cooling water
- Susunan tube segitiga ( triangular pitch)

Perhitungan :



A. Menghitung  $\Delta T_{LMTD}$

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 300 \text{ } ^\circ\text{F} - 122 \text{ } ^\circ\text{F} = 178 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 323 \text{ } ^\circ\text{F} - 295.06 \text{ } ^\circ\text{F} = 28 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \Delta t_1 / \Delta t_2} \quad (\text{Kern, Pers.5.14 Hal.89})$$

$$= \frac{178 - 28.09}{\ln ( 178 / 28.09 )}$$

$$= 81.24 \text{ } ^\circ\text{F}$$

dipilih tipe HE 2-4

B. Menghitung suhu kalorik

$$T_c = (T_1 + T_2) / 2 = 101 \text{ } ^\circ\text{F} = 39 \text{ } ^\circ\text{C} = 311.65 \text{ K}$$

$$t_c = (t_1 + t_2) / 2 = 209 \text{ } ^\circ\text{F} = 98.1 \text{ } ^\circ\text{C} = 371.2216 \text{ K}$$

C. Trial  $U_D$

Dari Kern hal 840 tabel 8 diperoleh:

$$\text{Range } U_D = 2-50 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dicoba } U_D = 20 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dari App.B didapatkan } Q = 272588.72 \text{ kkal/jam}$$

$$= 1081718.4 \text{ Btu/jam}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} = \frac{1081718.4475}{20 \times 81.2382} = 3328.8488 \text{ ft}^2$$

dengan,

$$do_{\text{tube}} = 1 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

Dari Kern, tabel 10, hal. 843, diperoleh harga  $a'' = 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$Nt = \frac{A}{a'' \cdot L} = \frac{3328.8488}{0.2618 \times 20} = 636 \text{ buah}$$

Dari Kern, tabel 9, hal. 842, diperoleh :

$$\text{IDs} = 35 \text{ in}$$

$$n = 4$$

$$Nt = 562$$

$$\begin{aligned} U_D \text{ koreksi} &= \frac{Nt}{Nt \text{ standar}} \times U_D \text{ trial} \\ &= \frac{636}{562} \times 20 = 22.62 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dari Kern, tabel 28, hal. 838, diperoleh :

$$de = 0.72 \text{ in}$$

Viskositas aliran pada shell (bahan):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-312 Hal. 2-421 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
CS <sub>2</sub>	5.82E-08	0.9262	44.581		
H <sub>2</sub> O	1.71E-08	1.1146			
Cl <sub>2</sub>	2.60E-07	0.7423	98.3		
CO <sub>2</sub>	2.15E-06	0.46	290		
CCl <sub>4</sub>	3.137.E-06	0.3742	491.5		

dimana  $\mu$  dalam Pa.s 
$$\mu = \frac{C_1 T^{C_2}}{1 + C_3/T + C_4/T^2}$$

Dari J.A.Dean didapatkan  $\mu \text{ SCl}_2 = 1.90800 \text{ cP} = 0.0019 \text{ Pa.s}$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	xi. $\mu$ i
CS <sub>2</sub>	399.35055	0.0260346	0.00004	2.8641E-05	7.457E-07
H <sub>2</sub> O	40.33844	0.0026298	2.E-06	1.082E-06	2.846E-09
Cl <sub>2</sub>	1119.2325	0.0729654	0.00083	0.00055552	4.053E-05

CO2	113.05379	0.0073702	0.02109	0.01417107	0.0001044
CCl4	6384.3543	0.4162111	0.03435	0.02308151	0.0096068
S2Cl2	7282.893	0.4747889	0.00191	0.00128212	0.0006087
Total	15339.223	1.0000	0.05822	0.0391	0.010361

$$\mu \text{ campuran} = \frac{\sum x_i \cdot \mu_i}{\sum x_i}$$

$$= \frac{0.010361}{1.0000} = 0.010361 \text{ lb/ft.s} = 37.30048 \text{ lb/ft.jam}$$

Viskositas aliran pada tube (cooling water):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-313 Hal. 2-427 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H <sub>2</sub> O	-52.84300	3703.6000	5.8660	-5.9.E-29	10

dimana  $\mu$  dalam Pa.s

$$\mu = \exp(C1 + C2/T + C3 \ln T + C4T^{C5})$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	$x_i$ (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	$x_i \cdot \mu_i$
H <sub>2</sub> O	27.0000	1.0000	0.00069	0.000464	0.000464

Densitas aliran pada shell (bahan):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-32 Hal. 2-98 didapatkan tabel berikut:

Komponen	berat molekul	C1	C2	C3	C4
CS2	76	1.79680	0.28749	552.000	0.32260
H <sub>2</sub> O	18	-13.85100	0.64038	-0.0019	1.8.E-06
Cl2	71	2.32000	0.27645	417.150	0.29260
CO2	44	2.76800	0.26212	304.2100	0.29080
CCl4	154	0.99835	0.27400	556.3500	0.28700

dimana,  $\rho$  dalam mol/m<sup>3</sup>

$$\text{Dari J.A.Dean didapatkan } \rho \text{ S2Cl2} = 0.68880 \text{ g/cm}^3 = 688.80 \text{ kg/m}^3$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	$x_i$ (massa)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$x_i \cdot \rho_i$
CS2	399.35055	0.0260	232.8941	6.0552
H <sub>2</sub> O	40.33844	0.0026	53.8243	0.1399
Cl2	1119.2325	0.0730	250.1024	18.2575
CO2	113.05379	0.0074	164.9945	1.2210
CCl4	6384.3543	0.4162	252.2693	104.9945
S2Cl2	7282.893	0.4748	688.8000	327.0422
Total	15339.223	1.0000	1642.8845	457.7103

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum x_i \cdot \rho_i}{\sum x_i}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{\sum x_i}{1.0000} = \frac{457.7103}{1.0000} = 457.7103 \text{ kg/m}^3 = 28.56113 \text{ lb/ft}^3$$

Densitas aliran pada tube (cooling water):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-32 Hal. 2-98 didapatkan tabel berikut:

Komponen	berat molekul	C1	C2	C3	C4
H <sub>2</sub> O	18	-13.85100	0.64038	-0.0019	1.8.E-06

dimana,  $\rho$  dalam mol/m<sup>3</sup>  $\rho = C_1 + C_2T + C_3T^2 + C_4T^3$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho$ (lb/ft <sup>3</sup> )	xi.pi
H <sub>2</sub> O	1087.3708	1.0000	996.0587	65.9817	65.9817
Total	1087.3708	1.0000	996.0587	65.9817	65.9817

Kesimpulan sementara hasil perancangan :

Type HE : 2-4

Bagian Tube

do = 1 in, 16 BWG  
 L = 16 ft Nt = 562  
 Susunan segitiga, n = 4  
 di = 0.8700 in = 0.073 ft  
 a' = 0.5940 in<sup>2</sup> = 0.050 ft<sup>2</sup>  
 a'' = 0.2618 ft<sup>2</sup>/ft  
 Pt = 1.25 in

Bagian Shell

IDs = 35 in = 2.92 ft  
 n' = 2  
 B = 8 in = 0.67 ft  
 de = 0.72 in = 0.06 ft  
 C' = 1 1/4 - 1 = 0.25

### Evaluasi Perpindahan Panas

Cold fluid: tube, cooling water	Hot fluid: shell, produk R-110
<p>1. Menghitung NRe</p> $a_t = \frac{Nt \times a'}{n \times 144}$ $= \frac{562 \times 0.050}{4 \times 144}$ $= 0.0483 \text{ ft}^2$ $G_t = \frac{m}{a_t}$ $= \frac{2397.2176 \text{ lb/jam}}{0.0483 \text{ ft}^2}$ $= 49635.05 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>pada Tc = 101 °F</p>	<p>1'. Menghitung NRe</p> $a_s = \frac{IDs \times C' \times B}{n' \times Pt \times 144}$ $= \frac{2.917 \times 0.25 \times 8}{2 \times 1.3 \times 144}$ $= 0.0162 \text{ ft}^2$ $G_s = \frac{M}{a_s}$ $= \frac{33816.850 \text{ lb/jam}}{0.0162 \text{ ft}^2}$ $= 2086982.7419 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>pada tc = 209 °F</p>

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0.000464 \text{ lb/ft.s} \\
 &= 1.670887 \text{ lb/ft.jam} \\
 di &= 0.87 \text{ in} \\
 &= 0.073 \text{ ft} \\
 N_{re_p} &= \frac{G_t \times di}{\mu} \\
 &= \frac{49635.05 \times 0.073}{1.670887} \\
 &= 2153.67 \\
 \text{Velocity} \\
 v &= \frac{G_t}{3600\rho} \\
 &= \frac{49635.05}{3600 \times 65.982} \\
 &= 2.0895961 \text{ fps}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas  
 Dari Kern, Fig. 25 Hal.835 ,  
 didapatkan:

$$\begin{aligned}
 hi &= 492 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{°F} \\
 \text{faktor koreksi} &= 0.94 \\
 \text{sehingga,} \\
 hic &= hi \left( \frac{di}{do} \right) \\
 &= 462.48 \left( \frac{0.8700}{1.00} \right) \\
 &= 402.36 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{°F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0.010361 \text{ lb/ft.s} \\
 &= 37.30048 \text{ lb/ft.jam} \\
 de &= 0.72 \text{ in} \\
 &= 0.06 \text{ ft} \\
 Nre_s &= \frac{G_s \times de}{\mu} \\
 &= \frac{2086982.7419 \times 0.06}{37.30048} \\
 &= 3357.0340
 \end{aligned}$$

- 2'. Menghitung harga koefisien film  
 Untuk condensor horizontal,  
 ho berkisar 150-300 Btu/jam.ft<sup>2</sup>°F

$$\begin{aligned}
 \text{Trial } ho &= 300 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{°F} \\
 tw &= tc + \frac{ho}{ho + hio} (tc - Tc) \\
 &= 209 + \frac{300}{300 + 402} (208.5 - 10) \\
 &= 254.33 \text{ °F} \\
 tf &= \frac{Tc + tw}{2} = \frac{208.5 + 254.3}{2} \\
 &= 231 \text{ °F}
 \end{aligned}$$

sehingga,

Dari Kern, Tabel 4 hal.800 didapatkan:

$$kf = 0.11002 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{°F/ft}$$

Dari Kern, Tabel 6 hal.808 didapatkan:

$$sf = 1.537 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{°F/ft}$$

Dari Kern, Fig.14hal.823 didapatkan:

$$\mu_f = 0.25571 \text{ cp}$$

$$\begin{aligned}
 G'' &= \frac{M}{L Nt^{2/3}} \\
 &= \frac{33,816.850}{16 \times 562^{2/3}} \\
 &= 31.0353 \text{ lb/jam.ft}
 \end{aligned}$$

Dari Kern, Fig.12.9 hal.267 didapatkan:

$$h_o = 325$$

$$\epsilon = \frac{325 - 300}{300}$$

$$= 8\% < 10\% \quad h_o \text{ memenuhi}$$

Clean overall coefficient  $U_c$  :

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{402.4 \times 325}{402.4 + 325} = 650.00 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^{\circ}\text{F}$$

Dirt factor (faktor kekotoran) pipa terpakai

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$= \frac{650 - 22.6}{650 \times 22.6} = 0.04266 \text{ jam.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}$$

Karena harga  $R_d$  hitung  $>$   $R_d$  tetapan, maka rancangan HE memenuhi.

#### Evaluasi $\Delta P$

Cold fluid: tube, cooling water	Hot fluid: shell, produk R-110
<p>1. Pada <math>NRe_t = 2153.6713</math>            Dari Kern, fig. 26 hal.836,            diperoleh: <math>f = 0.00013</math></p> <p><math>sg = 1</math></p> <p>2. <math>\Delta P</math> karena panjang pipa :</p> $\Delta P_l = \frac{1}{2} \cdot \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot d_i \cdot sg \cdot \phi}$ $= \frac{0.00013 \times 49635.0^2 \times 16 \times 4}{2 \times 5,22 \cdot 10^{10} \times 0.073 \times 1 \times 1}$ $= 0.0027 \text{ psi}$ <p><math>\Delta P</math> karena tube passes            Dari Kern, fig. 27 hal.837, diperoleh:</p> $\left[ \frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144} = 0.55, \text{ sehingga}$ $\Delta P_n = \frac{4n}{sg} \left[ \frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144}$ $= \frac{4 \times 4}{1} \times 0.55$ $= 0.88 \text{ psi}$ <p>sehingga,</p> $\Delta P_t \text{ total} = 0.0027 + 0.88$ $= 0.88 \text{ psi} < 2.5 \text{ psi}$ <p style="text-align: center;"><i>desain memenuhi</i></p>	<p>1'. Pada <math>Nres = 3357.0340</math>            Dari Kern, fig. 29 hal.839, diperoleh:  <math>f = 0.0023</math></p> <p>2'. No. of crossess  <math>(N+1) = \frac{12L}{B} = \frac{12 \times 16}{8}</math>  <math>= 24</math></p> <p>bahan = 28.56113 lb/ft<sup>3</sup>  <math>sg = \frac{\rho}{62.5}</math>  <math>= \frac{28.56113}{62.5}</math>  <math>= 0.456978</math></p> <p>4'. <math>\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot ID_s \cdot (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot d_e \cdot sg \cdot \phi}</math></p> $= \frac{0.0023 \times 2086982.7^2 \times 2.92 \times 24}{5,22 \times 10^{10} \times 0.06 \times 0.457 \times 0.97}$ $= 5.05097 \text{ psi} < 10.0 \text{ psi}$ <p style="text-align: center;"><i>desain memenuhi</i></p>

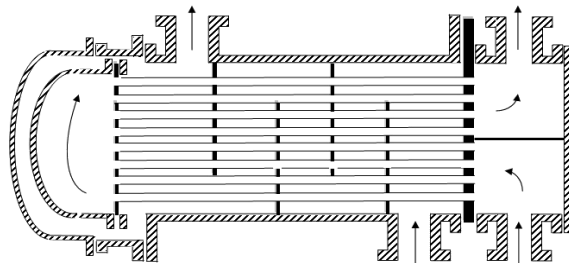


### Spesifikasi Heater

Fungsi	: Untuk mencondensasi produk reaktor (R-110)	
Kode alat	: E-121	
Tipe	: Horizontal Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-135 Grade B	
Media pendingin	: Cooling water 27 °C ,	
Kapasitas	: 15,339.223 kg/jam = 33,816.850 lb/jam	
Rate pendingin	: 1087.3708 kg/jam = 2,397.2176 lb/jam	
Dimensi	<i>Tube side</i> , cooling water	<i>Shell side</i> , produk R-110
	do = 1 in 16 BWG	IDs = 35 in = 2.92
	di = 0.87 in	B = 8 in
	L = 16 ft	de = 0.72 in
	Nt = 562	C' = 0.25 in
	Pt = 1.25 in	ΔPs = 5.05 psi
	Tringular Pitch	
	ΔPt = 0.88 psi	

### 7. Reboiler (E-133)

Fungsi	: Menguapkan bottom product D-130
Tipe	: Kettle Reboiler, Shell and Tube Heat Exchanger



Direncanakan :

- faktor kekotoran gabungan mininum (Rd) = 0.004 jam.ft<sup>2</sup>.°F/Btu
- Δp maksimum aliran shell = 10 psi
- Δp maksimum aliran tube = 2.5 psi

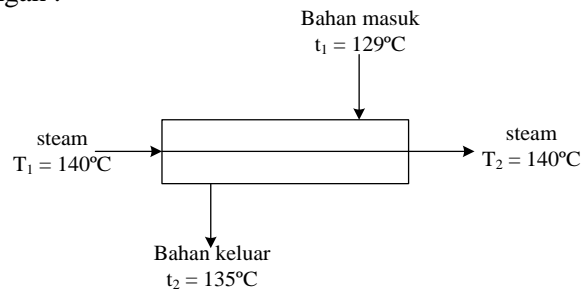
Dasar perancangan :

Dari Appendix B didapatkan data sebagai berikut:

- Massa bahan masuk = 24,846.683 kg/jam  
= 54,776.998 lb/jam
- Suhu bahan masuk (t<sub>1</sub>) = 129 °C = 264.20 °F
- Suhu bahan keluar (t<sub>2</sub>) = 135 °C = 275 °F
- Kebutuhan steam (m) = 142.1786 kg/jam  
= 313.4469 lb/jam
- Panas yang dibawa steam = 72,856.3097 kkal/jam  
= 288,928.8931 btu/jam

- steam masuk pada suhu ( $T_1$ ) = 140 °C = 284 °F = 413.15 K
- steam keluar pada suhu ( $T_2$ ) = 140 °C = 284 °F = 413.15 K
- Digunakan pipa ukuran 1 in OD, BWG 16, L = 16 ft,  $P_T = 1,25$  in
- Shell side : Bottom product D-130
- Tube side : Steam
- Susunan tube segitiga ( triangular pitch)

Perhitungan :



A. Menghitung  $\Delta T_{LMTD}$

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 284 \text{ °F} - 275 \text{ °F} = 9 \text{ °F}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 284 \text{ °F} - 264.20 \text{ °F} = 20 \text{ °F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \Delta t_1 / \Delta t_2} \quad (\text{Kern, Pers.5.14 Hal.89})$$

$$= \frac{9 - 19.80}{\ln (9 / 19.80)}$$

$$= 13.70 \text{ °F}$$

dipilih tipe HE 2-4

B. Menghitung suhu kalorik

$$T_c = (T_1 + T_2) / 2 = 284 \text{ °F} = 140 \text{ °C} = 413.15 \text{ K}$$

$$t_c = (t_1 + t_2) / 2 = 270 \text{ °F} = 132 \text{ °C} = 405.15 \text{ K}$$

C. Trial  $U_D$

Dari Kern hal 840 tabel 8 diperoleh:

$$\text{Range } U_D = 100\text{-}500 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$\text{Dicoba } U_D = 100 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$\text{Dari App.B didapatkan } Q = 72856.31 \text{ kkal/jam}$$

$$= 289116.93 \text{ Btu/jam}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} = \frac{289116.9291}{100 \times 13.6976} = 211.0707 \text{ ft}^2$$

dengan,

$$d_{o \text{ tube}} = 1 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

Dari Kern, tabel 10, hal. 843, diperoleh harga  $a'' = 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$N_t = \frac{A}{a'' \cdot L} = \frac{211.0707}{0.2618 \times 16} = 50 \text{ buah}$$

Dari Kern, tabel 9, hal. 842, diperoleh :

$$ID_s = 12 \text{ in}$$

$$n = 4$$

$$N_t = 48$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{N_t}{N_t \text{ standar}} \times U_D \text{ trial}$$

$$= \frac{50}{48} \times 100 = 104.98 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dari Kern, tabel 28, hal. 838, diperoleh :

$$d_e = 0.72 \text{ in}$$

Viskositas aliran pada shell (bahan):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-312 Hal. 2-421 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H <sub>2</sub> O	1.71E-08	1.1146			
CCl <sub>4</sub>	3.137.E-06	0.3742	491.5		

$$\text{dimana } \mu \text{ dalam Pa.s } \mu = \frac{C_1 T^{C_2}}{1 + C_3/T + C_4/T^2}$$

$$\text{Dari J.A.Dean didapatkan } \mu_{S2Cl_2} = 1.90800 \text{ cP} = 0.0019 \text{ Pa.s}$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	xi. $\mu$ i
H <sub>2</sub> O	155.01835	0.006239	0.00020	0.00013439	8.385E-07
CCl <sub>4</sub>	24417.782	0.0110229	0.04	0.02687876	0.0002963
S2Cl <sub>2</sub>	24846.683	0.9827381	0.00191	0.00128212	0.00126
Total	49419.483	1.0000	0.04211	0.0283	0.001557

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= \frac{\sum xi \cdot \mu_i}{\sum xi} \\ &= \frac{0.001557}{1.0000} = 0.001557 \text{ lb/ft.s} = 5.605579 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

Viskositas aliran pada tube (steam):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-312 Hal. 2-421 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H <sub>2</sub> O	1.710.E-08	1.1146			

dimana  $\mu$  dalam Pa.s

$$\mu = \exp(C1 + C2/T + C3 \ln T + C4T^{C5})$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	xi. $\mu$ i
H <sub>2</sub> O (steam)	142.1786	1.0000	2.E-06	0.000001	0.000001

Densitas aliran pada shell (bahan):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-32 Hal. 2-98 didapatkan tabel berikut:

Komponen	berat molekul	C1	C2	C3	C4
H <sub>2</sub> O	18	-13.85100	0.64038	-0.0019	1.8.E-06
CCl <sub>4</sub>	154	0.99835	0.27400	556.3500	0.28700

dimana,  $\rho$  dalam mol/m<sup>3</sup>

Dari J.A.Dean didapatkan  $\rho$  S2Cl<sub>2</sub> = 0.68880 g/cm<sup>3</sup> = 688.80 kg/m<sup>3</sup>

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xi. $\rho$ i
H <sub>2</sub> O	155.01835	0.0062	53.1895	0.3298
CCl <sub>4</sub>	273.88325	0.0110	246.6174	2.7128
S2Cl <sub>2</sub>	24417.782	0.9872	688.8000	679.9834
Total	24846.683	1.0	988.6068	683.0259

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.\rho_i}{\sum xi} \\ &= \frac{683.0259}{1.0044} = 680.0338 \text{ kg/m}^3 = 42.43411 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Type HE : 2-4

Bagian Tube

$$\begin{aligned} d_o &= 1 \text{ in, 16 BWG} \\ L &= 16 \text{ ft } N_t = 48 \\ \text{Susunan segitiga, } n &= 4 \\ d_i &= 0.8700 \text{ in} = 0.073 \text{ ft} \\ a' &= 0.5940 \text{ in}^2 = 0.050 \text{ ft}^2 \\ a'' &= 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ P_t &= 1.25 \text{ in} \end{aligned}$$

Bagian Shell

$$\begin{aligned} I D_s &= 12 \text{ in} = 1 \text{ ft} \\ n' &= 2 \\ B &= 8 \text{ in} = 0.67 \text{ ft} \\ d_e &= 0.72 \text{ in} = 0.06 \text{ ft} \\ C' &= 1 \frac{1}{4} - 1 = 0.25 \end{aligned}$$

### Evaluasi Perpindahan Panas

Hot fluid: tube, steam	Cold fluid: shell, bottom product D-130
1. Menghitung NRe	1'. Menghitung NRe
$a_t = \frac{N_t \times a'}{n \times 144}$ $= \frac{48 \times 0.050}{4 \times 144}$	$a_s = \frac{I D_s \times C' \times B}{n' \times P_t \times 144}$ $= \frac{1 \times 0.25 \times 8}{2 \times 1.3 \times 144}$

$$= 0.0041 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{m}{a_t}$$

$$= \frac{313.447 \text{ lb/jam}}{0.0041 \text{ ft}^2}$$

$$= 75987.12 \text{ lb/jam.ft}^2$$

pada  $T_c = 284 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\mu = 0.000001 \text{ lb/ft.s}$$

$$= 0.004389 \text{ lb/ft.jam}$$

$$d_i = 0.87 \text{ in}$$

$$= 0.073 \text{ ft}$$

$$N_{rep} = \frac{G_t \times d_i}{\mu}$$

$$= \frac{75987.12 \times 0.073}{0.004389}$$

$$= 1255244.54$$

2.  $J_H = -$  (steam)

3. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas untuk steam didapatkan:  
 $h_{io} = 1500 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^0\text{F}$

$$= 0.00556 \text{ ft}^2$$

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

$$= \frac{54776.998 \text{ lb/jam}}{0.0056 \text{ ft}^2}$$

$$= 9859859.6650 \text{ lb/jam.ft}^2$$

pada  $t_c = 270 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\mu = 0.001557 \text{ lb/ft.s}$$

$$= 5.60558 \text{ lb/ft.jam}$$

$$d_e = 0.72 \text{ in}$$

$$= 0.06 \text{ ft}$$

$$N_{res} = \frac{G_s \times d_e}{\mu}$$

$$= \frac{9859859.6650 \times 0.06}{5.60558}$$

$$= 105536.2049$$

2'. -

- 3'. Menghitung harga koefisien film

trial  $h_o$  maksimal  $300 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\text{Trial } h_o = 115 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_o + h_{io}} (t_c - T_c)$$

$$= 270 + \frac{115}{115 + 1500} (269.6 - 284)$$

$$= 268.575 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = t_c + t_w = 269.6 - 268.6$$

$$= 1.03 \text{ }^\circ\text{F}$$

Dari Kern, fig.15.11 hal.474 didapatkan:

$$h_s = 35 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^0\text{F}$$

$$h_v = 200 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^0\text{F}$$

Dari App. B didapatkan:

$$Q_1 = 352276.9081 \text{ kkal/jam}$$

$$= 1397037.231 \text{ btu/jam}$$

$$Q_2 = 72856.30967 \text{ kkal/jam}$$

$$= 288928.8931 \text{ btu/jam}$$

$$\begin{aligned}
 h_o &= \frac{Q}{\frac{Q_1}{h_s} + \frac{Q_2}{h_v}} \\
 &= \frac{425133.2178}{\frac{1397037.23}{35} + \frac{288,928.89}{200}} \\
 &= 102.7885 \\
 \epsilon &= \frac{115.0000 - 102.7885}{115.0000} \\
 &= 10.619\% \quad \text{memenuhi}
 \end{aligned}$$

Clean overall coefficient  $U_c$  :

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1500 \times 103}{1500 + 103} = 205.58 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^0\text{F}$$

*Dirt factor* (faktor kekotoran) pipa terpakai

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\
 &= \frac{205.58 - 104.98}{205.58 \times 104.98} = 0.00466 \text{ jam.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}
 \end{aligned}$$

Karena harga  $R_d$  hitung  $>$   $R_d$  tetapan, maka rancangan HE memenuhi.

#### Evaluasi $\Delta P$

Hot fluid: tube, steam	Cold fluid: shell, bottom produk D-130
<p>1. Pada <math>NRe_t = 1255244.5383</math>            Dari Kern, fig. 26 hal.836,            diperoleh: <math>f = 0.00005</math></p> <p><math>sg = 1</math></p> <p>2. <math>\Delta P</math> karena panjang pipa :</p> $\Delta P_l = \frac{1}{2} \cdot \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot di \cdot sg \cdot \phi}$ $= \frac{0.00005 \times 75987.1^2 \times 16 \times 4}{2 \times 5,22 \cdot 10^{10} \times 0.073 \times 1 \times 1}$ <p>= 0.0024 psi</p> <p><math>\Delta P</math> karena tube passes            Dari Kern, fig. 27 hal.837, diperoleh:</p> $\left[ \frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144} = 0.006 \text{ , sehingga}$	<p>1'. Untuk Kettle Reboiler <math>\Delta p</math> s diabaikan</p>

$$\begin{aligned} \Delta P_n &= \frac{4n}{sg} \left[ \frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144} \\ &= \frac{4 \times 4}{1} \times 0.006 \\ &= 0.0096 \text{ psi} \end{aligned}$$

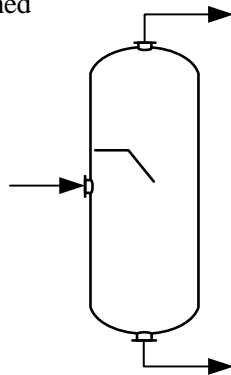
sehingga,  
 $\Delta P_t \text{ total} = 0.0024 + 0.0096$   
 $= 0.01 \text{ psi} < 2.5 \text{ psi}$   
*desain memenuhi*

### Spesifikasi Reboiler

Fungsi	: Menguapkan bottom product D-130	
Kode alat	: E-133	
Tipe	: Kettle Reboiler, Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-135 Grade B	
Media pemanas	: Saturated steam 0 °C , 0.000 kPa	
Kapasitas	: 24,846.683 kg/jam = 54,776.998 lb/jam	
Rate steam	: 142.1786 kg/jam = 313.4469 lb/jam	
Dimensi	<i>Tube side</i> , steam	<i>Shell side</i> , bottom produk D-1
	do = 1 in 16 BWG	IDs = 12 in = 1.00
	di = 0.87 in	B = 8 in
	L = 16 ft	de = 0.72 in
	Nt = 48	C' = 0.25 in
	Pt = 1.25 in	
	Tringular Pitch	
	$\Delta P_t = 0.012 \text{ psi}$	

### 7. Flash Drum (D-120)

Fungsi : Memisahkan liquid dan gas yang keluar dari kondensor (E-122)  
 Tipe : Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished



Direncanakan :

Bahan konstruksi = Carbon steels SA-135 Grade B  
 Allowable stress ( $f$ ) = 12750 psi  
 Tipe pengelasan = Double welded butt joint ( $E = 0.8$  )

Faktor korosi (C) = 1/16 in  
 Waktu tinggal = 1 jam  
 Volume ruang kosong = 30% Volume total  
 Kondisi operasi :  
 Suhu operasi = 50 °C = 323.15 K  
 Tekanan operasi = 1 atm = 14.7 psia

Dari Perry 8th Edition tabel 2-32 Hal. 2-98 didapatkan tabel berikut:

Komponen	berat molekul	C1	C2	C3	C4
CS <sub>2</sub>	76	1.79680	0.28749	552.000	0.32260
H <sub>2</sub> O	18	-13.85100	0.64038	-0.0019	1.8.E-06
Cl <sub>2</sub>	71	2.32000	0.27645	417.150	0.29260
CO <sub>2</sub>	44	2.76800	0.26212	304.2100	0.29080
CCl <sub>4</sub>	154	0.99835	0.27400	556.3500	0.28700

dimana,  $\rho$  dalam mol/m<sup>3</sup>

$$\rho = \frac{C_1}{C_2 \left(1 + \left(1 - \frac{T}{C_3}\right) C_4\right)}$$

untuk water menggunakan persamaan:

$$\rho = C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3$$

Dari J.A.Dean didapatkan  $\rho$  S<sub>2</sub>Cl<sub>2</sub> = 0.68880 g/cm<sup>3</sup> = 688.80 kg/m<sup>3</sup>

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xi. $\rho$ i
CS <sub>2</sub>	399.35055	0.0260	241.1948	6.2711
H <sub>2</sub> O	40.33844	0.0026	991.5792	2.5781
Cl <sub>2</sub>	1119.2325	0.0730	261.1835	19.0664
CO <sub>2</sub>	113.05379	0.0074	175.4651	1.2984
CCl <sub>4</sub>	6384.3543	0.4162	260.4997	108.4200
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	7282.893	0.4748	688.8000	327.0422
Total	15339.223	1.0000	2618.7224	464.6762

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.\rho_i}{\sum xi} \\ &= \frac{464.6762}{1.0000} = 464.6762 \text{ kg/m}^3 = 28.99580 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Rate bahan masuk (m) = 15339.223 kg/jam  
 = 33816.850 lb/jam

#### PERHITUNGAN

A. Menghitung Volume Tangki



$$\begin{aligned}
 \text{Volume bahan baku} &= \frac{m}{\rho} \times \frac{\text{Waktu tinggal}}{\text{tinggal}} \\
 &= \frac{15339.223 \text{ kg/jam}}{464.6762 \text{ kg/m}^3} \times 1 \text{ jam} \\
 &= 33.0106 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume tangki} &= \frac{33.0106}{0.7} = 47.1579 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

#### B. Menentukan Dimensi tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi } L_s &= 3 \text{ di} \\
 \text{Volume tanki} &= \text{Volume silinder} + 2 \text{ Volume tutup} \\
 47.1579 &= \frac{\pi}{4} di^2 L_s + 2(0,0847 di^3) \\
 47.1579 &= \frac{\pi}{4} di^2 \times 3 di + 2(0,0847 di^3) \\
 47.1579 &= 2.5298 di^3 \\
 di^3 &= 18.6410 \\
 di &= 2.6515 \text{ m} = 104.39 \text{ in} = 8.6990 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

#### C. Menghitung Tinggi Liquida

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi liquida (HL)} &= \frac{\text{Volume liquida}}{\frac{1}{4} \pi \times di^2} \\
 &= \frac{33.0106}{\frac{1}{4} \times 3.14 \times 2.6515^2} \\
 &= 5.9814 \text{ m} = 235.4890 \text{ in} = 19.6238 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

#### D. Menentukan Tekanan Design (Pi)

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan hidrostatik (Ph)} &= \frac{\rho (HL-1)}{144} \\
 &= \frac{28.9958 \times (19.6238 - 1)}{144} \\
 &= 3.7501 \text{ psia} \\
 &= 18.4501 \text{ psig} \\
 \text{Tekanan design (Pi)} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 14.7 + 3.7501 \\
 &= 18.4501 \text{ psia} \\
 &= 1.2721 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

## E. Menghitung Tebal Silinder (ts)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal silinder} &= \frac{P_i d_i}{2(fE - 0,6P_i)} + C \\
 &= \frac{18.4501 \times 104.3893}{2 ( 12750 \times 0.8 - 0.6 \times 18.4501 )} + \frac{1}{16} \\
 &= 0.157 \times \frac{16}{16}
 \end{aligned}$$

$$ts = \frac{2.5114}{16} \text{ in} \approx \frac{4}{16} \text{ in} = 0.25 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 do &= di + 2(ts) \\
 &= 104.3893 + 2( 0.25 ) \\
 &= 104.8893 \text{ in} \approx 96 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan "Brownel and Young" tabel 5.7 hal 90, didapatkan :

$$icr = 5 \frac{7}{8} \text{ in}$$

$$r = 96 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 di_{\text{baru}} &= do_{\text{st}} - 2ts \\
 &= 96 - 2( 0.25 ) \\
 &= 95.500 \text{ in} \\
 &= 7.9583 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

## F. Menghitung Tinggi Silinder (Ls)

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi silinder (Ls)} &= 3 \times di \\
 &= 3 \times 7.9583 \text{ ft} \\
 &= 23.8750 \text{ ft} \\
 &= 286.5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

## G. Menghitung Dimensi Tutup Atas Dan Tutup Bawah

Bentuk tutup atas dan bawah adalah standar dished, sehingga :

$$r = di_{\text{baru}}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup (th)} &= \frac{0,885 \times P_i \times r}{2(fE - 0,1P_i)} + C \\
 &= \frac{0.885 \times 18.4501 \times 95.500}{2 ( 12750 \times 0.8 - 0.1 \times 18.4501 )} + \frac{1}{16} \\
 &= 0.1390 \times \frac{16}{16} \\
 &= \frac{2.2232}{16} \approx \frac{4}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi Tutup} = 0.169 \times di$$

$$= 0.169 \times 95.5000 \text{ in}$$

$$= 16.1395 \text{ in}$$

#### H. Menghitung Tinggi Tangki (H)

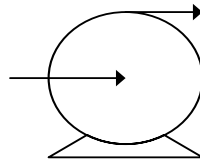
$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki (H)} &= \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup atas dan bawah} \\ &= 286.5 + 2 \times 16.1395 \\ &= 318.7790 \text{ in} \\ &= 26.5649 \text{ ft} \end{aligned}$$

#### Spesifikasi Flash Drum

Fungsi	: Memisahkan liquid dan gas yang keluar dari kondensor
Kode alat	: D-130
Tipe	: Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished
Kapasitas	: 47.1579 m <sup>3</sup>
Suhu operasi	: 323.15 K
Tekanan operasi	: 1 atm
Dimensi	
Diameter shell	: 8.000 ft
Tinggi shell	: 23.8750 ft
Tebal shell	: 4/16 in
Tinggi tutup	: 1.3450 ft
Tebal tutup	: 4/16 in
Tipe pengelasan	: Double welded but joint (E = 0.8 )
Bahan Konstruksi	: Carbon steels SA-135 Grade B

#### 8. Pompa sentrifugal (L-134A)

Fungsi	: Untuk mengalirkan liquida dari flash drum (D-120) menuju heater (E-131)
Tipe	: Centrifugal pump



Direncanakan :	
Bahan konstruksi	= Carbon steel
Jumlah	= 1 buah
Kondisi operasi :	
Suhu (T)	= 50 °C = 323.15 K
Tekanan (P)	= 1 atm = 14.7 psia

Dari Perry 8th Edition tabel 2-32 Hal. 2-98 didapatkan tabel berikut:

Komponen	berat molekul	C1	C2	C3	C4

CS2	76	1.79680	0.28749	552.000	0.32260
H <sub>2</sub> O	18	-13.85100	0.64038	-0.0019	1.8.E-06
CCl <sub>4</sub>	154	0.99835	0.27400	556.3500	0.28700

dimana,  $\rho$  dalam mol/m<sup>3</sup>

$$\rho = \frac{C_1}{C_2 \left(1 + \left(1 - \frac{T}{C_3}\right) C_4\right)}$$

untuk water menggunakan persamaan:

$$\rho = C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3$$

Dari J.A.Dean didapatkan  $\rho$  S2Cl<sub>2</sub> = 0.68880 g/cm<sup>3</sup> = 688.80 kg/m<sup>3</sup>

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xi. $\rho_i$
CS2	353.7412	0.0261	241.1948	6.2937
H <sub>2</sub> O	39.785453	0.0029	991.5792	2.9101
CCl <sub>4</sub>	6958.9205	0.5133	260.4997	133.7206
S2Cl <sub>2</sub>	6204.1545	0.4576	688.8000	315.2281
Total	13556.602	1.0000	2182.0737	458.1524

$$\rho \text{ campuran} = \frac{458.1524}{1.0000} = 458.1524 \text{ kg/m}^3 = 28.58871 \text{ lb/ft}^3$$

Dari Perry 8th Edition tabel 2-313 Hal. 2-427 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
CS2	-10.3060	703.01			
H <sub>2</sub> O	-52.8430	3703.6	5.866	-5.88E-29	10
CCl <sub>4</sub>	-8.0738	1121.1	-0.4726		

dimana  $\mu$  dalam Pa.s  $\mu = \exp(C1 + C2/T + C3 \ln T + C4 T^{C5})$

Dari J.A.Dean didapatkan  $\mu$  S2Cl<sub>2</sub> = 1.90800 cP = 0.0019 Pa.s

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	xi. $\mu_i$
CS2	353.7412	0.0260936	0.00029	0.00019784	5.162E-06
H <sub>2</sub> O	39.785453	0.0029348	0.00056	0.000376	1.103E-06
CCl <sub>4</sub>	6958.9205	0.5133234	0.00065	0.00043822	0.0002249
S2Cl <sub>2</sub>	6204.1545	0.4576482	0.00191	0.00128212	0.0005868
Total	13556.602	1.0000	0.00341	0.0023	0.000818

$$\mu \text{ campuran} = \frac{\sum xi.\mu_i}{\sum xi}$$

$$= \frac{0.000818}{1.0000} = 0.000818 \text{ lb/ft.s} = 2.944699 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate bahan masuk (m)} &= 13556.602 \text{ kg/jam} \\ &= 29886.884 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

PERHITUNGAN :

A. Menghitung Rate Volumetrik (Q)

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho \text{ bahan masuk}} \\ &= \frac{29886.884}{28.5887} \\ &= 1045.4087 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.2904 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 130.3378 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 3,9 Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Pers.15 "Petters\&Timmerhaus",hal 496)} \\ &= 3,9 \times 0.2904^{0,45} \times 28.5887^{0,13} \\ &= 3.4571 \approx 3 \text{ in} \\ &= 0.2500 \text{ ft} \end{aligned}$$

Untuk pipa ukuran 3 in sch 40

Dari Brownell and Young, App.K-2 Hal.387 didapatkan:

$$OD = 3.500 \text{ in} = 0.2917 \text{ ft}$$

$$ID = 3.068 \text{ in} = 0.2557 \text{ ft}$$

$$A = 0.05132 \text{ ft}^2$$

B. Menentukan Kecepatan Aliran Fluida (v)

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran fluid} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{1045.4087}{0.05132} \\ &= 20370.6288 \text{ ft/jam} \\ &= 5.6585 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

C. Menentukan Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold (N}_{Re}) &= \frac{D \times v \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0.25567 \times 5.6585 \times 28.5887}{0.000818} \\ &= 50562.931 \geq 4000 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Dari Geankoplis, Fig. 2.10-3 Hal. 88 didapatkan:

$$\text{Equivalent rougness}(\varepsilon) = 4.6\text{E-}05 \text{ m}$$

$$\text{Relative rougness } \frac{\varepsilon}{D} = 0.0006$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0.0006$$

$$\alpha = 1$$

#### D. Menentukan Panjang Pipa

Asumsi :

$$\text{- Panjang pipa lurus} = 150 \text{ ft}$$

$$\text{- elbow } 90^\circ = 3 \text{ buah}$$

$$Le/D = 35 \quad (\text{Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93})$$

$$L \text{ elbow} = 35 \text{ ID}$$

$$= 35 \times 3 \times 0.29167 \text{ ft}$$

$$= 30.625 \text{ ft}$$

$$\text{- Globe valve} = 1 \text{ buah}$$

$$Le/D = 300 \quad (\text{Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93})$$

$$L \text{ elbow} = 300 \text{ ID}$$

$$= 300 \times 1 \times 0.29167 \text{ ft}$$

$$= 87.500 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total (L)} = \text{Pipa lurus} + \text{elbow } 90^\circ + \text{globe valve}$$

$$= 150 + 30.625 + 87.500$$

$$= 268.125 \text{ ft}$$

$$= 3218 \text{ in}$$

#### E. Menentukan friksion Loss

##### 1. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 86})$$

$$= 4 \times 0.0006 \frac{268.1250}{0.2556667} \times \frac{5.6585^2}{2 \times 32.2}$$

$$= 1.2524 \text{ lbf.ft/lbm}$$

##### 2. Kontraksi pada keluaran tangki

$$h_c = K_c \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93})$$

$$= 0.55 \frac{5.6585^2}{2 \times 32.174}$$

$$= 0.2737 \text{ lbf.ft/lbm}$$

##### 3. Elbow $90^\circ$ , 2 buah

$$K_f = 0.75 \quad (\text{Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93})$$

$$h_f = 2K_f \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94})$$

$$= 2 \times 0.75 \frac{5.6585^2}{2}$$

$$= 2 \times 32.174$$

$$= 0.7464 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Total friksi } (\sum F) = 1.2524 + 0.2737 + 0.74638$$

$$= 2.2725 \text{ lbf.ft/lbm}$$

#### F. Menentukan Kestimbangan Mekanik

Direncanakan:

$$\Delta Z = 30 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb/ft}^2$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s} \text{ (karena fluida diam dalam tangki penampungan)}$$

$$v_2 = 5.659 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\frac{V_2 - V_1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F = -W_s$$

$$\frac{5.6585 - 0}{2 \times 1 \times 32.17} + 30 \frac{32.17}{32.17} + 2.2725 = -W_s$$

$$-W_s = 32.3604 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Dengan: Capacity} = 130.34 \text{ gal/menit}$$

$$\mu \text{ campuran} = 3.4141 \text{ Centipoise}$$

Dari Fig.14.36 Hal.520, Petters &Timmerhause, didapatkan:

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 90\%$$

$$W_s = -\eta W_p$$

$$32.3604 = -90\% W_p$$

$$W_p = 35.9560 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{mass flow rate (m)} = Q \times \rho$$

$$= 1045.4087 \times 28.5887$$

$$= 29886.884 \text{ lbm/jam}$$

$$= 8.3019 \text{ lbm/s}$$

$$\text{WHp} = W_p \times m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$\text{WHp} = 35.9560 \times 8.3019 \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$\text{WHp} = 0.5427 \text{ hp}$$

$$\text{BHp} = \frac{\text{WHp}}{\eta}$$

$$= \frac{0.5427}{90\%}$$

$$= 0.6030 \text{ Hp}$$

Dari Fig.14.38 Hal.521, Petters &Timmerhause, didapatkan:

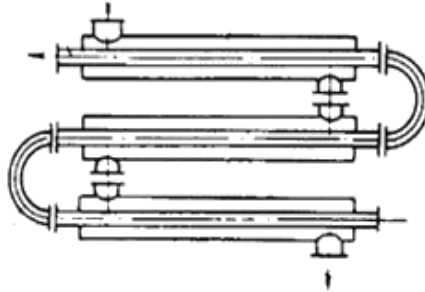
$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi motor} &= 90\% \\
 \text{Daya} &= \frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}} \\
 &= \frac{0.6030}{90\%} \\
 &= 0.6700 \text{ Hp} \approx 1 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

#### Spesifikasi Pompa Sentrifugal

Fungsi	: Untuk mengalirkan liquida dari flash drum (D-120) menuju heater (E-131)
Kode alat	: L-134a
Tipe	: Centrifugal pump
Kapasitas	: 130.34 gpm
Suhu operasi	: 323.15 K
Tekanan operasi	: 1 atm
Efisiensi Pompa	: 90%
$\Delta P$	: 0 lb/ft <sup>2</sup>
Bahan Konstruksi	: Carbon steel
Daya	: 1 Hp
Dimensi	
NPS	: 3 in
OD	: 3.500 in
A	: 0.05132 ft <sup>2</sup>
Sch	: 40
ID	: 3.068 in

#### 9. Heater (E-131)

Fungsi : Memanaskan liquida hingga bubble point-nya  
 Type : Double Pipe Heat Exchanger



Direncanakan :

$$\begin{aligned}
 \text{faktor kekotoran gabungan minimum (Rd)} &= 0.001 \text{ jam.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu} \\
 \Delta p \text{ maksimum aliran} &= 10 \text{ psi} \\
 \Delta p \text{ maksimum steam} &= 2.5 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Dasar perancangan :

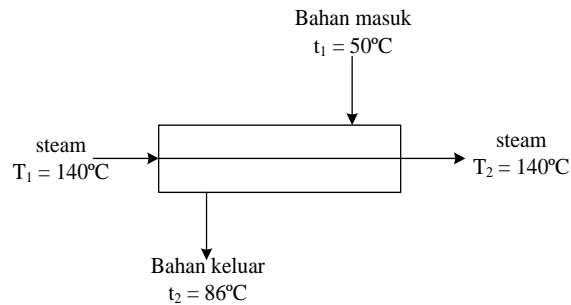
Dari Appendix B didapatkan data sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 - \text{ Massa bahan masuk} &= 13,556.602 \text{ kg/jam} \\
 &= 29,886.884 \text{ lb/jam} \\
 - \text{ Suhu bahan masuk (t}_1\text{)} &= 50 \text{ °C} = 122.00 \text{ °F} \\
 - \text{ Suhu bahan keluar (t}_2\text{)} &= 86 \text{ °C} = 186.80 \text{ °F}
 \end{aligned}$$



- Kebutuhan steam (m) = 135.4097 kg/jam  
= 298.5242 lb/jam
- Panas yang dibawa steam = 69,387.7542 kkal/jam  
= 275,173.5177 btu/jam
- steam masuk pada suhu ( $T_1$ ) = 140 °C = 284 °F = 413.15 K
- steam keluar pada suhu ( $T_2$ ) = 140 °C = 284 °F = 413.15 K

Perhitungan :



1. Menghitung  $\Delta t$

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = 284 - 122 = 162 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = 284 - 187 = 97.2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{162 - 97.2}{\ln \frac{162}{97.2}} = 126.853 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Menghitung suhu caloric ( $T_c$  dan  $t_c$ )

$$T_c = (T_1 + T_2) / 2 = 284 \text{ } ^\circ\text{F} = 140 \text{ } ^\circ\text{C} = 413.15 \text{ K}$$

$$t_c = (t_1 + t_2) / 2 = 154 \text{ } ^\circ\text{F} = 68 \text{ } ^\circ\text{C} = 341.15 \text{ K}$$

Viskositas aliran pada anulus (bahan):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-313 Hal. 2-427 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
CS2	-10.3060	703.01			
H <sub>2</sub> O	-52.8430	3703.6	5.866	-5.88E-29	10
CCl <sub>4</sub>	-8.0738	1121.1	-0.4726		

dimana  $\mu$  dalam Pa.s  $\mu = \exp(C1 + C2/T + C3 \ln T + C4T^{C5})$

Dari J.A.Dean didapatkan  $\mu \text{ S2Cl}_2 = 1.90800 \text{ cP} = 0.0019 \text{ Pa.s}$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	xi. $\mu$ i
CS2	353.7412	0.0260936	0.00026	0.00017639	4.603E-06
H <sub>2</sub> O	39.785453	0.0029348	0.00042	0.00028212	8.28E-07
CCl4	6958.9205	0.5133234	0.00053	0.00035569	0.0001826
S2Cl2	6204.1545	0.4576482	0.00191	0.00128212	0.0005868
Total	13556.602	1.0000	0.00312	0.0021	0.000775

$$\begin{aligned}\mu_{\text{campuran}} &= \frac{\sum xi.\mu i}{\sum xi} \\ &= \frac{0.000775}{1.0000} = 0.000775 \text{ lb/ft.s} = 2.789176 \text{ lb/ft.jam}\end{aligned}$$

Viskositas aliran pada pipe (steam):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-312 Hal. 2-421 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H <sub>2</sub> O	1.710.E-08	1.1146			

dimana  $\mu$  dalam Pa.s

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	xi. $\mu$ i
H <sub>2</sub> O (steam)	135.4097	1.0000	2.E-06	0.000001	0.000001

Densitas aliran pada anulus (bahan):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-32 Hal. 2-98 didapatkan tabel berikut:

Komponen	berat molekul	C1	C2	C3	C4
CS2	76	1.79680	0.28749	552.000	0.32260
H <sub>2</sub> O	18	-13.85100	0.64038	-0.0019	1.8.E-06
CCl4	154	0.99835	0.27400	556.3500	0.28700

dimana,  $\rho$  dalam mol/m<sup>3</sup>

$$\rho = \frac{C_1}{C_2 \left(1 + \left(1 - \frac{T}{C_3}\right) C_4\right)}$$

untuk water menggunakan persamaan:

$$\rho = C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3$$

Dari J.A.Dean didapatkan  $\rho \text{ S2Cl}_2 = 0.68880 \text{ g/cm}^3 = 688.80 \text{ kg/m}^3$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xi. $\rho$ i
----------	----------------	------------	-----------------------------	--------------

CS2	353.7412	0.0261	238.0526	6.2117
H <sub>2</sub> O	39.785453	0.0029	983.2996	2.8858
CCl <sub>4</sub>	6958.9205	0.5133	257.3869	132.1227
S2Cl <sub>2</sub>	6204.1545	0.4576	688.8000	315.2281
Total	13556.602	1.0000	2167.5391	456.4482

$$\rho \text{ campuran} = \frac{456.4482}{1.0000} = 456.4482 \text{ kg/m}^3 = 28.48237 \text{ lb/ft}^3$$

Trial ukuran DPHE

Dicoba ukuran DPHE : 4x 3" IPS sch.40 dengan aliran steam di bagian pipa.

Dari Kern, tabel 6.2 hal.110 didapatkan :

$$a_{an} = 3.14 \text{ in}^2 = 0.0218 \text{ ft}^2$$

$$a_p = 7.38 \text{ in}^2 = 0.0513 \text{ ft}^2$$

$$de = 1.14 \text{ in} = 0.0950 \text{ ft}$$

$$de' = 0.53 \text{ in} = 0.0442 \text{ ft}$$

Dari Kern, tabel 11 hal.844 didapatkan :

$$dop = 3.5 \text{ in} = 0.0243 \text{ ft}$$

$$dip = 3.07 \text{ in} = 0.2557 \text{ ft}$$

$$a'' = 0.92 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

### Evaluasi Perpindahan Panas

Hot fluid: pipe, Steam	Cold fluid: anulus, liquid product D-12
<p>1. Menghitung NRe</p> $G_p = \frac{M}{a_p}$ $= \frac{298.5242 \text{ lb/jam}}{0.0513 \text{ ft}^2}$ $= 5824.863 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>pada Tc = 284 °F</p> $\mu = 0.000001 \text{ lb/ft.s}$ $= 0.004389 \text{ lb/ft.jam}$ $di = 3.07 \text{ in}$ $= 0.256 \text{ ft}$ $Nre_p = \frac{G_p \times di}{\mu}$ $= \frac{5824.863 \times 0.256}{0.004389}$ $= 339320.6$	<p>1'. Menghitung NRe</p> $G_{an} = \frac{m}{a_{an}}$ $= \frac{29886.884 \text{ lb/jam}}{0.0218 \text{ ft}^2}$ $= 1370608.694 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>pada tc = 154 °F</p> $\mu = 0.000775 \text{ lb/ft.s}$ $= 2.78918 \text{ lb/ft.jam}$ $de = 1.14 \text{ in}$ $= 0.10 \text{ ft}$ $Nre_{an} = \frac{G_{an} \times de}{\mu}$ $= \frac{1370608.694 \times 0.10}{2.78918}$ $= 46683.2561$
<p>2. J<sub>H</sub> = - (steam)</p>	<p>2'. Menghitung faktor panas (J<sub>H</sub>)</p> <p>Dari Kern, Fig. 24 Hal.834 didapka</p>

3. Menghitung harga koefisien film perpendahan panas untuk steam didapatkan:  
 $h_{io} = 1500 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^0\text{F}$

$$J_H = 105$$

- 3'. Menghitung harga koefisien film  
 Dari Kern, Tabel 4 hal.800 didapatkan:  
 $k = 0.096647 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/ft}$   
 Dari Kern, Fig.3 hal.805 didapatkan:  
 $C_p = 0.227 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$   
 maka,  
 $k (C_p \cdot \mu / k)^{1/3} = 0.1807$   
 $h_o / \phi_s = 199.74$   
 $t_w = 180.75 \text{ }^\circ\text{F}$   
 dimana  $\mu$  Pada suhu  $t_w$  didapatkan:  
 $\mu_w = 0.5804 \text{ lb/ft.jam}$   
 $\mu / \mu_w = 4.805$   
 Dari Kern, Fig. 24 Hal.834 didapatkan:  
 $\phi_s = 1.246$   
 sehingga,  
 $h_o = 248.832 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$

Clean overall coefficient  $U_c$  :

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1500 \times 248.832}{1500 + 248.832} = 497.665 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^0\text{F}$$

*Dirt factor* (faktor kekotoran) pipa terpakai

$$R_d = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_C}$$

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

$$\frac{1}{U_D} = 0.001 + \frac{1}{497.665}$$

$$\frac{1}{U_D} = 0.003$$

$$U_D = 332.29 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} = \frac{275173.5177}{332.29 \times 126.853} = 65.2803 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{65.2803}{0.9170} = 71.189 \text{ ft}$$

Mencari panjang ekonomis dengan mencari over design yang terkecil dari pipa standar.

Panjang	Hairpin	pembulatan	$I_{k, \dots}$	$A_{\dots}$	$U_D_{\dots}$	$R_d_{\dots}$	$R_d_{\text{over des}}$
---------	---------	------------	----------------	-------------	---------------	---------------	-------------------------

pipa (ft)	(n)	Hairpin	~baru	^^ baru	~ ~ baru	^^^ baru	(%)
12	2.9662	3	72	66.0240	32.8551	0.028	27.427
15	2.373	3	90	82.5300	26.2841	0.036	35.036
20	1.7797	2	80	73.3600	29.5696	0.032	30.809

Jadi, diambil desain yang terkecil = 35.036 %

$$L = 90 \text{ ft}$$

$$n = 3 \text{ buah}$$

### Evaluasi $\Delta P$

Hot fluid: pipe, Steam	Cold fluid: anulus, liquid product D-12
1. Pada $Nre_p = 339320.57$	1'. $de' = 0.0442 \text{ ft}$
$f = \frac{0.264}{(Nre_p)^{0.42}} + \frac{0.264}{339320.57^{0.42}}$ $= 0.0048$	$Nre_{an} = \frac{G_{an} \times de'}{\mu}$ $= \frac{1370608.6942 \times 0.044}{2.78918}$ $= 21703.6190$
<p>Dari steam tabel, untuk kondisi : saturated steam <math>T = 284 \text{ }^\circ\text{F}</math> <math>P = 45.4 \text{ psia}</math> didapatkan, <math>\rho = 0.1073 \text{ lb/ft}^3</math></p> $\Delta Fp = \frac{4 \cdot f \cdot Gp^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot di}$ $= \frac{4 \times 0.0048 \times 5824.863^2 \times 90}{2 \times 4.18 \times 0.107^2 \times 0.256}$ $= 1737.2 \text{ ft}$ $\Delta Pp = \frac{1737.2 \times 0.1073}{144}$ $= 1.2945 \text{ psi} < 2.5 \text{ psi}$	$f = 0.0035 + \frac{0.264}{(Nre_{an})^{0.42}}$ $= 0.0035 + \frac{0.264}{21703.62^{0.42}}$ $= 0.0075$ $\rho = 28.4824 \text{ lb/ft}^3$ <p>karena panjang pipa,</p> $\Delta Fa = \frac{4 \cdot f \cdot Ga^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot de'}$ $= \frac{4 \times 0.0075 \times 1370608.7^2 \times 90}{2 \times 4.18 \times 28.48^2 \times 0.044}$ $= 16.8958 \text{ ft}$ <p>karena tube passes,</p> $v = \frac{Ga}{3600\rho}$ $= \frac{1370608.7}{3600 \times 28.4824}$ $= 13.36703 \text{ fps}$ $Fl = n \left( \frac{v^2}{2gc} \right)$ $= 3 \left( \frac{13.367^2}{2 \times 32.2} \right)$

$$\begin{aligned} &= 0.622688 \\ \Delta Pa &= \frac{[16.896 + 0.623] \times 28.48}{144} \\ &= 3.465056 \text{ psi} < 10.0 \text{ psi} \\ &\quad \text{desain memenuhi} \end{aligned}$$

### Spesifikasi Heater

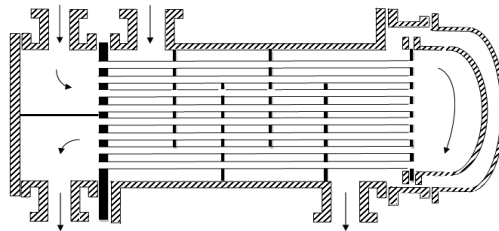
Fungsi	: Memanaskan liquida hingga bubble point-nya	
Kode alat	: E-131	
Tipe	: Double pipe Heat Exchanger 4 x 3" sch.40	
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-135 Grade B	
Media pemanas	: Saturated steam 140 °C , 361.379 kPa	
Kapasitas	: 13556.60 kg/jam = 29,886.884 lb/jam	
Rate steam	: 135.4097 kg/jam = 298.5242 lb/jam	
Dimensi	<i>Pipe side , steam</i>	<i>Anullus side , Liq.Prod D-12</i>
	do = 3.5 in	a <sub>an</sub> = 0.0218 ft
	L <sub>pipe</sub> = 15 ft	de = 0.0950 ft
	ap = 7.38 in <sup>2</sup>	de' = 0.0442 ft
	Hairpin = 3 buah	L = 90 ft
	ΔPp = 1.29 psi	ΔPan = 3.47 psi

### 10. Kolom Distilasi (D-130)

Fungsi : Memisahkan produk CCl<sub>4</sub> dari impuritisnya  
 Type : Sieve Tray  
 Kolom distilasi dirancang oleh Valerie Alpenada (1914002), lihat bab VI Perancangan Alat Utama.

### 11. Kondensor (E-132)

Fungsi : Menkondensasi top produk dari kolom distilasi D-130  
 Type : Horizontal Shell and Tube Heat Exchanger



Direncanakan :

- faktor kekotoran gabungan mininum (Rd) = 0.004 jam.ft<sup>2</sup>.°F/Btu
- Δp maksimum aliran shell = 10 psi
- Δp maksimum aliran tube = 2.5 psi

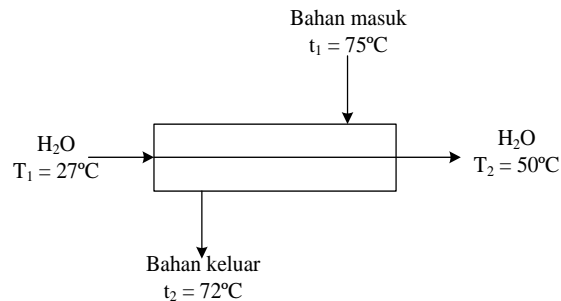
Dasar perancangan :

Dari Appendix B didapatkan data sebagai berikut:

- Massa bahan masuk = 20,913.710 kg/jam  
= 46,106.366 lb/jam

- Suhu bahan masuk ( $t_1$ ) = 75 °C = 167.00 °F
- Suhu bahan keluar ( $t_2$ ) = 72 °C = 161.60 °F
- Kebutuhan pendingin (m) = 405.9817 kg/jam  
= 895.0274 lb/jam
- Panas yang dibawa coolant = 7,825.6500 kkal/jam  
= 31,034.4623 btu/jam
- H<sub>2</sub>O masuk pada suhu ( $T_1$ ) = 27 °C = 81 °F = 300.15 K
- H<sub>2</sub>O keluar pada suhu ( $T_2$ ) = 50 °C = 122 °F = 323.15 K
- Digunakan pipa ukuran 1 in OD, BWG 16, L = 16 ft,  $P_T = 1,25$  in
- Shell side : Top produk D-130
- Tube side : Cooling water
- Susunan tube segitiga (triangular pitch)

Perhitungan :



A. Menghitung  $\Delta T_{LMTD}$

$$\Delta t_1 = t_2 - T_1 = 162 \text{ °F} - 81 \text{ °F} = 81 \text{ °F}$$

$$\Delta t_2 = t_1 - T_2 = 167 \text{ °F} - 122.00 \text{ °F} = 45 \text{ °F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \Delta t_1 / \Delta t_2} \quad (\text{Kern, Pers.5.14 Hal.89})$$

$$= \frac{81 - 45.00}{\ln(81 / 45.00)}$$

$$= 61.25 \text{ °F}$$

dipilih tipe HE 2-4

B. Menghitung suhu kalorik

$$T_c = (T_1 + T_2) / 2 = 101 \text{ °F} = 39 \text{ °C} = 311.65 \text{ K}$$

$$t_c = (t_1 + t_2) / 2 = 164 \text{ °F} = 73.5 \text{ °C} = 346.65 \text{ K}$$

C. Trial  $U_D$ 

Dari Kern hal 840 tabel 8 diperoleh:

$$\text{Range } U_D = 2-50 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dicoba } U_D = 20 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dari App.B didapatkan } Q = 141077.67 \text{ kkal/jam}$$

$$= 559840.92 \text{ Btu/jam}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} = \frac{559840.9203}{20 \times 61.2467} = 2285.188 \text{ ft}^2$$

dengan,

$$d_{o \text{ tube}} = 1 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

Dari Kern, tabel 10, hal. 843, diperoleh harga  $a'' = 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$N_t = \frac{A}{a'' \cdot L} = \frac{2285.1877}{0.2618 \times 12} = 727 \text{ buah}$$

Dari Kern, tabel 9, hal. 842, diperoleh :

$$\text{IDs} = 35 \text{ in}$$

$$n = 4$$

$$N_t = 562$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{N_t}{N_t \text{ standar}} \times U_D \text{ trial}$$

$$= \frac{727}{562} \times 20 = 25.89 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dari Kern, tabel 28, hal. 838, diperoleh :

$$d_e = 0.72 \text{ in}$$

Viskositas aliran pada shell (bahan):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-312 Hal. 2-421 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
CS2	5.82E-08	0.9262	44.581		
H <sub>2</sub> O	1.71E-08	1.1146			
CCl <sub>4</sub>	3.137.E-06	0.3742	491.5		

$$\text{dimana } \mu \text{ dalam Pa.s } \mu = \frac{C_1 T^{C_2}}{1 + C_3/T + C_4/T^2}$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	xi. $\mu$ i
CS2	1021.3393	0.0488359	0.00004	2.6678E-05	1.303E-06
H <sub>2</sub> O	19891.222	0.9511092	0.00000	1.0025E-06	9.535E-07
CCl <sub>4</sub>	1.1487055	5.493E-05	0.03218	0.02162428	1.188E-06
Total	20913.710	1.0000	0.03222	0.0217	0.000003

$$\mu \text{ campuran} = \frac{\sum xi.\mu i}{\sum xi}$$



$$= \frac{\sum x_i}{1.0000} = \frac{0.000003}{1.0000} = 0.000003 \text{ lb/ft.s} = 0.012399 \text{ lb/ft.jam}$$

Viskositas aliran pada pipe (cooling water):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-313 Hal. 2-427 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H <sub>2</sub> O	-52.84300	3703.6000	5.8660	-5.9.E-29	10

dimana  $\mu$  dalam Pa.s

$$\mu = \exp(C1 + C2/T + C3 \ln T + C4T^{C5})$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	xi. $\mu$ i
H <sub>2</sub> O	895.0274	1.0000	0.00069	0.000464	0.000464

Densitas aliran pada shell (bahan):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-32 Hal. 2-98 didapatkan tabel berikut:

Komponen	berat molekul	C1	C2	C3	C4
CS <sub>2</sub>	76	1.79680	0.28749	552.000	0.32260
H <sub>2</sub> O	18	-13.85100	0.64038	-0.0019	1.8.E-06
CCl <sub>4</sub>	154	0.99835	0.27400	556.3500	0.28700

dimana,  $\rho$  dalam mol/m<sup>3</sup>

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xi. $\rho$ i
CS <sub>2</sub>	1021.3393	0.0488	237.1006	11.5790
H <sub>2</sub> O	1.1487055	0.0001	54.4783	0.0030
CCl <sub>4</sub>	19891.222	0.9511	256.4432	243.9055
Total	20913.71	1.0000	548.0221	255.4875

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum x_i \rho_i}{\sum x_i} = \frac{255.4875}{1.0000} = 255.4875 \text{ kg/m}^3 = 15.94242 \text{ lb/ft}^3$$

Densitas aliran pada tube (cooling water):

Komponen	berat molekul	C1	C2	C3	C4
H <sub>2</sub> O	18	-13.85100	0.64038	-0.0019	1.8.E-06

dimana,  $\rho$  dalam mol/m<sup>3</sup>  $\rho = C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3$

Komponen	Massa	xi (massa)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho$ (lb/ft <sup>3</sup> )	xi. $\rho$ i
----------	-------	------------	-----------------------------	------------------------------	--------------

Komponen	(Kg/jam)	$\Delta t$ (massa)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho$ (lb/ft <sup>3</sup> )	$\Delta t \cdot \rho$
H <sub>2</sub> O	405.9817	1.0000	996.0587	65.9817	65.9817
Total	405.98175	1.0000	996.0587	65.9817	65.9817

Kesimpulan sementara hasil perancangan :

Type HE : 2-4

Bagian Tube	Bagian Shell
do = 1 in, 16 BWG	IDs = 35 in = 2.92 ft
L = 16 ft Nt = 562	n' = 2
Susunan segitiga, n = 4	B = 28 in = 2.33 ft
di = 0.8700 in = 0.073 ft	de = 0.72 in = 0.06 ft
a' = 0.5940 in <sup>2</sup> = 0.050 ft <sup>2</sup>	C' = 1 1/4 - 1 = 0.25
a'' = 0.2618 ft <sup>2</sup> /ft	
Pt = 1.25 in	

### Evaluasi Perpindahan Panas

Cold fluid: tube, cooling water	Hot fluid: shell, Top product D-130
<p>1. Menghitung NRe</p> $a_t = \frac{Nt \times a'}{n \times 144}$ $= \frac{562 \times 0.050}{4 \times 144}$ $= 0.0483 \text{ ft}^2$ $G_t = \frac{m}{a_t}$ $= \frac{895.0274 \text{ lb/jam}}{0.0483 \text{ ft}^2}$ $= 18531.786 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>pada Tc = 101 °F</p> $\mu = 0.000464 \text{ lb/ft.s}$ $= 1.670887 \text{ lb/ft.jam}$ $di = 0.87 \text{ in}$ $= 0.073 \text{ ft}$ $N_{re_p} = \frac{G_t \times di}{\mu}$ $= \frac{18531.79 \times 0.073}{1.670887}$ $= 804.0967$ <p>Velocity</p> $v = \frac{G_t}{\dots}$	<p>1'. Menghitung NRe</p> $a_s = \frac{IDs \times C' \times B}{n' \times Pt \times 144}$ $= \frac{2.917 \times 0.25 \times 28}{2 \times 1.25 \times 144}$ $= 0.05671 \text{ ft}^2$ $G_s = \frac{M}{a_s}$ $= \frac{46106.366 \text{ lb/jam}}{0.0567 \text{ ft}^2}$ $= 812977.5496 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>pada tc = 164 °F</p> $\mu = 0.000003 \text{ lb/ft.s}$ $= 0.01240 \text{ lb/ft.jam}$ $de = 0.72 \text{ in}$ $= 0.06 \text{ ft}$ $Nre_s = \frac{G_{an} \times de}{\mu}$ $= \frac{812977.5496 \times 0.06}{0.01240}$ $= 3934164.8685$ <p>2'. Menghitung harga koefisien film</p>

$$\begin{aligned}
 &= \frac{3600p}{3600 \times 65.982} \\
 &= \frac{18531.79}{3600 \times 65.982} \\
 &= 0.7801735 \text{ fps} \\
 &2. \text{ Menghitung harga koefisien} \\
 &\text{film perpindahan panas} \\
 &\text{Dari Kern, Fig. 25 Hal.835 ,} \\
 &\text{didapatkan:} \\
 &h_i = 480 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{°F} \\
 &\text{faktor koreksi} = 0.94 \\
 &\text{sehingga,} \\
 &h_{ic} = h_i \left( \frac{d_i}{d_o} \right) \\
 &= 451.2 \left( \frac{0.8700}{1.00} \right) \\
 &= 392.54 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{°F}
 \end{aligned}$$

Untuk condensor horizontal,  
 $h_o$  berkisar 150-300 Btu/jam.ft<sup>2</sup>°F

$$\begin{aligned}
 \text{Trial } h_o &= 300 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{°F} \\
 t_w &= t_c + \frac{h_o}{h_o + h_{io}} (T_c - t_c) \\
 &= 164 + \frac{300}{300 + 393} (101 + 16) \\
 &= 279.354 \text{ °F} \\
 t_f &= \frac{T_c + t_w}{2} = \frac{101.3 + 279.4}{2} \\
 &= 190 \text{ °F}
 \end{aligned}$$

sehingga,

Dari Kern, Tabel 4 hal.800 didapatkan:

$$k_f = 0.42152 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F/ft}$$

Dari Kern, Tabel 6 hal.808 didapatkan:

$$s_f = 1.01273 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F/ft}$$

Dari Kern, Fig.14hal.823 didapatkan:

$$\mu_f = 0.14196 \text{ cp}$$

$$G'' = \frac{M}{L N_t^{2/3}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{46,106.366}{16 \times 562^{2/3}} \\
 &= 42.3139 \text{ lb/jam.ft}
 \end{aligned}$$

Dari Kern, Fig.12.9 hal.267 didapatkan:

$$h_o = 310$$

$$\epsilon = \frac{310 - 300}{300}$$

$$= 3\% < 10\% \quad h_o \text{ memenuhi}$$

Clean overall coefficient  $U_c$  :

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{393 \times 310}{393 + 310} = 620.00 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^0\text{F}$$

*Dirt factor* (faktor kekotoran) pipa terpakai

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\
 &= \frac{620 - 25.9}{620 \times 25.9} = 0.03702 \text{ jam.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}
 \end{aligned}$$

Karena harga  $R_d$  hitung  $>$   $R_d$  tetapan, maka rancangan HE memenuhi.

Evaluasi  $\Delta P$ 

Cold fluid: tube, cooling water	Hot fluid: shell, Top product D-130
<p>1. Pada <math>NRe_t = 804.0967</math>            Dari Kern, fig. 26 hal.836,            diperoleh: <math>f = 0.00045</math></p> <p><math>sg = 1</math></p> <p>2. <math>\Delta P</math> karena panjang pipa :  <math display="block">\Delta Pl = \frac{1}{2} \cdot \frac{f \cdot Gt^2 \cdot Ln}{5,22 \times 10^{10} \cdot di \cdot sg \cdot \phi}</math> <math display="block">= \frac{0.00045 \times 18531.8^2 \times 16 \times 4}{2 \times 5,22 \cdot 10^{10} \times 0.073 \times 1.00 \times 1}</math> <math display="block">= 0.0013 \text{ psi}</math></p> <p><math>\Delta P</math> karena tube passes            Dari Kern, fig. 27 hal.837, diperoleh:  <math display="block">\left[ \frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144} = 0.001</math>, sehingga</p> $\Delta Pn = \frac{4n}{sg} \left[ \frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144}$ $= \frac{4 \times 4}{1.0000} \times 0.001$ $= 0.016 \text{ psi}$ <p>sehingga,  <math>\Delta Pt \text{ total} = 0.0013 + 0.016</math>  <math>= 0.02 \text{ psi} &lt; 2.5 \text{ psi}</math>  <i>desain memenuhi</i></p>	<p>1'. Pada <math>Nres = 3934164.8685</math>            Dari Kern, fig. 29 hal.839, diperoleh:  <math>f = 0.0030</math></p> <p>2'. No. of crosess  <math display="block">(N+1) = \frac{12L}{B} = \frac{12 \times 16}{28}</math> <math display="block">= 6.86</math>           Dari Kern, Tabel 6 hal.808, diperoleh:  <math display="block">sg = \frac{\rho}{62.5}</math> <math display="block">= \frac{15.94242}{62.5}</math> <math display="block">= 0.25507873</math></p> <p>4'. <math>\Delta Ps = \frac{f \cdot Gs^2 \cdot IDs \cdot (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot de \cdot sg \cdot \phi}</math>  <math display="block">= \frac{0.003 \times 812977.5^2 \times 2.92 \times 7}{5,22 \times 10^{10} \times 0.06 \times 0.255 \times 0.97}</math> <math display="block">= 5.1173 \text{ psi} &lt; 10.0 \text{ psi}</math>  <i>desain memenuhi</i></p>

## Spesifikasi Kondensor

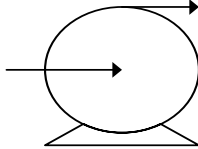
Fungsi	: Menkondensasi top produk dari kolom distilasi D-130										
Kode alat	: E-132										
Tipe	: Horizontal Shell and Tube Heat Exchanger										
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-135 Grade B										
Media pendingin	: Cooling water 27 °C ,										
Kapasitas	: 20,913.710 kg/jam = 46,106.366 lb/jam										
Rate pendingin	: 405.9817 kg/jam = 895.0274 lb/jam										
Dimensi	<table border="0"> <tr> <td><i>Tube side</i>, cooling water</td> <td><i>Shell side</i>, Top product D-130</td> </tr> <tr> <td>do = 1 in 16 BWG</td> <td>IDs = 35 in = 2.92</td> </tr> <tr> <td>di = 0.87 in</td> <td>B = 28 in</td> </tr> <tr> <td>L = 16 ft</td> <td>de = 0.72 in</td> </tr> <tr> <td>Nt = 562</td> <td>C' = 0.25 in</td> </tr> </table>	<i>Tube side</i> , cooling water	<i>Shell side</i> , Top product D-130	do = 1 in 16 BWG	IDs = 35 in = 2.92	di = 0.87 in	B = 28 in	L = 16 ft	de = 0.72 in	Nt = 562	C' = 0.25 in
<i>Tube side</i> , cooling water	<i>Shell side</i> , Top product D-130										
do = 1 in 16 BWG	IDs = 35 in = 2.92										
di = 0.87 in	B = 28 in										
L = 16 ft	de = 0.72 in										
Nt = 562	C' = 0.25 in										

$$\begin{aligned}
 P_t &= 1.25 \text{ in} & \Delta P_s &= 5.12 \text{ psi} \\
 &\text{Triangular Pitch} \\
 \Delta P_t &= 0.02 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

**12. Pompa sentrifugal (L-134d)**

Fungsi : Untuk mengalirkan produk destilat dari kolom distilasi (D-130) menuju storage (F-136)

Tipe : Centrifugal pump



Direncanakan :

Bahan konstruksi = Carbon steel

Jumlah = 1 buah

Kondisi operasi :

Suhu (T) = 78.8 °C = 351.99 K

Tekanan (P) = 1 atm = 14.7 psia = 0 psig

Dari Perry 8th Edition tabel 2-32 Hal. 2-98 didapatkan tabel berikut:

Komponen	berat molekul	C1	C2	C3	C4
CS <sub>2</sub>	76	1.79680	0.28749	552.000	0.32260
H <sub>2</sub> O	18	-13.85100	0.64038	-0.0019	1.8.E-06
CCl <sub>4</sub>	154	0.99835	0.27400	556.3500	0.28700

dimana,  $\rho$  dalam mol/m<sup>3</sup>

$$\rho = \frac{C_1}{C_2 \left(1 + \left(1 - \frac{T}{C_3}\right) C_4\right)}$$

untuk water menggunakan persamaan:

$$\rho = C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xi.pi
CS <sub>2</sub>	0.3978545	0.0001	236.1800	0.0136
H <sub>2</sub> O	0.3978545	0.0001	977.9801	0.0565
CCl <sub>4</sub>	6889.3313	0.9999	255.5303	255.5008
Total	6890.127	1.0000	1469.6904	255.5709

$$\rho \text{ campuran} = \frac{255.5709}{1.0000} = 255.5709 \text{ kg/m}^3 = 15.94762 \text{ lb/ft}^3$$

Dari Perry 8th Edition tabel 2-313 Hal. 2-427 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
CS2	-10.3060	703.01			
H <sub>2</sub> O	-52.8430	3703.6	5.866	-5.88E-29	10
CCl <sub>4</sub>	-8.0738	1121.1	-0.4726		

dimana  $\mu$  dalam Pa.s  $\mu = \exp(C1 + C2/T + C3 \ln T + C4T^{C5})$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	xi. $\mu$ i
CS2	353.7412	0.0488359	0.00025	0.00016554	8.084E-06
H <sub>2</sub> O	0.3978545	5.493E-05	0.00036	0.00024251	1.332E-08
CCl <sub>4</sub>	6889.3313	0.9511092	0.00047	0.00031673	0.0003012
Total	7243.4704	1.0000	0.00108	0.0007	0.0003093

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.\mu i}{\sum xi} \\ &= \frac{0.000309}{1.0000} = 0.0003093 \text{ lb/ft.s} = 1.113647 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate bahan masuk (m)} &= 7243.4704 \text{ kg/jam} \\ &= 15968.955 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

PERHITUNGAN :

A. Menghitung Rate Volumetrik (Q)

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho \text{ bahan masuk}} \\ &= \frac{15968.955}{15.9476} \\ &= 1001.3376 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.2781 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 124.8432 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 3,9 Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Pers.15 "Petters\&Timmerhaus",hal 496)} \\ &= 3,9 \times 0.2781^{0,45} \times 15.9476^{0,13} \\ &= 3.1430 \approx 3 \text{ in} \\ &= 0.2500 \text{ ft} \end{aligned}$$

Untuk pipa ukuran 3 in sch 40

Dari Brownell and Young, App.K-2 Hal.387 didapatkan:

$$\text{OD} = 3.500 \text{ in} = 0.2917 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 3.068 \text{ in} = 0.2557 \text{ ft}$$

$$A = 0.05132 \text{ ft}^2$$

#### B. Menentukan Kecepatan Aliran Fluida (v)

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran fluid} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{1001.3376}{0.05132} \\ &= 19511.8684 \text{ ft/jam} \\ &= 5.4200 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

#### C. Menentukan Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold (N}_{Re}) &= \frac{D \times v \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0.25567 \times 5.4200 \times 15.9476}{0.000309} \\ &= 71436.727 \geq 4000 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Dari Geankoplis, Fig. 2.10-3 Hal. 88 didapatkan:

$$\text{Equivalent roughness } (\varepsilon) = 4.6\text{E-}05 \text{ m}$$

$$\text{Relative roughness } \frac{\varepsilon}{D} = 0.0006$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0.0065$$

$$\alpha = 1$$

#### D. Menentukan Panjang Pipa

Asumsi :

- Panjang pipa lurus = 150 ft
- elbow 90° = 3 buah  
 $Le/D = 35$  (Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93)  
 $L \text{ elbow} = 35 \text{ ID}$   
 $= 35 \times 3 \times 0.29167 \text{ ft}$   
 $= 30.625 \text{ ft}$
- Globe valve = 1 buah  
 $Le/D = 300$  (Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93)  
 $L \text{ elbow} = 300 \text{ ID}$   
 $= 300 \times 1 \times 0.29167 \text{ ft}$   
 $= 87.500 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total (L)} &= \text{Pipa lurus} + \text{elbow } 90^\circ + \text{globe valve} \\ &= 150 + 30.625 + 87.500 \\ &= 268.125 \text{ ft} \\ &= 3218 \text{ in} \end{aligned}$$

## E. Menentukan friksion Loss

## 1. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 86})$$

$$= 4 \times 0.0065 \frac{268.1250}{0.2556667} \times \frac{5.4200^2}{2 \times 32.2}$$

$$= 12.4478 \text{ lbf.ft/lbm}$$

## 2. Kontraksi pada keluaran tangki

$$h_c = K_c \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93})$$

$$= 0.55 \frac{5.4200^2}{2 \times 32.174}$$

$$= 0.2511 \text{ lbf.ft/lbm}$$

## 3. Elbow 90°, 2 buah

$$K_f = 0.75 \quad (\text{Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93})$$

$$h_f = 2K_f \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94})$$

$$= 2 \times 0.75 \frac{5.4200^2}{2 \times 32.174}$$

$$= 0.6848 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Total friksi } (\sum F) = 12.4478 + 0.2511 + 0.684777$$

$$= 13.3837 \text{ lbf.ft/lbm}$$

## F. Menentukan Kestimbangan Mekanik

Direncanakan:

$$\Delta Z = 30 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb/ft}^2$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s} \quad (\text{karena fluida diam dalam tangki penampungan})$$

$$v_2 = 5.420 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{aliran turbulen})$$

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\frac{V_2 - V_1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F = -W_s$$

$$\frac{5.4200 - 0}{2 \cdot 1 \cdot 32} + 30 \frac{32.17}{32} + 13.3837 = -W_s$$



$$-W_s = 43.4679 \text{ lbf.ft/s}$$

Dengan: Capacity = 124.84 gal/menit  
 $\mu$  campuran = 1.0786 Centipoise

Dari Fig.14.36 Hal.520, Petters &Timmerhause, didapatkan:

Efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 90%

$$W_s = \eta W_p$$

$$43.4679 = 90\% W_p$$

$$W_p = 48.2977 \text{ ft.lbf/s}$$

$$\begin{aligned} \text{mass flow rate (m)} &= Q \times \rho \\ &= 1001.3376 \times 15.9476 \\ &= 15968.955 \text{ lbf/jam} \\ &= 4.4358 \text{ lbf/s} \end{aligned}$$

$$\text{WHp} = W_p \times m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$\text{WHp} = 48.2977 \times 4.4358 \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$\text{WHp} = 0.3895 \text{ hp}$$

$$\begin{aligned} \text{BHp} &= \frac{\text{WHp}}{\eta} \\ &= \frac{0.3895}{90\%} \end{aligned}$$

$$= 0.4328 \text{ Hp}$$

Dari Fig.14.38 Hal.521, Petters &Timmerhause, didapatkan:

Efisiensi motor = 90%

Daya =  $\frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}}$

$$= \frac{0.4328}{90\%}$$

$$= 0.4809 \text{ Hp} \approx 1 \text{ Hp}$$

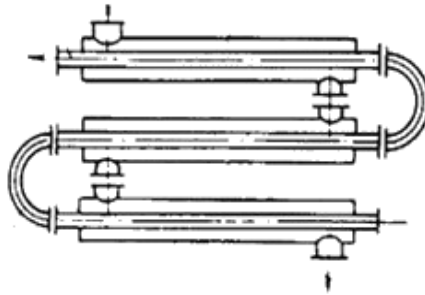
#### Spesifikasi Pompa Sentrifugal

Fungsi	: Untuk mengalirkan top product dari kolom distilasi (D-130) menuju storage (F-136)
Kode alat	: L-134d
Tipe	: Centrifugal pump
Kapasitas	: 124.84 gpm
Suhu operasi	: 351.99 K
Tekanan operasi	: 1 atm
Efisiensi Pompa	: 90%
$\Delta P$	: 0 lb/ft <sup>2</sup>
Bahan Konstruksi	: Carbon steel
Daya	: 1 Hp
Dimensi	

NPS : 3 in OD : 3.500 in A : 0.05132 ft<sup>2</sup>  
 Sch : 40 ID : 3.068 in

### 13. Cooler (E-135 a)

Fungsi : Untuk mendinginkan produk destilat ke 30 °C  
 Type : Double Pipe Heat Exchanger



Direncanakan :

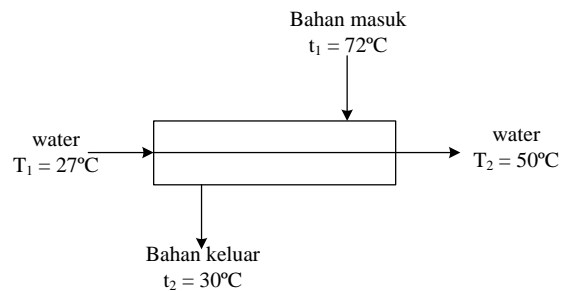
faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = 0.001 jam.ft<sup>2</sup>.°F/Btu  
 $\Delta p$  maksimum aliran = 10 psi  
 $\Delta p$  maksimum steam = 2.5 psi

Dasar perancangan :

Dari Appendix B didapatkan data sebagai berikut:

- Massa bahan masuk = 7,243.470 kg/jam  
= 15,968.955 lb/jam
- Suhu bahan masuk ( $t_1$ ) = 72 °C = 161.60 °F
- Suhu bahan keluar ( $t_2$ ) = 30 °C = 86.00 °F
- Kebutuhan pendingin (m) = 220.5729 kg/jam  
= 486.2751 lb/jam
- Panas yang dibawa coolant = 40,934.3633 kkal/jam  
= 162,334.8797 btu/jam
- water masuk pada suhu ( $T_1$ ) = 27 °C = 81 °F = 300.15 K
- water keluar pada suhu ( $T_2$ ) = 50 °C = 122 °F = 323.15 K

Perhitungan :



1. Menghitung  $\Delta t$ 

$$\Delta t_1 = t_1 - T_2 = 162 - 122 = 39.6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = t_2 - T_1 = 86 - 81 = 5.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{39.6 - 5.4}{\ln \frac{39.6}{5.4}} = 17.165 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Menghitung suhu caloric ( $T_c$  dan  $t_c$ )

$$T_c = (T_1 + T_2) / 2 = 101 \text{ } ^\circ\text{F} = 39 \text{ } ^\circ\text{C} = 311.65 \text{ K}$$

$$t_c = (t_1 + t_2) / 2 = 124 \text{ } ^\circ\text{F} = 51 \text{ } ^\circ\text{C} = 324.15 \text{ K}$$

Viskositas aliran pada anulus (bahan):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-313 Hal. 2-427 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
CS2	-10.3060	703.01			
H <sub>2</sub> O	-52.8430	3703.6	5.866	-5.88E-29	10
CCl <sub>4</sub>	-8.0738	1121.1	-0.4726		

dimana  $\mu$  dalam Pa.s  $\mu = \exp(C1 + C2/T + C3 \ln T + C4T^{C5})$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	xi. $\mu$ i
CS2	353.7412	0.0488359	0.00029	0.00019652	9.597E-06
H <sub>2</sub> O	0.3978545	5.493E-05	0.00055	0.00036957	2.03E-08
CCl <sub>4</sub>	6889.3313	0.9511092	0.00064	0.00043292	0.0004118
Total	7243.4704	1.0000	0.00149	0.0010	0.000421

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.\mu i}{\sum xi} \\ &= \frac{0.000421}{1.0000} = 0.000421 \text{ lb/ft.s} = 1.516938 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

Viskositas aliran pada pipe (cooling water):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-313 Hal. 2-427 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H <sub>2</sub> O	-52.84300	3703.6000	5.8660	-5.9.E-29	10

dimana  $\mu$  dalam Pa.s

$$\mu = \exp(C1 + C2/T + C3 \ln T + C4T^{C5})$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	xi. $\mu$ i
----------	----------------	------------	--------------	-----------------	-------------

H <sub>2</sub> O	220.5729	1.0000	0.00069	0.000464	0.000464
------------------	----------	--------	---------	----------	----------

Dari Perry 8th Edition tabel 2-32 Hal. 2-98 didapatkan tabel berikut:

Komponen	berat molekul	C1	C2	C3	C4
CS <sub>2</sub>	76	1.79680	0.28749	552.000	0.32260
H <sub>2</sub> O	18	-13.85100	0.64038	-0.0019	1.8.E-06
CCl <sub>4</sub>	154	0.99835	0.27400	556.3500	0.28700

dimana,  $\rho$  dalam mol/m<sup>3</sup>

$$\rho = \frac{C_1}{C_2 \left(1 + \left(1 - \frac{T}{C_3}\right) C_4\right)}$$

untuk water menggunakan persamaan:

$$\rho = C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3$$

Densitas aliran pada anulus (bahan):

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xi.pi
CS <sub>2</sub>	353.7412	0.0488	241.0191	11.7704
H <sub>2</sub> O	0.3978545	0.0001	991.1529	0.0544
CCl <sub>4</sub>	6889.3313	0.9511	260.3258	247.5982
Total	7243.4704	1.0000	1492.4978	259.4231

$$\rho \text{ campuran} = \frac{259.4231}{1.0000} = 259.4231 \text{ kg/m}^3 = 16.18800 \text{ lb/ft}^3$$

Trial ukuran DPHE

Dicoba ukuran DPHE : 4x 3" IPS sch.40 dengan aliran cooling water di bagian

Dari Kern, tabel 6.2 hal.110 didapatkan :

$$a_{an} = 3.14 \text{ in}^2 = 0.0218 \text{ ft}^2$$

$$a_p = 7.38 \text{ in}^2 = 0.0513 \text{ ft}^2$$

$$d_e = 1.14 \text{ in} = 0.0950 \text{ ft}$$

$$d_{e'} = 0.53 \text{ in} = 0.0442 \text{ ft}$$

Dari Kern, tabel 11 hal.844 didapatkan :

$$d_{op} = 3.5 \text{ in} = 0.0243 \text{ ft}$$

$$d_{ip} = 3.07 \text{ in} = 0.2557 \text{ ft}$$

$$a'' = 0.92 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

## Evaluasi Perpindahan Panas

Cold fluid: pipe, cooling water	Hot fluid: anulus, destilat D-130
<p>1. Menghitung NRe</p> $G_p = \frac{M}{a_p}$ $= \frac{486.2751 \text{ lb/jam}}{0.0513 \text{ ft}^2}$ $= 9488.294 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>pada <math>T_c = 101 \text{ }^\circ\text{F}</math></p> $\mu = 0.000464 \text{ lb/ft.s}$ $= 1.670887 \text{ lb/ft.jam}$ $d_i = 3.07 \text{ in}$ $= 0.256 \text{ ft}$ $Nre_p = \frac{G_p \times d_i}{\mu}$ $= \frac{9488.294 \times 0.26}{1.670887}$ $= 1451.8282$ <p>2. Velocity</p> $v = \frac{G_p}{3600\rho}$ $= \frac{9488.29}{3600 \times 61.916}$ $= 4.2567676 \text{ fps}$ <p>3. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas</p> <p>Dari Kern, Fig. 25 Hal.835 , didapatkan:</p> $h_i = 320 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$ <p>faktor koreksi = 1.1</p> <p>sehingga,</p> $h_{ic} = h_i \left( \frac{d_i}{d_o} \right)$ $= 352 \left( \frac{0.2557}{0.0243} \right)$ $= 3702.6 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$	<p>1'. Menghitung NRe</p> $G_{an} = \frac{m}{a_{an}}$ $= \frac{15968.955 \text{ lb/jam}}{0.0218 \text{ ft}^2}$ $= 732334.231 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>pada <math>t_c = 124 \text{ }^\circ\text{F}</math></p> $\mu = 0.000421 \text{ lb/ft.s}$ $= 1.51694 \text{ lb/ft.jam}$ $d_e = 1.14 \text{ in}$ $= 0.10 \text{ ft}$ $Nre_{an} = \frac{G_{an} \times d_e}{\mu}$ $= \frac{732334.2311 \times 0.10}{1.51694}$ $= 45863.2754$ <p>2'. Menghitung faktor panas (<math>J_H</math>)</p> <p>Dari Kern, Fig. 24 Hal.834 didapatkan <math>J_H = 100</math></p> <p>3'. Menghitung harga koefisien film</p> <p>Dari Kern, Tabel 4 hal.800 didapatkan: <math>k = 0.093967 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{ }^\circ\text{F/ft}</math></p> <p>Dari Kern, Fig.3 hal.805 didapatkan: <math>C_p = 0.211 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}</math></p> <p>maka,</p> $k (C_p \cdot \mu / k)^{1/3} = 0.1414$ $h_o / \phi_s = 148.83$ $t_w = 124.67 \text{ }^\circ\text{F}$ <p>dimana <math>\mu</math> Pada suhu <math>t_w</math> didapatkan: <math>\mu_w = 0.7060 \text{ lb/ft.jam}</math></p> $\mu / \mu_w = 2.149$ <p>Dari Kern, Fig. 24 Hal.834 didapatkan: <math>\phi_s = 1.113</math></p> <p>sehingga, <math>h_o = 165.652 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{ }^\circ\text{F}</math></p>

Clean overall coefficient  $U_c$  :

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{3703 \times 165.652}{3703 + 165.652} = 331.303 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^0 \text{F}$$

*Dirt factor* (faktor kekotoran) pipa terpakai

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

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

$$\frac{1}{U_D} = 0.001 + \frac{1}{331.303}$$

$$\frac{1}{U_D} = 0.004$$

$$U_D = 248.86 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ \text{F/Btu}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} = \frac{162334.8797}{248.86 \times 17.165} = 38.003 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{38.003}{0.9170} = 41.443 \text{ ft}$$

Mencari panjang ekonomis dengan mencari over design yang terkecil dari pipa standar.

Panjang pipa (ft)	Hairpin (n)	pembulatan Hairpin	L <sub>baru</sub>	A <sub>baru</sub>	UD <sub>baru</sub>	Rd <sub>baru</sub>	Rd <sub>over des</sub> (%)
12	1.7268	2	48	44.0160	214.861	0.002	0.636
15	1.3814	2	60	55.0200	171.889	0.003	1.799
20	1.0361	2	80	73.3600	128.917	0.005	3.739

Jadi, diambil over desain yang terkecil = 0.636 %

$$L = 48 \text{ ft}$$

$$n = 2 \text{ buah}$$

### Evaluasi $\Delta P$

Cold fluid: pipe, cooling water	Hot fluid: anulus, destilat D-130
1. Pada $Nre_p = 1451.83$	1'. $de' = 0.0442 \text{ ft}$
$f = \frac{0.264}{(Nre_p)^{0.42}}$	$Nre_{an} = \frac{G_{an} \times de'}{\mu}$
$= \frac{0.264}{1451.83^{0.42}}$	$= \frac{732334.2311 \times 0.044}{1.51694}$
$= 0.0159$	$= 21322.4000$
Dari Geankoplis, tabel.A-23 Hal.855 didapatkan:	$f = 0.0035 + \frac{0.264}{(Nre_{an})^{0.42}}$
$\rho = 992.25 \text{ kg/m}^3$	$= 0.0035 + \frac{0.264}{21322.40^{0.42}}$
$= 61.916 \text{ lb/ft}^3$	$= 0.0075$
$\Delta F_p = \frac{4 \cdot f \cdot G_p^2 \cdot L}{\rho}$	$\rho = 16.1880 \text{ lb/ft}^3$

$$\begin{aligned} & \frac{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot d_i}{2 \times 4.18 \times 61.92^2 \times 0.256} \\ \Delta P_p &= \frac{0.0074 \times 61.916}{144} \\ &= 0.0032 \text{ psi} < 2.5 \text{ psi} \end{aligned}$$

karena panjang pipa,

$$\begin{aligned} \Delta F_a &= \frac{4 \cdot f \cdot G_a^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot d_e'} \\ &= \frac{4 \times 0.0075 \times 732334.2^2 \times}{2 \times 4.18 \times 16.19^2 \times 0.0} \\ &= 79.95739 \text{ ft} \end{aligned}$$

karena tube passes,

$$\begin{aligned} v &= \frac{G_a}{3600\rho} \\ &= \frac{732334.2}{3600 \times 16.1880} \\ &= 12.56648 \text{ fps} \\ Fl &= n \left( \frac{v^2}{2gc} \right) \\ &= 2 \left( \frac{12.566}{2 \times 32.2} \right) \\ &= 0.390263 \\ \Delta P_a &= \frac{[79.957 + 0.390] \times 16.19}{144} \\ &= 9.032416 \text{ psi} < 10.0 \text{ psi} \\ & \text{desain memenuhi} \end{aligned}$$

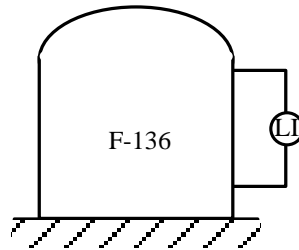
#### Spesifikasi Cooler

Fungsi	: Untuk mendinginkan produk destilat ke 30 °C	
Kode alat	: E-135	
Tipe	: Double pipe Heat Exchanger 4 x 3" sch.40	
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-135 Grade B	
Media pendingin	: Cooling water 27 °C ,	
Kapasitas	: 7,243.4704 kg/jam = 15,968.955 lb/jam	
Rate steam	: 220.5729 kg/jam = 486.2751 lb/jam	
Dimensi	<i>Pipe side</i> , cooling water	<i>Anullus side</i> , destilat D-13C
	do = 3.5 in	a <sub>an</sub> = 0.0218 ft
	L <sub>pipe</sub> = 12 ft	de = 0.0950 ft
	ap = 7.38 in <sup>2</sup>	de' = 0.0442 ft
	Hairpin = 2 buah	L = 48 ft
	ΔPp = 0.0032 psi	ΔPan = 9.03 psi

#### 14. Storage Tank Karbon Tetrachlorida (F-136)

Fungsi : Untuk menampung produk karbon tetrachlorida

Tipe : Tangki bentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standard dished dan dasar berbentuk datar (flat bottom)



Direncanakan :

Bahan konstruksi = Carbon steels SA-135 Grade B  
 Allowable stress ( $f$ ) = 12750 psi  
 Tipe pengelasan = Double welded but joint ( $E = 0.8$ )  
 Faktor korosi ( $C$ ) = 1/16 in  
 Waktu tinggal = 7 hari  
 Volume ruang kosong = 20% Volume total  
 Jumlah tangki = 2 buah  
 Kondisi operasi :  
 Suhu operasi = 27 °C = 300.15 K  
 Tekanan operasi = 1 atm = 14.7 psia = 0 psig

Dari Perry 8th Edition tabel 2-32 Hal. 2-98 didapatkan tabel berikut:

Komponen	berat molekul	C1	C2	C3	C4
CS2	76	1.79680	0.28749	552.000	0.32260
H <sub>2</sub> O	18	-13.85100	0.64038	-0.0019	1.8.E-06
CCl <sub>4</sub>	154	0.99835	0.27400	556.3500	0.28700

dimana,  $\rho$  dalam mol/m<sup>3</sup>

$$\rho = \frac{C_1}{C_2 \left(1 + \left(1 - \frac{T}{C_3}\right) C_4\right)}$$

untuk water menggunakan persamaan:

$$\rho = C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xi.pi
CS2	353.7412	0.0488	245.2703	11.9780



H <sub>2</sub> O	0.3978545	0.0001	999.5509	0.0549
CCl <sub>4</sub>	6889.3313	0.9511	264.5320	251.5988
Total	7243.4704	1.0000	1509.3532	263.6317

$$\rho \text{ campuran} = \frac{263.6317}{1.0000} = 263.6317 \text{ kg/m}^3 = 16.45062 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Rate bahan masuk (m)} &= 7243.4704 \text{ kg/jam} \\ &= 15968.955 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

#### PERHITUNGAN

##### A. Menghitung Volume Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan baku} &= \frac{m}{\rho} \times \frac{\text{Waktu}}{\text{tinggal}} \\ &= \frac{7243.4704 \text{ kg/jam}}{263.6317 \text{ kg/m}^3} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times 7 \text{ hari} \\ &= 4615.9205 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Jumlah produk carbon tetrachloride yang harus disimpan dalam 7 hari sebanyak 4615.9205 m<sup>3</sup> yang disimpan didalam 2 buah tangki storage dimana jika disimpan dalam 1 buah tangki akan membutuhkan volume yang terlalu besar. sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= \frac{4615.9205}{2} = 2307.96023 \text{ m}^3 \\ \text{Volume tangki} &= \frac{2307.9602}{0.8} = 2884.95029 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

##### B. Menentukan Dimensi tangki

$$\text{Asumsi } L_s = 2 \text{ di}$$

$$\text{Volume tanki} = \text{Volume silinder} + \text{Tutup atas}$$

$$2884.9503 = \frac{\pi}{4} di^2 L_s + 0,0847 di^3$$

$$2884.9503 = \frac{\pi}{4} di^2 \times 1,5di + 0,0847 di^3$$

$$2884.9503 = 1.8144 di^3$$

$$di^3 = 1590.0299$$

$$di = 11.6717 \text{ m} = 459.5170 \text{ in} = 38.2926 \text{ ft}$$

##### C. Menghitung Tinggi Liquida

$$\text{Tinggi liquida (HL)} = \frac{\text{Volume liquida}}{\frac{1}{4} \pi \times di^2}$$

$$= \frac{4}{\frac{1}{4} \times 3.14 \times 11.6717^2} \times 2307.9602$$

$$= 21.5818 \text{ m} = 849.6792 \text{ in} = 70.8057 \text{ ft}$$

## D. Menentukan Tekanan Design (Pi)

$$\text{Tekanan hidrostatik (Ph)} = \frac{\rho (HL-1)}{144}$$

$$= \frac{16.4506 \times (70.8057 - 1)}{144}$$

$$= 7.9746 \text{ psia}$$

$$= 22.6746 \text{ psig}$$

$$\text{Tekanan design (Pi)} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 14.7 + 22.6746$$

$$= 37.3746 \text{ psig}$$

$$= 2.5769 \text{ bar}$$

## E. Menghitung Tebal Silinder (ts)

$$\text{Tebal silinder} = \frac{Pi \ di}{2(fE - 0,6Pi)} + C$$

$$= \frac{37.3746 \times 459.5170}{2 (12750 \times 0.8 - 0.6 \times 37.3746)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0.9053 \times \frac{16}{16}$$

$$ts = \frac{14.4848}{16} \text{ in} \approx \frac{5}{16} \text{ in}$$

$$do = di + 2(ts)$$

$$= 459.5170 + 2\left(\frac{1}{3}\right)$$

$$= 460.1420 \text{ in} \approx 240 \text{ in}$$

Berdasarkan "Brownel and Young" tabel 5.7 hal 90, didapatkan :

$$icr = 14 \frac{7}{16} \text{ in}$$

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

$$di_{\text{baru}} = do_{\text{st}} - 2ts$$

$$= 240 - 2\left(\frac{1}{3}\right)$$

$$= 239.375 \text{ in}$$

$$= 19.9479 \text{ ft}$$

## F. Menghitung Tinggi Silinder (Ls)

$$\text{Tinggi silinder (Ls)} = 2.2 \times di$$

$$= 2.2 \times 19.9479 \text{ ft}$$

$$= 43.8854 \text{ ft}$$

$$= 526.625 \text{ in}$$

#### G. Menghitung Dimensi Tutup Atas Dan Tutup Bawah

Bentuk tutup atas adalah standar dish dan tutup bawah adalah flat, sehingga :

$$r = d_{\text{baru}}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal tutup} &= \frac{0,885 \times \text{Pi} \times r}{2(fE - 0,1\text{Pi})} + C \\ \text{atas (tha)} &= \frac{0,885 \times 37.3746 \times 239.375}{2 ( 12750 \times 0.8 - 0.1 \times 37.3746 )} + \frac{1}{16} \\ &= 0.4508 \times \frac{16}{16} \\ &= \frac{7.2122}{16} \approx 5/16 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Tutup atas} &= 0.169 \times d_i \\ &= 0.169 \times 239.3750 \text{ in} \\ &= 40.4544 \text{ in} \end{aligned}$$

#### H. Menghitung Tinggi Tangki (H)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki (H)} &= \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup atas} \\ &= 526.625 + 40.4544 \\ &= 567.0794 \text{ in} \\ &= 47.2566 \text{ ft} \end{aligned}$$

#### G. Desain Bagian Bawah Tangki

Untuk mempermudah pengelasan dan memperhitungkan terjadinya korosi, mal pada lantai (bottom) dipakai plat dengan tebal minimal 1/2 in. Tegangan yang bekerja pada plat yang digunakan pada lantai harus diperiksa agar diketahui apakah plat yang digunakan telah memenuhi persyaratan atau tidak.

Tegangan yang bekerja pada bottom:

1. Compressive stress yang dihasilkan oleh carbon tetrachloride.

$$S_1 = \frac{\sum \text{liquid wt}}{12 \pi D_m (t_s - c)} \quad (\text{Brownell, 1959. Pers.9-5 Hal 157})$$

Dimana:

- ts : tebal shell, in
- Dm : diameter shell, ft
- liquid wt dalam lb

$$\begin{aligned} S_1 &= \frac{15968.9548}{12 \times 3.14 \times 19.9479 ( 1/3 - 1/16 )} \\ S_1 &= 84.9822 \text{ psi} \end{aligned}$$

2. Compressive stress yang dihasilkan oleh berat shell.

$$S_2 = \frac{X\rho_s}{144} \quad (\text{Brownell, 1959. Pers.9-3 Hal 156})$$

Dimana:

X : tinggi tangki, ft

$\rho_s$  : densitas material shell 490 lb/ft<sup>3</sup> untuk material steel

$$S_2 = \frac{47.2566 \times 490}{144}$$

$$= 160.8 \text{ psi}$$

Tegangan total yang bekerja pada lantai:

$$S_t = S_1 + S_2$$

$$= 84.9822 + 160.80376$$

$$= 245.7860 \text{ psi}$$

Batas tegangan lantai yang diizinkan:

$$S_t < f \cdot E$$

$$245.7860 < 12750 \times 0.8$$

$$245.7860 < 10200 \text{ sehingga memenuhi}$$

#### Spesifikasi Storage Tank Karbon Tetraklorida

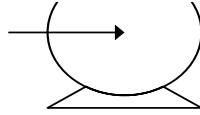
Fungsi	: Untuk menampung produk karbon tetraklorida
Kode alat	: F-136
Tipe	: Silinder tegak dengan tutup bawah berbentuk flat bottom dan tutup bawah berbentuk standard dished
Kapasitas	: 2884.9503 m <sup>3</sup>
Suhu operasi	: 300.15 K
Tekanan operasi	: 1 atm
Dimensi	
Diameter shell	: 20.0000 ft
Tinggi shell	: 43.8854 ft
Tebal shell	: 1/3 in
Tinggi atap	: 3.3712 ft
Tebal atap	: 1/3 in
Tipe pengelasan	: Double welded but joint (E = 0.8 )
Bahan Konstruksi	: Carbon steels SA-135 Grade B
Jumlah	: 2 buah

#### 15. Pompa Sentrifugal (L-134b)

Fungsi : Untuk mengalirkan bottom product kolom distilasi (D-130) menuju reboiler (E-133)

Tipe : Centrifugal pump





Direncanakan :

Bahan konstruksi = Carbon steel

Jumlah = 1 buah

Kondisi operasi :

Suhu (T) = 135 °C = 408.15 K

Tekanan (P) = 1 atm = 14.7 psia = 0 psig

Dari Perry 8th Edition tabel 2-32 Hal. 2-98 didapatkan tabel berikut:

Komponen	berat molekul	C1	C2	C3	C4
H <sub>2</sub> O	18	-13.85100	0.64038	-0.0019	1.8.E-06
CCl <sub>4</sub>	154	0.99835	0.27400	556.3500	0.28700

dimana,  $\rho$  dalam mol/m<sup>3</sup>

$$\rho = \frac{C_1}{C_2 \left(1 + \left(1 - \frac{T}{C_3}\right) C_4\right)}$$

untuk water menggunakan persamaan:

$$\rho = C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3$$

Dari J.A.Dean didapatkan  $\rho$  S<sub>2</sub>Cl<sub>2</sub> = 0.68880 g/cm<sup>3</sup> = 688.80 kg/m<sup>3</sup>

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xi. $\rho$ i
H <sub>2</sub> O	155.01835	0.0062	956.8928	5.9701
CCl <sub>4</sub>	273.88325	0.0110	246.1238	2.7130
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	24417.782	0.9827	688.8000	676.9100
Total	24846.683	1.0000	1891.8166	685.5930

$$\rho \text{ campuran} = \frac{685.5930}{1.0000} = 685.5930 \text{ kg/m}^3 = 42.78101 \text{ lb/ft}^3$$

Dari Perry 8th Edition tabel 2-313 Hal. 2-427 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H <sub>2</sub> O	-52.8430	3703.6	5.866	-5.88E-29	10
CCl <sub>4</sub>	-8.0738	1121.1	-0.4726		

dimana  $\mu$  dalam Pa.s  $\mu = \exp(C1 + C2/T + C3 \ln T + C4T^{C5})$

Dari J.A.Dean didapatkan  $\mu \text{ S2Cl}_2 = 1.90800 \text{ cP} = 0.0019 \text{ Pa.s}$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	xi. $\mu$ i
H <sub>2</sub> O	155.01835	0.0245549	0.00021	0.00014111	3.465E-06
CCl <sub>4</sub>	273.88325	0.0433831	0.00030	0.00020159	8.746E-06
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	24417.782	3.8677766	0.00191	0.00128212	0.0049589
Total	24846.683	3.9357	0.00242	0.0016	0.004971

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= \frac{\sum xi \cdot \mu_i}{\sum xi} \\ &= \frac{0.004971}{3.9357} = 0.001263 \text{ lb/ft.s} = 4.547115 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate bahan masuk (m)} &= 24846.683 \text{ kg/jam} \\ &= 54776.998 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

PERHITUNGAN :

A. Menghitung Rate Volumetrik (Q)

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho \text{ bahan masuk}} \\ &= \frac{54776.998}{42.7810} \\ &= 1280.4046 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.3557 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 159.6362 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 3,9 Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Pers.15 "Petters\&Timmerhaus", hal 496)} \\ &= 3,9 \times 0.3557^{0,45} \times 42.7810^{0,13} \\ &= 3.9911 \approx 3.5 \text{ in} \\ &= 0.2917 \text{ ft} \end{aligned}$$

Untuk pipa ukuran 3.5 in sch 40

Dari Brownell and Young, App.K-2 Hal.387 didapatkan:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 4.000 \text{ in} = 0.3333 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 3.548 \text{ in} = 0.2957 \text{ ft} \\ \text{A} &= 0.06870 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

B. Menentukan Kecepatan Aliran Fluida (v)

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran fluid} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{1280.4046}{0.06870} \\ &= 18637.6221 \text{ ft/jam} \\ &= 5.1771 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

## C. Menentukan Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 \text{Bilangan Reynold (N}_{Re}\text{)} &= \frac{D \times v \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0.29567 \times 5.1771 \times 42.7810}{0.001263} \\
 &= 51845.123 \geq 4000 \quad (\text{aliran turbulen})
 \end{aligned}$$

Dari Geankoplis, Fig. 2.10-3 Hal. 88 didapatkan:

$$\text{Equivalent roughness } (\varepsilon) = 4.6\text{E-}05 \text{ m}$$

$$\text{Relative roughness } \frac{\varepsilon}{D} = 0.0005$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0.001$$

$$\alpha = 1$$

## D. Menentukan Panjang Pipa

Asumsi :

- Panjang pipa lurus = 150 ft
- elbow 90° = 3 buah
  - Le/D = 35 (Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93)
  - L elbow = 35 ID
  - = 35 × 3 × 0.33333 ft
  - = 35.000 ft
- Globe valve = 1 buah
  - Le/D = 300 (Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93)
  - L elbow = 300 ID
  - = 300 × 1 × 0.33333 ft
  - = 100.000 ft

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa total (L)} &= \text{Pipa lurus} + \text{elbow } 90^\circ + \text{globe valve} \\
 &= 150 + 35.000 + 100.000 \\
 &= 285.000 \text{ ft} \\
 &= 3420 \text{ in}
 \end{aligned}$$

## E. Menentukan friksion Loss

## 1. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned}
 F_f &= 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 86}) \\
 &= 4 \times 0.0010 \frac{285.0000}{0.2956667} \times \frac{5.1771^2}{2 \times 32.2} \\
 &= 1.6060 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

## 2. Kontraksi pada keluaran tangki

$$\begin{aligned}
 h_c &= K_c \frac{v^2}{2g_c} && \text{(Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)} \\
 &= 0.55 \frac{5.1771^2}{2 \times 32.174} \\
 &= 0.2291 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

## 3. Elbow 90°, 2 buah

$$\begin{aligned}
 K_f &= 0.75 && \text{(Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)} \\
 h_f &= 2K_f \frac{v^2}{2g_c} && \text{(Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)} \\
 &= 2 \times 0.75 \frac{5.1771^2}{2 \times 32.174} \\
 &= 0.6248 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total friksi } (\sum F) &= 1.6060 + 0.2291 + 0.624787 \\
 &= 2.4599 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

## F. Menentukan Keseimbangan Mekanik

Direncanakan:

$$\Delta Z = 30 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb/ft}^2$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s} \quad (\text{karena fluida diam dalam tangki penampungan})$$

$$v_2 = 5.177 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{aliran turbulen})$$

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\begin{aligned}
 \frac{V_2 - V_1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F &= -W_s \\
 \frac{5.1771 - 0}{2 \times 1 \times 32.17} + 30 \frac{32.17}{32.17} + 2.4599 &= -W_s \\
 -W_s &= 32.5403 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\text{Dengan: Capacity} = 159.636 \text{ gal/menit}$$

$$\mu \text{ campuran} = 2.4180 \text{ Centipoise}$$

Dari Fig.14.36 Hal.520, Petters &amp;Timmerhause, didapatkan:

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 90\%$$

$$W_s = - \eta W_p$$

$$32.5403 = - 90\% W_p$$

$$W_p = 36.1559 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{mass flow rate (m)} = Q \times \rho$$



$$\begin{aligned}
 &= 1280.4046 \times 42.7810 \\
 &= 54776.998 \text{ lbm/jam} \\
 &= 15.2158 \text{ lbm/s} \\
 \text{WHp} &= W_p \times m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}} \\
 \text{WHp} &= 36.1559 \times 15.2158 \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}} \\
 \text{WHp} &= 1.0003 \text{ hp} \\
 \text{BHp} &= \frac{\text{WHp}}{\eta} \\
 &= \frac{1.0003}{90\%} \\
 &= 1.1114 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dari Fig.14.38 Hal.521, Petters &Timmerhause, didapatkan:

Efisiensi motor = 90%

$$\begin{aligned}
 \text{Daya} &= \frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}} \\
 &= \frac{1.1114}{90\%} \\
 &= 1.2349 \text{ Hp} \approx 1 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

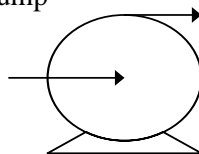
#### Spesifikasi Pompa Sentrifugal

Fungsi	: Untuk mengalirkan bottom product D-130 menuju reboiler (E-138)
Kode alat	: L-137
Tipe	: Centrifugal pump
Kapasitas	: 159.636 gpm
Suhu operasi	: 408.15 K
Tekanan operasi	: 1 atm
Efisiensi Pompa	: 90%
$\Delta P$	: 0 lb/ft <sup>2</sup>
Bahan Konstruksi	: Carbon steel
Daya	: 1 Hp
Dimensi	
NPS	: 3.5 in
OD	: 4.000 in
A	: 0.06870 ft <sup>2</sup>
Sch	: 40
ID	: 3.548 in

#### 16. Pompa sentrifugal (L-134e)

Fungsi : Untuk mengalirkan bottom product kolom distilasi (D-130) menuju pengemasan produk

Tipe : Centrifugal pump



Direncanakan :

Bahan konstruksi = Carbon steel

Jumlah = 1 buah

Kondisi operasi :

Suhu (T) = 135 °C = 408.15 K

Tekanan (P) = 1 atm = 14.7 psia = 0 psig

Dari Perry 8th Edition tabel 2-32 Hal. 2-98 didapatkan tabel berikut:

Komponen	berat molekul	C1	C2	C3	C4
H <sub>2</sub> O	18	-13.85100	0.64038	-0.0019	1.8.E-06
CCl <sub>4</sub>	154	0.99835	0.27400	556.3500	0.28700

dimana,  $\rho$  dalam mol/m<sup>3</sup>

$$\rho = \frac{C_1}{C_2 \left(1 + \left(1 - \frac{T}{C_3}\right) C_4\right)}$$

untuk water menggunakan persamaan:

$$\rho = C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3$$

Dari J.A.Dean didapatkan  $\rho$  S<sub>2</sub>Cl<sub>2</sub> = 0.68880 g/cm<sup>3</sup> = 688.80 kg/m<sup>3</sup>

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xi. $\rho$ i
H <sub>2</sub> O	39.387599	0.0062	956.8928	5.9701
CCl <sub>4</sub>	69.589205	0.0110	246.1238	2.7130
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	6204.1545	0.9827	688.8000	676.9100
Total	6313.1313	1.0000	1891.8166	685.5930

$$\rho \text{ campuran} = \frac{685.5930}{1.0000} = 685.5930 \text{ kg/m}^3 = 42.78101 \text{ lb/ft}^3$$

Dari Perry 8th Edition tabel 2-313 Hal. 2-427 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H <sub>2</sub> O	-52.8430	3703.6	5.866	-5.88E-29	10
CCl <sub>4</sub>	-8.0738	1121.1	-0.4726		

dimana  $\mu$  dalam Pa.s  $\mu = \exp(C1 + C2/T + C3 \ln T + C4 T^{C5})$

Dari J.A.Dean didapatkan  $\mu$  S<sub>2</sub>Cl<sub>2</sub> = 1.90800 cP = 0.0019 Pa.s

Komponen	Massa	xi (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	xi. $\mu$ i
----------	-------	------------	--------------	-----------------	-------------

Komponen	(Kg/jam)	$\Delta i$ (massa)	$\mu$ (r a.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	$\Delta i \cdot \mu$
H <sub>2</sub> O	39.387599	0.006239	0.00020	0.00013507	8.427E-07
CCl <sub>4</sub>	69.589205	0.0110229	0.00028	0.00019054	2.1E-06
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	6204.1545	0.9827381	0.00191	0.00128212	0.00126
Total	6313.1313	1.0000	0.00239	0.0016	0.001263

$$\begin{aligned}\mu \text{ campuran} &= \frac{\sum x_i \cdot \mu_i}{\sum x_i} \\ &= \frac{0.001263}{1.0000} = 0.001263 \text{ lb/ft.s} = 4.546541 \text{ lb/ft.jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Rate bahan masuk (m)} &= 6313.1313 \text{ kg/jam} \\ &= 13917.929 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

#### PERHITUNGAN :

##### A. Menghitung Rate Volumetrik (Q)

$$\begin{aligned}Q &= \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho \text{ bahan masuk}} \\ &= \frac{13917.929}{42.7810} \\ &= 325.3296 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.0904 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 40.5609 \text{ gpm}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}D_{i \text{ optimum}} &= 3,9 Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Pers.15 "Petters\&Timmerhaus",hal 496)} \\ &= 3.9 \times 0.0904^{0,45} \times 42.7810^{0,13} \\ &= 2.1545 \approx 2 \text{ in} \\ &= 0.1667 \text{ ft}\end{aligned}$$

Untuk pipa ukuran 2 in sch 40

Dari Brownell and Young, App.K-2 Hal.387 didapatkan:

$$\text{OD} = 2.375 \text{ in} = 0.1979 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2.067 \text{ in} = 0.1723 \text{ ft}$$

$$A = 0.02330 \text{ ft}^2$$

##### B. Menentukan Kecepatan Aliran Fluida (v)

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan aliran fluid} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{325.3296}{0.02330}\end{aligned}$$

$$= 13962.6456 \text{ ft/jam}$$

$$= 3.8785 \text{ ft/s}$$

## C. Menentukan Bilangan Reynold

$$\text{Bilangan Reynold (N}_{Re}) = \frac{D \times v \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0.17225 \times 3.8785 \times 42.7810}{0.001263}$$

$$= 22630.64 \geq 4000 \text{ (aliran turbulen)}$$

Dari Geankoplis, Fig. 2.10-3 Hal. 88 didapatkan:

$$\text{Equivalent rougness}(\varepsilon) = 4.6\text{E-}05 \text{ m}$$

$$\text{Relative rougness } \frac{\varepsilon}{D} = 0.0009$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0.001$$

$$\alpha = 1$$

## D. Menentukan Panjang Pipa

Asumsi :

- Panjang pipa lurus = 150 ft
- elbow 90° = 3 buah  
 $Le/D = 35$  (Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93)  
 $L \text{ elbow} = 35 \text{ ID}$   
 $= 35 \times 3 \times 0.19792 \text{ ft}$   
 $= 20.781 \text{ ft}$
- Globe valve = 1 buah  
 $Le/D = 300$  (Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93)  
 $L \text{ elbow} = 300 \text{ ID}$   
 $= 300 \times 1 \times 0.19792 \text{ ft}$   
 $= 59.375 \text{ ft}$

$$\text{Panjang pipa total (L)} = \text{Pipa lurus} + \text{elbow } 90^\circ + \text{globe valve}$$

$$= 150 + 20.781 + 59.375$$

$$= 230.156 \text{ ft}$$

$$= 2762 \text{ in}$$

## E. Menentukan friksion Loss

## 1. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 86})$$

$$= 4 \times 0.0010 \times \frac{230.1563}{0.17225} \times \frac{3.8785^2}{2 \times 32.2}$$

$$= 1.2495 \text{ lbf.ft/lbm}$$

## 2. Kontraksi pada keluaran tangki

$$h_c = K_c \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93})$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{0.55 \cdot 3.8785^2}{2 \times 32.174} \\
 &= 0.1286 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

3. Elbow 90°, 2 buah

$$K_f = 0.75 \quad (\text{Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93})$$

$$h_f = 2K_f \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94})$$

$$\begin{aligned}
 &= 2 \times 0.75 \frac{3.8785^2}{2 \times 32.174} \\
 &= 0.3507 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total friksi } (\sum F) &= 1.2495 + 0.1286 + 0.35066 \\
 &= 1.7287 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

#### F. Menentukan Kesetimbangan Mekanik

Direncanakan:

$$\Delta Z = 30 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb/ft}^2$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s} \quad (\text{karena fluida diam dalam tangki penampungan})$$

$$v_2 = 3.879 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{aliran turbulen})$$

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\begin{aligned}
 \frac{V_2 - V_1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta Z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F &= -W_s \\
 \frac{3.8785^2 - 0}{2 \times 1 \times 32.17} + 30 \frac{32.17}{32.17} + 1.7287 &= -W_s \\
 -W_s &= 31.7890 \text{ lbf.ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\text{Dengan: Capacity} = 40.5609 \text{ gal/menit}$$

$$\mu \text{ campuran} = 2.3926 \text{ Centipoise}$$

Dari Fig.14.36 Hal.520, Petters &Timmerhause, didapatkan:

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 90\%$$

$$W_s = - \eta W_p$$

$$31.7890 = - 90\% W_p$$

$$W_p = 35.3211 \text{ ft.lbf/s}$$

$$\text{mass flow rate (m)} = Q \times \rho$$

$$= 325.3296 \times 42.7810$$

$$= 13917.929 \text{ lbm/jam}$$

$$\begin{aligned}
 &= 3.8661 \text{ lbf/s} \\
 \text{WHP} &= W_p \times m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}} \\
 \text{WHP} &= 35.3211 \times 3.8661 \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}} \\
 \text{WHP} &= 0.2483 \text{ hp} \\
 \text{BHP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta} \\
 &= \frac{0.2483}{90\%} \\
 &= 0.2759 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dari Fig.14.38 Hal.521, Petters &Timmerhause, didapatkan:

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi motor} &= 90\% \\
 \text{Daya} &= \frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}} \\
 &= \frac{0.2759}{90\%} \\
 &= 0.3065 \text{ Hp} \approx 1 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

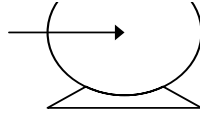
#### Spesifikasi Pompa Sentrifugal

Fungsi	: Untuk mengalirkan bottom product D-130 menuju pengemasan produk (P-137)
Kode alat	: L-134
Tipe	: Centrifugal pump
Kapasitas	: 40.5609 gpm
Suhu operasi	: 408.15 K
Tekanan operasi	: 1 atm
Efisiensi Pompa	: 90%
$\Delta P$	: 0 lb/ft <sup>2</sup>
Bahan Konstruksi	: Carbon steel
Daya	: 1 Hp
Dimensi	
NPS	: 2 in
Sch	: 40
OD	: 2.375 in
ID	: 2.067 in
A	: 0.02330 ft <sup>2</sup>

#### 17 Pompa sentrifugal (L-134C)

Fungsi : Untuk mengalirkan menuju cooler (E-135b)  
 Tipe : Centrifugal pump





Direncanakan :

Bahan konstruksi = Carbon steel

Jumlah = 1 buah

Kondisi operasi :

Suhu (T) = 135 °C = 408.15 K

Tekanan (P) = 1 atm = 14.7 psia = 0 psig

Dari Perry 8th Edition tabel 2-32 Hal. 2-98 didapatkan tabel berikut:

Komponen	berat molekul	C1	C2	C3	C4
H <sub>2</sub> O	18	-13.85100	0.64038	-0.0019	1.8.E-06
CCl <sub>4</sub>	154	0.99835	0.27400	556.3500	0.28700

dimana,  $\rho$  dalam mol/m<sup>3</sup>

$$\rho = \frac{C_1}{C_2 \left(1 + \left(1 - \frac{T}{C_3}\right) C_4\right)}$$

untuk water menggunakan persamaan:

$$\rho = C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3$$

Dari J.A.Dean didapatkan  $\rho$  S<sub>2</sub>Cl<sub>2</sub> = 0.68880 g/cm<sup>3</sup> = 688.80 kg/m<sup>3</sup>

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xi. $\rho$ i
H <sub>2</sub> O	155.01835	0.0062	956.8928	5.9701
CCl <sub>4</sub>	273.88325	0.0110	246.1238	2.7130
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	24417.782	0.9827	688.8000	676.9100
Total	24846.683	1.0000	1891.8166	685.5930

$$\rho \text{ campuran} = \frac{685.5930}{1.0000} = 685.5930 \text{ kg/m}^3 = 42.78101 \text{ lb/ft}^3$$

Dari Perry 8th Edition tabel 2-313 Hal. 2-427 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H <sub>2</sub> O	-52.8430	3703.6	5.866	-5.88E-29	10
CCl <sub>4</sub>	-8.0738	1121.1	-0.4726		

dimana  $\mu$  dalam Pa.s  $\mu = \exp(C1 + C2/T + C3 \ln T + C4T^{C5})$

Dari J.A.Dean didapatkan  $\mu \text{ S2Cl}_2 = 1.90800 \text{ cP} = 0.0019 \text{ Pa.s}$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	xi. $\mu$ i
H <sub>2</sub> O	155.01835	0.0245549	0.00021	0.00014111	3.465E-06
CCl <sub>4</sub>	273.88325	0.0433831	0.00030	0.00020159	8.746E-06
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	24417.782	3.8677766	0.00191	0.00128212	0.0049589
Total	24846.683	3.9357	0.00242	0.0016	0.004971

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.\mu i}{\sum xi} \\ &= \frac{0.004971}{3.9357} = 0.001263 \text{ lb/ft.s} = 4.547115 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate bahan masuk (m)} &= 24846.683 \text{ kg/jam} \\ &= 54776.998 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

PERHITUNGAN :

A. Menghitung Rate Volumetrik (Q)

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho \text{ bahan masuk}} \\ &= \frac{54776.998}{42.7810} \\ &= 1280.4046 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.3557 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 159.6362 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Di_{\text{optimum}} &= 3,9 Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Pers.15 "Petters\&Timmerhaus",hal 496)} \\ &= 3,9 \times 0.3557^{0,45} \times 42.7810^{0,13} \\ &= 3.9911 \approx 3.5 \text{ in} \\ &= 0.2917 \text{ ft} \end{aligned}$$

Untuk pipa ukuran 3.5 in sch 40

Dari Brownell and Young, App.K-2 Hal.387 didapatkan:

$$\text{OD} = 4.000 \text{ in} = 0.3333 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 3.548 \text{ in} = 0.2957 \text{ ft}$$

$$A = 0.06870 \text{ ft}^2$$

B. Menentukan Kecepatan Aliran Fluida (v)

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran fluid} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{1280.4046}{0.06870} \\ &= 18637.6221 \text{ ft/jam} \\ &= 5.1771 \text{ ft/s} \end{aligned}$$



## C. Menentukan Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 \text{Bilangan Reynold } (N_{Re}) &= \frac{D \times v \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0.29567 \times 5.1771 \times 42.7810}{0.001263} \\
 &= 51845.123 \geq 4000 \quad (\text{aliran turbulen})
 \end{aligned}$$

Dari Geankoplis, Fig. 2.10-3 Hal. 88 didapatkan:

$$\text{Equivalent roughness } (\varepsilon) = 4.6\text{E-}05 \text{ m}$$

$$\text{Relative roughness } \frac{\varepsilon}{D} = 0.0005$$

$$\text{Faktor friksi } (f) = 0.001$$

$$\alpha = 1$$

## D. Menentukan Panjang Pipa

Asumsi :

- Panjang pipa lurus = 150 ft
- elbow 90° = 3 buah
  - Le/D = 35 (Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93)
  - L elbow = 35 ID
  - = 35 × 3 × 0.33333 ft
  - = 35.000 ft
- Globe valve = 1 buah
  - Le/D = 300 (Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93)
  - L elbow = 300 ID
  - = 300 × 1 × 0.33333 ft
  - = 100.000 ft

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa total } (L) &= \text{Pipa lurus} + \text{elbow } 90^\circ + \text{globe valve} \\
 &= 150 + 35.000 + 100.000 \\
 &= 285.000 \text{ ft} \\
 &= 3420 \text{ in}
 \end{aligned}$$

## E. Menentukan friksion Loss

## 1. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned}
 F_f &= 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 86}) \\
 &= 4 \times 0.0010 \frac{285.0000}{0.2956667} \times \frac{5.1771^2}{2 \times 32.2} \\
 &= 1.6060 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

## 2. Kontraksi pada keluaran tangki

$$\begin{aligned}
 h_c &= K_c \frac{v^2}{2g_c} && \text{(Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)} \\
 &= 0.55 \frac{5.1771^2}{2 \times 32.174} \\
 &= 0.2291 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

## 3. Elbow 90°, 2 buah

$$\begin{aligned}
 K_f &= 0.75 && \text{(Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)} \\
 h_f &= 2K_f \frac{v^2}{2g_c} && \text{(Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)} \\
 &= 2 \times 0.75 \frac{5.1771^2}{2 \times 32.174} \\
 &= 0.6248 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total friksi } (\sum F) &= 1.6060 + 0.2291 + 0.624787 \\
 &= 2.4599 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

## F. Menentukan Keseimbangan Mekanik

Direncanakan:

$$\Delta Z = 30 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb/ft}^2$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s} \quad (\text{karena fluida diam dalam tangki penampungan})$$

$$v_2 = 5.177 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{aliran turbulen})$$

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\begin{aligned}
 \frac{V_2 - V_1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F &= -W_s \\
 \frac{5.1771 - 0}{2 \times 1 \times 32.17} + 30 \frac{32.17}{32.17} + 2.4599 &= -W_s \\
 -W_s &= 32.5403 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\text{Dengan: Capacity} = 159.636 \text{ gal/menit}$$

$$\mu \text{ campuran} = 2.4180 \text{ Centipoise}$$

Dari Fig.14.36 Hal.520, Petters &amp;Timmerhause, didapatkan:

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 90\%$$

$$W_s = - \eta W_p$$

$$32.5403 = - 90\% W_p$$

$$W_p = 36.1559 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{mass flow rate (m)} = Q \times \rho$$

$$\begin{aligned}
 &= 1280.4046 \times 42.7810 \\
 &= 54776.998 \text{ lbm/jam} \\
 &= 15.2158 \text{ lbm/s} \\
 \text{WHp} &= W_p \times m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}} \\
 \text{WHp} &= 36.1559 \times 15.2158 \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}} \\
 \text{WHp} &= 1.0003 \text{ hp} \\
 \text{BHp} &= \frac{\text{WHp}}{\eta} \\
 &= \frac{1.0003}{90\%} \\
 &= 1.1114 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dari Fig.14.38 Hal.521, Petters &Timmerhause, didapatkan:

Efisiensi motor = 90%

Daya =  $\frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}}$

$$= \frac{1.1114}{90\%}$$

$$= 1.2349 \text{ Hp} \approx 1 \text{ Hp}$$

#### Spesifikasi Pompa Sentrifugal

Fungsi : Untuk mengalirkan ke cooler (E-135b)

Kode alat : L-134

Tipe : Centrifugal pump

Kapasitas : 159.636 gpm

Suhu operasi : 408.15 K

Tekanan operasi : 1 atm

Efisiensi Pompa : 90%

$\Delta P$  : 0 lb/ft<sup>2</sup>

Bahan Konstruksi : Carbon steel

Daya : 1 Hp

Dimensi

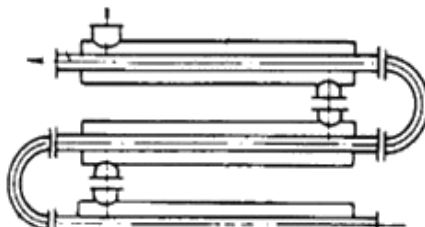
NPS : 3.5 in OD : 4.000 in A : 0.06870 ft<sup>2</sup>

Sch : 40 ID : 3.548 in

#### 23. Cooler (E-135 b)

Fungsi : Untuk mendinginkan bottom product dari D-130 ke 30 oC

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger





Direncanakan :

$$\begin{aligned} \text{faktor kekotoran gabungan minimum (Rd)} &= 0.001 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu} \\ \Delta p \text{ maksimum aliran} &= 10 \text{ psi} \\ \Delta p \text{ maksimum steam} &= 2.5 \text{ psi} \end{aligned}$$

Dasar perancangan :

Dari Appendix B didapatkan data sebagai berikut:

- Massa bahan masuk = 6,313.131 kg/jam  
= 13,917.929 lb/jam
- Suhu bahan masuk ( $t_1$ ) = 135 °C = 275.00 °F
- Suhu bahan keluar ( $t_2$ ) = 30 °C = 86.00 °F
- Kebutuhan pendingin (m) = 482.7528 kg/jam  
= 1,064.2769 lb/jam
- Panas yang dibawa coolant = 89,590.2327 kkal/jam  
= 355,291.2147 btu/jam
- water masuk pada suhu ( $T_1$ ) = 27 °C = 81 °F = 300.15 K
- water keluar pada suhu ( $T_2$ ) = 50 °C = 122 °F = 323.15 K

Perhitungan :

1. Menghitung  $\Delta t$

$$\Delta t_1 = t_1 - T_2 = 275 - 122 = 153 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = t_2 - T_1 = 86 - 81 = 5.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{153 - 5.4}{\ln \frac{153}{5.4}} = 44.138 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Menghitung suhu caloric ( $T_c$  dan  $t_c$ )

$$T_c = (T_1 + T_2) / 2 = 101 \text{ } ^\circ\text{F} = 39 \text{ } ^\circ\text{C} = 311.65 \text{ K}$$

$$t_c = (t_1 + t_2) / 2 = 181 \text{ } ^\circ\text{F} = 82.5 \text{ } ^\circ\text{C} = 355.65 \text{ K}$$

Viskositas aliran pada anulus (bahan):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-313 Hal. 2-427 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H <sub>2</sub> O	-52.8430	3703.6	5.866	-5.88E-29	10

CCl4	-8.0738	1121.1	-0.4726		
------	---------	--------	---------	--	--

dimana  $\mu$  dalam Pa.s  $\mu = \exp(C1 + C2/T + C3 \ln T + C4T^{C5})$

Dari J.A.Dean didapatkan  $\mu$  S2Cl2 = 1.90800 cP = 0.0019 Pa.s

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	xi. $\mu$ i
H <sub>2</sub> O	39.387599	0.0006239	0.00034	0.00022847	1.425E-07
CCl4	69.589205	0.0110229	0.00045	0.00030239	3.333E-06
S2Cl2	6204.1545	0.9827381	0.00191	0.00128212	0.00126
Total	6313.1313	1.0	0.00270	0.0018	0.001263

$$\mu \text{ campuran} = \frac{\sum xi.\mu i}{\sum xi}$$

$$= \frac{0.001263}{0.9944} = 0.001271 \text{ lb/ft.s} = 4.574143 \text{ lb/ft.jam}$$

Viskositas aliran pada pipe (cooling water):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-313 Hal. 2-427 didapatkan tabel berikut:

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H <sub>2</sub> O	-52.84300	3703.6000	5.8660	-5.9.E-29	10

dimana  $\mu$  dalam Pa.s

$$\mu = \exp(C1 + C2/T + C3 \ln T + C4T^{C5})$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\mu$ (Pa.s)	$\mu$ (lb/ft.s)	xi. $\mu$ i
H <sub>2</sub> O	482.7528	1.0000	0.00069	0.000464	0.000464

Densitas aliran pada anulus (bahan):

Dari Perry 8th Edition tabel 2-32 Hal. 2-98 didapatkan tabel berikut:

Komponen	berat molekul	C1	C2	C3	C4
H <sub>2</sub> O	18	-13.85100	0.64038	-0.0019	1.8.E-06
CCl4	154	0.99835	0.27400	556.3500	0.28700

dimana,  $\rho$  dalam mol/m<sup>3</sup>

$$\rho = \frac{C_1}{C_2 \left(1 + \left(1 - \frac{T}{C_3}\right) C_4\right)}$$

untuk water menggunakan persamaan:

$$\rho = C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3$$

Dari J.A.Dean didapatkan  $\rho$  S2Cl2 = 0.68880 g/cm<sup>3</sup> = 688.80 kg/m<sup>3</sup>

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xi. $\rho$ i
H <sub>2</sub> O	39.387599	0.0062	976.1747	6.0523
CCl <sub>4</sub>	69.589205	0.0110	254.9032	2.8039
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	6204.1545	0.9827	688.8000	676.8838
Total	6313.1313	1.000	1919.8779	685.7400

$$\rho \text{ campuran} = \frac{685.7400}{0.9999} = 685.8086 \text{ kg/m}^3 = 42.79445 \text{ lb/ft}^3$$

Trial ukuran DPHE

Dicoba ukuran DPHE : 4x 3" IPS sch.40 dengan aliran cooling water di bagian Dari Kern, tabel 6.2 hal.110 didapatkan :

$$a_{an} = 3.14 \text{ in}^2 = 0.0218 \text{ ft}^2$$

$$a_p = 7.38 \text{ in}^2 = 0.0513 \text{ ft}^2$$

$$de = 1.14 \text{ in} = 0.0950 \text{ ft}$$

$$de' = 0.53 \text{ in} = 0.0442 \text{ ft}$$

Dari Kern, tabel 11 hal.844 didapatkan :

$$dop = 3.5 \text{ in} = 0.0243 \text{ ft}$$

$$dip = 3.07 \text{ in} = 0.2557 \text{ ft}$$

$$a'' = 0.92 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

### Evaluasi Perpindahan Panas

Cold fluid: pipe, cooling water	Hot fluid: anulus, residu D-130
<p>1. Menghitung NRe</p> $G_p = \frac{M}{a_p}$ $= \frac{1064.2769 \text{ lb/jam}}{0.0513 \text{ ft}^2}$ $= 20766.378 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>pada Tc = 101 °F</p> $\mu = 0.000464 \text{ lb/ft.s}$ $= 1.669171 \text{ lb/ft.jam}$ $di = 3.07 \text{ in}$ $= 0.256 \text{ ft}$ $Nre_p = \frac{G_p \times di}{\mu}$ $\mu = \exp(C1 + C2/T + C3 \ln T + C4T^{C5})$ $= 3180.7831$	<p>1'. Menghitung NRe</p> $G_{an} = \frac{m}{a_{an}}$ $= \frac{13917.929 \text{ lb/jam}}{0.0218 \text{ ft}^2}$ $= 638274.463 \text{ lb/jam.ft}^2$ <p>pada tc = 181 °F</p> $\mu = 0.001271 \text{ lb/ft.s}$ $= 4.57414 \text{ lb/ft.jam}$ $de = 1.14 \text{ in}$ $= 0.10 \text{ ft}$ $Nre_{an} = \frac{G_{an} \times de}{\mu}$ $= \frac{638274.4631 \times 0.10}{4.57414}$ $= 13256.2699$
2. Velocity	2'. Menghitung faktor panas (J <sub>H</sub> )

$$v = \frac{G_p}{3600\rho}$$

$$= \frac{20766.38}{3600 \times 61.916}$$

$$= 9.3164951 \text{ fps}$$

3. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas

Dari Kern, Fig. 25 Hal.835 ,  
didapatkan:

$$h_i = 1600 \text{ Btu/jam.ft}^{2\circ}\text{F}$$

$$\text{faktor koreksi} = 1.1$$

sehingga,

$$h_{ic} = h_i \left( \frac{d_i}{d_o} \right)$$

$$= 1760 \left( \frac{0.2557}{0.0243} \right)$$

$$= 18513 \text{ Btu/jam.ft}^{2\circ}\text{F}$$

Clean overall coefficient  $U_c$  :

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{18513 \times 119.846}{18513 + 119.846} = 239.692 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^{\circ}\text{F}$$

*Dirt factor* (faktor kekotoran) pipa terpakai

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

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

$$\frac{1}{U_D} = 0.001 + \frac{1}{239.692}$$

$$\frac{1}{U_D} = 0.005$$

$$U_D = 193.35 \text{ jam.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} = \frac{355291.2147}{193.35 \times 44.138} = 41.632 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{41.632}{0.9170} = 45.400 \text{ ft}$$

Dari Kern, Fig. 24 Hal.834 didapatkan

$$J_H = 39$$

3'. Menghitung harga koefisien film

Dari Kern, Tabel 4 hal.800 didapatkan:

$$k = 0.098718 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F/ft}$$

Dari Kern, Fig.3 hal.805 didapatkan:

$$C_p = 0.234 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

maka,

$$k (C_p \cdot \mu / k)^{1/3} = 0.2186$$

$$h_o / \phi_s = 89.76$$

$$t_w = 180.88 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

dimana  $\mu$  Pada suhu  $t_w$  didapatkan:

$$\mu_w = 0.58 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\mu / \mu_w = 7.885$$

Dari Kern, Fig. 24 Hal.834 didapatkan:

$$\phi_s = 1.335$$

sehingga,

$$h_o = 119.846 \text{ Btu/jam.ft}^{2\circ}\text{F}$$

Mencari panjang ekonomis dengan mencari over design yang terkecil dari pipa standar.

Panjang pipa (ft)	Hairpin (n)	pembulatan Hairpin	L <sub>baru</sub>	A <sub>baru</sub>	UD <sub>baru</sub>	Rd <sub>baru</sub>	Rd <sub>over des</sub> (%)
12	1.8941	2	48	44.0160	211.875	0.002	0.070
16	1.4205	2	64	58.6880	158.906	0.003	2.271
20	1.1364	2	80	73.3600	127.125	0.005	3.845

Jadi, diambil over desain yang terkecil = 0.070 %

$$L = 80 \text{ ft}$$

$$n = 2 \text{ buah}$$

### Evaluasi $\Delta P$

Cold fluid: pipe, cooling water	Hot fluid: anulus, residu D-130
<p>1. Pada <math>Nre_p = 3180.78</math></p> $f = \frac{0.264}{(Nre_p)^{0.42}} + \frac{0.264}{3180.78^{0.42}}$ $= 0.0124$ <p>Dari Geankoplis, tabel.A-23 Hal.855 didapatkan:</p> $\rho = 992.25 \text{ kg/m}^3$ $= 61.916 \text{ lb/ft}^3$ $\Delta F_p = \frac{4 \cdot f \cdot G_p^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot d_i}$ $= \frac{4 \times 0.0124 \times 20766.38^2 \times 80}{2 \times 4.18 \times 61.92^2 \times 0.256}$ $= 0.0589 \text{ ft}$ $\Delta P_p = \frac{0.0589 \times 61.916}{144}$ $= 0.0253 \text{ psi} < 2.5 \text{ psi}$	<p>1'. <math>de' = 0.0442 \text{ ft}</math></p> $Nre_{an} = \frac{G_{an} \times de'}{\mu}$ $= \frac{638274.4631 \times 0.0442}{4.57414}$ $= 6163.0027$ $f = 0.0035 + \frac{0.264}{(Nre_{an})^{0.42}}$ $= 0.0035 + \frac{0.264}{6163.00^{0.42}}$ $= 0.0103$ $\rho = 42.7945 \text{ lb/ft}^3$ <p>karena panjang pipa,</p> $\Delta F_a = \frac{4 \cdot f \cdot G_a^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot de'}$ $= \frac{4 \times 0.0103 \times 638274.5^2 \times 80}{2 \times 4.18 \times 42.79^2 \times 0.256}$ $= 19.77879 \text{ ft}$ <p>karena tube passes,</p> $v = \frac{G_a}{3600 \rho}$ $= \frac{638274.5}{3600 \times 42.7945}$ $= 4.143024 \text{ fps}$ $Fl = n \left( \frac{v^2}{2gc} \right)$ $= 2 \left( \frac{4.143^2}{2 \times 32.2} \right)$



$$\begin{aligned}
 & \left( 2 \times 32.2 \right) \\
 & = 0.128665 \\
 \Delta Pa & = \frac{\left[ 19.779 + 0.129 \right] \times 42.79}{144} \\
 & = 5.916172 \text{ psi} < 10.0 \text{ psi} \\
 & \text{desain memenuhi}
 \end{aligned}$$

---



---

**Spesifikasi Cooler**


---



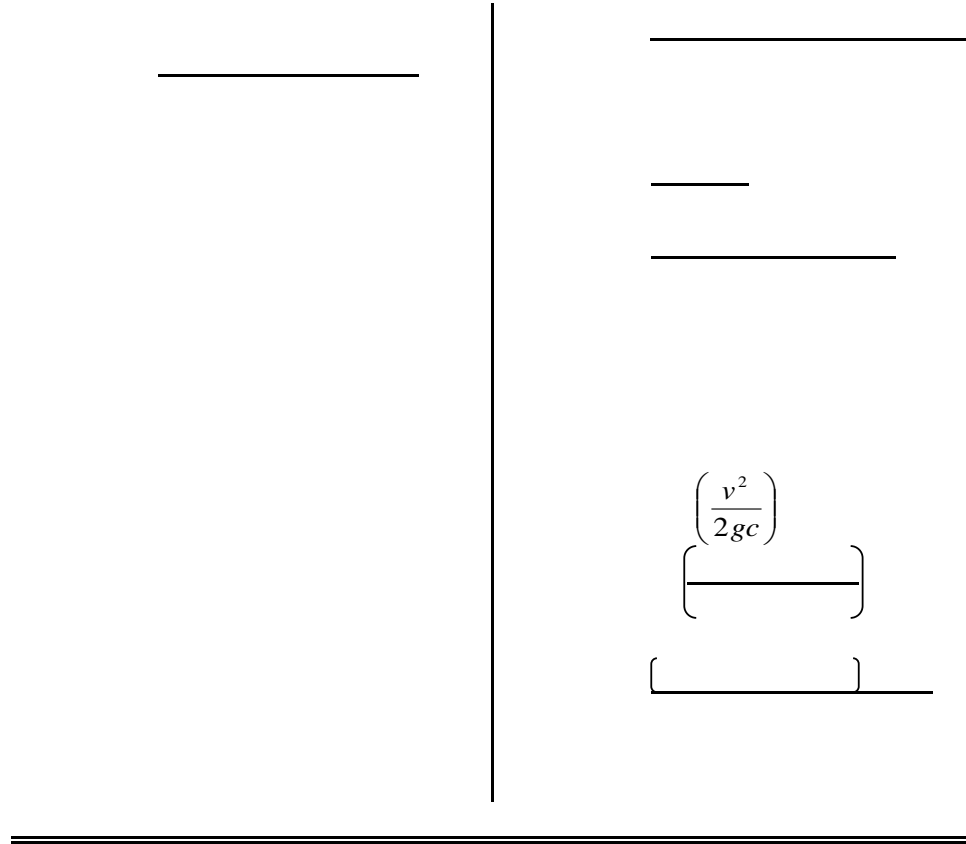
---

Fungsi	: Untuk mendinginkan bottom product dari D-130 ke 30°C	
Kode alat	: E-135 b	
Tipe	: Double pipe Heat Exchanger 4 x 3" sch.40	
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-135 Grade B	
Media pendingin	: Cooling water 27 °C ,	
Kapasitas	: 6,313.1313 kg/jam = 13,917.929 lb/jam	
Rate pendingin	: 482.7528 kg/jam = 1,064.2769 lb/jam	
Dimensi	<i>Pipe side</i> , cooling water	<i>Anullus side</i> , residu D-130
	do = 3.5 in	a <sub>an</sub> = 0.0218 ft
	L <sub>pipe</sub> = 20 ft	de = 0.0950 ft
	ap = 7.38 in <sup>2</sup>	de' = 0.0442 ft
	Hairpin = 2 buah	L = 80 ft
	ΔPp = 0.0253 psi	ΔPan = 5.9162 psi

---



---



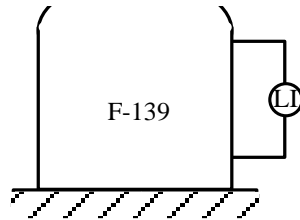
---

---

**24. Storage Tank Sulfur Monochloride (F-139)**

- Fungsi : Untuk menampung by-product sulfur monochloride  
Tipe : Tangki bentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standard dished dan dasar berbentuk datar (flat bottom)





Direncanakan :

- Bahan konstruksi = Carbon steels SA-135 Grade B  
 Allowable stress ( $f$ ) = 12750 psi  
 Tipe pengelasan = Double welded but joint ( $E = 0.8$ )  
 Faktor korosi ( $C$ ) = 1/16 in  
 Waktu tinggal = 7 hari  
 Volume ruang kosong = 20% Volume total  
 Jumlah tangki = 2 buah  
 Kondisi operasi :  
 Suhu operasi = 27 °C = 300.15 K  
 Tekanan operasi = 1 atm = 14.7 psia = 0 psig

Dari Perry 8th Edition tabel 2-32 Hal. 2-98 didapatkan tabel berikut:

Komponen	berat molekul	C1	C2	C3	C4
H <sub>2</sub> O	18	-13.85100	0.64038	-0.0019	1.8.E-06
CCl <sub>4</sub>	154	0.99835	0.27400	556.3500	0.28700

dimana,  $\rho$  dalam mol/m<sup>3</sup>

$$\rho = \frac{C_1}{C_2 \left(1 + \left(1 - \frac{T}{C_3}\right) C_4\right)}$$

untuk water menggunakan persamaan:

$$\rho = C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3$$

Dari J.A.Dean didapatkan  $\rho$  S<sub>2</sub>Cl<sub>2</sub> = 0.68880 g/cm<sup>3</sup> = 688.80 kg/m<sup>3</sup>

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xi. $\rho_i$
H <sub>2</sub> O	39.387599	0.0062	999.5509	6.2362
CCl <sub>4</sub>	69.589205	0.0110	264.5320	2.9159
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	6204.1545	0.9827	688.8000	676.9100
Total	6313.1313	1.0000	1952.8829	686.0621

$$\rho \text{ campuran} = \frac{686.0621}{1.0000} = 686.0621 \text{ kg/m}^3 = 42.81027 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Rate bahan masuk (m)} &= 6313.1313 \text{ kg/jam} \\ &= 13917.929 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

## PERHITUNGAN

## A. Menghitung Volume Tangki

$$\begin{aligned}\text{Volume bahan baku} &= \frac{m}{\rho} \times \frac{\text{Waktu tinggal}}{\text{tinggal}} \\ &= \frac{6313.1313 \text{ kg/jam}}{686.0621 \text{ kg/m}^3} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times 7 \text{ hari} \\ &= 1545.933 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Jumlah produk sulfur monochloride yang harus disimpan dalam 7 hari sebanyak  $1545.933 \text{ m}^3$  yang disimpan didala: 2 buah tangki storage dimana jika disimpan dalam 1 buah tangki akan membutuhkan volume yang terlalu besar. sehingga,

$$\begin{aligned}\text{Volume} &= \frac{1545.9330}{2} = 772.966516 \text{ m}^3 \\ \text{Volume tangki} &= \frac{772.9665}{0.8} = 966.208146 \text{ m}^3\end{aligned}$$

## B. Menentukan Dimensi tangki

$$\begin{aligned}\text{Asumsi Ls} &= 1.5 \text{ di} \\ \text{Volume tanki} &= \text{Volume silinder} + \text{Tutup atas} \\ 966.2081 &= \frac{\pi}{4} \text{ di}^2 \text{Ls} + 0,0847 \text{ di}^3 \\ 966.2081 &= \frac{\pi}{4} \text{ di}^2 \times 1,5 \text{ di} + 0,0847 \text{ di}^3 \\ 966.2081 &= 1.2649 \text{ di}^3 \\ \text{di}^3 &= 763.8613 \\ \text{di} &= 9.1412 \text{ m} = 359.8913 \text{ in} = 29.9906 \text{ ft}\end{aligned}$$

## C. Menghitung Tinggi Liquida

$$\begin{aligned}\text{Tinggi liquida (HL)} &= \frac{\text{Volume liquida}}{\frac{1}{4} \pi \times \text{di}^2} \\ &= \frac{772.9665}{\frac{1}{4} \times 3.14 \times 9.1412^2} \\ &= 11.7837 \text{ m} = 463.9251 \text{ in} = 38.6599 \text{ ft}\end{aligned}$$

## D. Menentukan Tekanan Design (Pi)

$$\text{Tekanan hidrostatik (Ph)} = \rho (\text{HL}-1)$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{42.8103 \times (38.6599 - 1)}{144} \\
 &= 11.1961 \text{ psia} \\
 &= 25.8961 \text{ psig} \\
 \text{Tekanan design (Pi)} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 0.0 + 25.8961 \\
 &= 25.8961 \text{ psig} \\
 &= 1.7855 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

## E. Menghitung Tebal Silinder (ts)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal silinder} &= \frac{P_i d_i}{2(fE - 0.6P_i)} + C \\
 &= \frac{25.8961 \times 359.8913}{2(12750 \times 0.8 - 0.6 \times 25.8961)} + \frac{1}{16} \\
 &= 0.5197 \times \frac{16}{16} \\
 \text{ts} &= \frac{8.3152}{16} \text{ in} \approx \frac{5}{16} \text{ in} \\
 \text{do} &= d_i + 2(\text{ts}) \\
 &= 359.8913 + 2\left(\frac{1}{3}\right) \\
 &= 360.5163 \text{ in} \approx 204 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan "Brownel and Young" tabel 5.7 hal 90, didapatkan :

$$\begin{aligned}
 i_{cr} &= 12 \frac{1}{4} \text{ in} \\
 r &= 170 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_{i \text{ baru}} &= d_{o_{st}} - 2\text{ts} \\
 &= 204 - 2\left(\frac{1}{3}\right) \\
 &= 203.375 \text{ in} \\
 &= 16.9479 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

## F. Menghitung Tinggi Silinder (Ls)

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi silinder (Ls)} &= 1.5 \times d_i \\
 &= 1.5 \times 16.9479 \text{ ft} \\
 &= 25.4219 \text{ ft} \\
 &= 305.063 \text{ in}
 \end{aligned}$$

## G. Menghitung Dimensi Tutup Atas Dan Tutup Bawah

Bentuk tutup atas adalah standar dish dan tutup bawah adalah flat, sehingga :

$$\begin{aligned}
 r &= d_{i \text{ baru}} \\
 \text{Tebal tutup} &= \frac{0.885 \times P_i \times r}{2(fE - 0.1P_i)} + C \\
 \text{atas (tha)} &= \frac{0.885 \times 25.8961 \times 203.375}{2(12750 - 0.1 \times 25.8961)} + \frac{1}{16}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 2 \left( \frac{12750}{16} \times 0.8 - 0.1 \times 25.8961 \right) \times 1 \\
 &= 0.2910 \times \frac{16}{16} \\
 &= \frac{4.6566}{16} \approx 4/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Tutup atas} &= 0.169 \times \text{di} \\
 &= 0.169 \times 203.3750 \text{ in} \\
 &= 34.3704 \text{ in}
 \end{aligned}$$

#### H. Menghitung Tinggi Tangki (H)

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tangki (H)} &= \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup atas} \\
 &= 305.0625 + 34.3704 \\
 &= 339.4329 \text{ in} \\
 &= 28.2861 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

#### G. Desain Bagian Bawah Tangki

Untuk mempermudah pengelasan dan memperhitungkan terjadinya korosi, mal pada lantai (bottom) dipakai plat dengan tebal minimal 1/2 in. Tegangan yang bekerja pada plat yang digunakan pada lantai harus diperiksa agar diketahui apakah plat yang digunakan telah memenuhi persyaratan atau tidak.

Tegangan yang bekerja pada bottom:

1. Compressive stress yang dihasilkan oleh sulfur monochloride.

$$S_1 = \frac{\sum \text{liquid wt}}{12 \pi D_m (t_s - c)} \quad (\text{Brownell, 1959. Pers.9-5 Hal 157})$$

Dimana:

- ts : tebal shell, in
- Dm : diameter shell, ft
- liquid wt dalam lb

$$S_1 = \frac{13917.9293}{12 \times 3.14 \times 16.9479 \left( \frac{1}{3} - \frac{1}{16} \right)}$$

$$S_1 = 87.1781 \text{ psi}$$

2. Compressive stress yang dihasilkan oleh berat shell.

$$S_2 = \frac{X \rho_s}{144} \quad (\text{Brownell, 1959. Pers.9-3 Hal 156})$$

Dimana:

- X : tinggi tangki, ft
- $\rho_s$  : densitas material shell 490 lb/ft<sup>3</sup> untuk material steel

$$S_2 = \frac{28.2861 \times 490}{144}$$

$$= 96.251 \text{ psi}$$

Tegangan total yang bekerja pada lantai:

$$\begin{aligned} S_t &= S_1 + S_2 \\ &= 87.1781 + 96.25122 \\ &= 183.4293 \text{ psi} \end{aligned}$$

Batas tegangan lantai yang diizinkan:

$$S_t < f.E$$

$$183.4293 < 12750 \times 0.8$$

$$183.4293 < 10200 \text{ sehingga memenuhi}$$

#### Spesifikasi Storage Tank Sulfur Monochloride

Fungsi	: Untuk menampung by-product sulfur monochloride
Kode alat	: F-139
Tipe	: Silinder tegak dengan tutup bawah berbentuk flat bottom dan tutup bawah berbentuk standard dished
Kapasitas	: 966.20815 m <sup>3</sup>
Suhu operasi	: 300.15 K
Tekanan operasi	: 1 atm
Dimensi	
Diameter shell	: 17.0000 ft
Tinggi shell	: 25.4219 ft
Tebal shell	: 1/3 in
Tinggi atap	: 2.8642 ft
Tebal atap	: 1/4 in
Tipe pengelasan	: Double welded but joint (E = 0.8 )
Bahan Konstruksi	: Carbon steels SA-135 Grade B
Jumlah	: 2 buah

#### 21. Mesin Pengemas (P-138)

Fungsi	: Mengemas karbon tetraklorida kedalam tabung silinder
Waktu tinggal	: 0.0028 jam
Kapasitas bahan	: 15339.2225 kg/jam = 33817 lb/jam
Densitas (liquid)	: 42.78 lb/ft <sup>3</sup>
Kapasitas mesin	: 15339.22 kg/jam x 0.0027789 jam
	: 42.63 kg

#### Spesifikasi :

- Ukuran tabung = 200 L

#### 22. Gudang Produk Utama (F-138)

Fungsi	: Untuk menyimpan produk karbon tetraklorida
Tipe	: Gudang
<b>Direncanakan :</b>	
Waktu Tinggal	: 14 Hari = 336 jam
Volume gudang	: 80% Storage

Jumlah gudang : 2 Buah  
 Kapasitas Bahan : 15339.2225 kg/jar = 33,817.2 lb/jam  
 Kondisi Operasi  
 Tekanan : 1 atm  
 Densitas (liquid) : 42.7810 lb/ft<sup>3</sup>

**Perhitungan :**

a. Menghitung Volume Karbon tetraklorida selama

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} &= \text{Massa} / \text{densitas} \\
 &= \frac{33,817.2 \text{ lb/jam}}{42.7810 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 790.47129 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Produk disimpan selama} & 14 \text{ hari} \\
 V_L &= 790.47129 \times 14 \text{ hari} \times 24 \\
 &= 265598.35 \text{ ft}^3 \\
 &= 7520.9486 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

b. Volume gudang

Produk mengisi gudang  $\leq$  80% dari volume total

$$\begin{aligned}
 \text{Volume total gudang} &= \frac{V_L}{80\%} \\
 &= \frac{7520.9486}{80\%} \\
 &= 9401.1857 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

c. Ukuran gudang

$$\begin{aligned}
 \text{panjang} &= 2 \times \text{lebar gudang} \\
 \text{tinggi} &= 15 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka

$$\begin{aligned}
 V &= P \times L \times T \\
 9401.1857 &= 2L \times L \times 15 \\
 9401.1857 &= 30 L^2 \\
 313.37286 &= L^2 \\
 L &= 17.702 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\text{Panjang} = 35.405 \text{ m}$$

**Spesifikasi Alat**

Nama : Gudang Penampung Drum Karbon Tetraklorida  
 Tipe : Bangunan Gedung  
 Bahan konstruksi : Beton  
 Waktu tinggal : 14 hari  
 Panjang : 35 m  
 Lebar : 18 m



Tinggi : 15 m  
Jumlah : 2 buah

## APPENDIKS D UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang penting dalam menunjang berjalannya proses produksi dalam suatu industri kimia. Unit utilitas yang diperlukan pada Pra-Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida ini adalah:

- Air yang berfungsi sebagai air pendingin, air umpan boiler dan air sanitasi
- Steam sebagai media pemanas dalam proses produksi
- Listrik yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan pabrik
- Bahan bakar untuk mengoperasikan boiler dan generator.

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi 3 unit, yaitu :

1. Unit pengolahan air (*Water Treatment*)
  - Air sanitasi
  - Air pendingin
  - Air umpan boiler (penghasil steam)
2. Unit penyediaan tenaga listrik
3. Unit penyediaan bahan bakar

### **D.1. Unit Pengolahan Air (*Water Treatment*)**

Untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik, direncanakan menggunakan air kawasan. Pengambilan air kawasan kemudian ditampung dalam bak penampung air kawasan. Untuk air sanitasi tidak diperlukan adanya pengolahan, sedangkan air pendingin dan air umpan boiler akan diolah lebih lanjut sesuai dengan kebutuhan masing-masing.

#### **A. Air Sanitasi**

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, perkantoran, taman, pemadam kebakaran dan kebutuhan yang lain dengan persyaratan kualitas air sebagai berikut:

- a. Syarat fisik
  - Suhu : Berada dibawah suhu kamar
  - Warna : Tidak berwarna/ jernih
  - Rasa : Tidak berasa
  - Bau : Tidak berbau
  - Kekeruhan :  $< 1 \text{ mg SiO}_2/\text{liter}$
  - pH : Netral
  - Tidak berbusa

b. Syarat kimia

- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg
- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

c. Syarat mikrobiologis

- Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat-sifat fisik air.

Kebutuhan air sanitasi pada Pra Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida adalah sebagai berikut:

1. Untuk kebutuhan karyawan

Menurut standart WHO kebutuhan air untuk tiap orang = 120 L/hari

Jumlah karyawan pada pabrik = 178 orang

Jam kerja untuk setiap karyawan = 8 jam/hari

Jadi, kebutuhan air karyawan per jam kerja adalah:

$$120 \text{ L/hari} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times 8 \text{ jam} = 40 \text{ L}$$

Kebutuhan per jam = 5 L/jam

Kebutuhan air untuk = 178 karyawan

$$5 \text{ L/jam} \times 178 = 890 \text{ L/jam}$$

Jika densitas air = 995,68 kg/m<sup>3</sup>

$$= 0,99568 \text{ kg/L}$$

Maka kebutuhan air sanitasi karyawan :

$$V = \frac{m}{\rho}$$

$$m = V \times \rho$$

$$= 890 \text{ L/jam} \times 0,99568 \text{ kg/L}$$

$$= 886,155 \text{ kg/jam}$$

2. Untuk laboratorium dan taman

Direncanakan kebutuhan air untuk laboratorium dan taman adalah sebesar 50% dari kebutuhan karyawan,

sehingga kebutuhan air untuk laboratorium dan taman:

$$50\% \times 886,155 = 443,078 \text{ kg/jam}$$

Jadi, total kebutuhan air untuk karyawan, laboratorium dan taman :

$$886,155 + 443,078 = 1329,23 \text{ kg/jam}$$

3. Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

Air sanitasi untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan

sebesar 40% dari kebutuhan air untuk karyawan, laboratorium, dan

taman, sehingga kebutuhan air untuk pemadam kebakaran dan cadangan air :

$$40\% \times 1329,23 = 531,693 \text{ kg/jam}$$

Jadi, total kebutuhan air untuk sanitasi sebesar:

$$1329,23 + 531,693 = 1860,9259$$

### B. Air Pendingin

Air Pendingin harus diolah sebelum digunakan karena kandungan bahan didalam air dapat mempengaruhi sistem pada air pendingin. Bahan-bahan yang terkandung didalamnya akan menimbulkan kerak yang dapat menghambat terjadinya perpindahan panas. Untuk menghemat pemakaian air, maka air pendingin yang digunakan didinginkan kembali dan disediakan penambahan 20% dari kebutuhan air pendingin.

Air pendingin dibutuhkan pada alat-alat berikut:

Tabel D.1.1. Kebutuhan air pendingin pada peralatan

No.	Nama Peralatan	Kode Alat	Kebutuhan Air Pendingin
			(kg/jam)
1.	Reaktor	R-110	128405,4113
2.	Kondensor	E-123	898,344063
3.	Kondensor	E-125	405,9817948
4.	Cooler	E-127a	253,575807
5.	Cooler	E-127b	555,0047926
<b>TOTAL</b>			<b>130518,3177</b>

Direncanakan banyaknya air pendingin yang disuplai dengan excess 20%  
kebutuhan air pendingin =  $1,20 \times 130518,32$

$$= 156621,9813 \text{ Kg/jam}$$

*Make Up* untuk kebutuhan air pendingin direncanakan 20% excess, maka :

$$\text{Make Up pendingin} = 1,20 \times 156621,98$$

$$= 187946,3775 \text{ Kg/jam}$$

### C. Air Umpan Boiler

Pada Pra-Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida, kebutuhan air umpan boiler berdasarkan pada kebutuhan steam. Dimana kebutuhan steam yang ada digunakan sebagai media pada peralatan sebagai berikut:

Tabel D.1.2. Total kebutuhan steam pada peralatan

No.	Nama Peralatan	Kode Alat	Kebutuhan Steam
			(kg/jam)
1.	Vaporizer	V-114	108,8265235
2.	Heater	E-115	233,7033332
3.	Heater	E-121	135,409886
4.	Reboiler	E-126	142,1754118
<b>TOTAL</b>			<b>620,1151545</b>

Direncanakan banyaknya steam yang disuplay 20% excess, maka:

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= 120,0\% \times 620,11515 \text{ kg/jam} \\ &= 744,1381854 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

*Make Up* untuk kebutuhan steam direncanakan 10% excess, maka:

$$\begin{aligned} \text{Make Up steam} &= 110,0\% \times 744,13819 \text{ kg/jam} \\ &= 818,552004 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Jadi, jumlah steam yang harus dihasilkan boiler adalah:

$$\begin{aligned} \text{Massa stem (m}_s) &= 818,552004 \text{ kg/jam} \\ &= 1804,579748 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Steam yang digunakan adalah saturated steam dengan kondisi sebagai berikut:

$$\begin{aligned} - \text{ Suhu (T)} &= 140 \text{ }^\circ\text{C} = 284 \text{ }^\circ\text{F} \\ - \text{ Tekanan (P)} &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia} \\ - \text{ Air umpan boiler masuk pada suhu} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dasar Perhitungan:

Dari persamaan 8-3, Kusnarjo 2010. hal. 108 didapatkan Kapasitas Boiler, (Q):

$$Q = \frac{m_s \times (H_g - H_l)}{1000}$$

Dimana:

$m_s$  = massa steam yang dihasilkan oleh boiler (lb/jam)

$H_g$  = entalpi steam pada 284 °F

$H_l$  = entalpi air masuk pada 86 °F

Dari App A.2-9 Geankoplis, hal 859 didapatkan:

$$H_{186^\circ\text{F}} = 54,078 \text{ Btu/lbm}$$

$$H_{g284^\circ\text{F}} = 1175,34 \text{ Btu/lbm}$$

Jadi :

$$Q = \frac{1804,58 \text{ lb/jam} \times [1175,3 - 54,078] \text{ btu/lb}}{1000}$$

$$= 2023,41 \text{ btu/jam}$$

$$\text{Energi Boiler} = \frac{m_s \times (H_g - H_f)}{1175,34 \times 34,5} \quad (\text{Pers. 8-2, Kusnarjo hal.108})$$

$$= \frac{1804,58 \text{ lb/jam} \times [1175,3 - 54,078] \text{ btu/lb}}{40549,23}$$

$$= 49,9000 \text{ HP} \approx 50 \text{ HP}$$

$$\text{Panas yang dipidahkan oleh permukaan a} = 6.10^5 \text{ W/m}^2 \quad (\text{Perry's. tabel 9.49})$$

$$= 190198,4400 \text{ btu/jam.ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan panas (A)} &= \frac{2023,4067 \text{ btu/jam}}{190198,44 \text{ btu/jam.ft}^2} \\ &= 0,010638398 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Faktor evaporasi} &= \frac{H_g - H_f}{970,3} \quad (\text{Kusnarjo hal.108}) \\ &= \frac{[1175,34 - 54,078]}{970,3} \\ &= 1,15558 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang dibutuhkan} &= \text{faktor evaporasi} \times \text{rate steam} \\ &= 1,15558 \times 1804,5797 \text{ lb/jam} \\ &= 2085,3413 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Bahan bakar yang digunakan fuel oil 33 °API dengan *Heating Value* :

$$\begin{aligned} H_v &= 132000 \text{ btu/lb} \quad (\text{Perry's 7}^{\text{th}} \text{ ed. fig. 27-3}) \\ &= 76758 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

Diperkirakan efisiensi Boiler 80%, maka :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan bahan bakar} &= \frac{m_s \times (H_g - H_f)}{\text{efisiensi} \times H_v} \\ &= \frac{1804,6 \text{ lb/jam} \times [1175,3 - 54] \text{ btu/lb}}{0,8 \times 132000 \text{ btu/lb}} \\ &= 19,161 \text{ lb/jam} = 8,691 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Apabila ditetapkan :

- Heating value surface = 50,0 ft<sup>2</sup>/Hp boiler
- panjang pipa (L) = 10 ft
- Ukuran pipa = 1 in
- Luas permukaan (at) = 0,344 ft<sup>2</sup>/ft (Kern, tabel 10, hal. 844)

Jumlah perpindahan panas Boiler dan jumlah tube dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Heating surface Boiler} &= H_v \text{ surface} \times \text{Hp Boiler} \\ &= 50,0 \text{ ft}^2/\text{Hp} \times 49,9 \text{ Hp} \\ &= 2495 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Jumlah tube yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{at \times L} \\ &= \frac{2495 \text{ ft}^2}{0,344 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 10 \text{ ft}} \\ &= 725,2907 \approx 725 \text{ tube} \end{aligned}$$

**Spesifikasi Boiler**

- Tipe : Fire Tube Boiler
- Kapasitas Boiler : 2023,4067 btu/jam
- Rate steam : 1804,5797 lb/jam
- Bahan bakar : Fuel oil 33 °API
- Effisiensi : 80%
- Heating surface : 2495 ft<sup>2</sup>
- Jumlah tube : 725 tube
- Ukuran tube : 1 in
- Panjang tube : 10 in
- Jumlah Boiler : 1 buah

Dari perhitungan di atas, diketahui bahwa jumlah air umpan yang dibutuhkan sebesar 2085,3 lb/jam. Air umpan Boiler disediakan excess 20% sebagai pengganti steam yang hilang, kebocoran akibat dari transmisi diperkirakan sebesar 5% dan faktor keamanan 10%.

Sehingga kebutuhan air umpan Boiler sebesar :

Excess 20%,

$$1,2 \times 2085,341 \text{ lb/jam} = 2502,4096 \text{ lb/jam}$$

Faktor kebocoran 5%,

$$5\% \times 2085,341 \text{ lb/jam} = 104,2671 \text{ lb/jam}$$

Faktor keamanan 10%,

$$10\% \times 2085,341 \text{ lb/jam} = 208,5341 \text{ lb/jam}$$

Jadi total kebutuhan air umpan Boiler adalah :

$$= 2502,410 + 104,2671 + 208,5341 \text{ lb/jam}$$

$$= 2815,2108 \text{ lb/jam} = 1276,9712 \text{ kg/jam}$$

Total kebutuhan air yang perlu disuplay pada Pra-Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida adalah sebagai berikut:

Tabel D.1.3. Total kebutuhan air pada peralatan

No.	Keterangan	Jumlah (kg/jam)
1.	Air Sanitasi	1860,9259
2.	Air Umpan Boiler	1276,9712
3.	Air Pendingin	156621,9813
<b>Jumlah</b>		<b>159759,8785</b>

Air didapatkan dari air kawasan, sehingga pengolahan awal tidak diperlukan. Namun sebelum digunakan, air kawasan tersebut masih perlu ditreatment untuk memenuhi kebutuhan air umpan, air pendingin, dan air sanitasi.

## Spesifikasi Alat pada Unit Utilitas

### 1. Pompa Air Kawasan (L-211)

Fungsi : Untuk memompa air kawasan ke bak penampung air

Tipe : Pompa Sentrifugal

Dasar perencanaan:

$$\text{Rate aliran} = 159759,8785 \text{ kg/jam}$$

$$= 352271 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas air} = 1 \text{ g/cm}^3$$

$$= 62,15797072 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,000538 \text{ lb/ft.detik}$$

$$= 1,9368 \text{ lb/ft.jam}$$

Perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{A. Rate Volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{352270,53}{62,157971} \\ &= 5667,34 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 1,57426 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 706,529 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Diasumsikan aliran turbulen ( $N_{Re} > 2100$ )

$$\begin{aligned} \text{di optimum} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,90 \times 1,23 \times 1,71 \\ &= 8,18 \text{ in} \\ &= 10 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi ID = 10 in sch 40 (Brownell, page.389)

Sehingga diperoleh:

$$\text{OD} = 10,8 \text{ in} = 0,89583 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 10 \text{ in} = 0,83499 \text{ ft}$$

$$A = 11,9 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{B. Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{1,57426}{11,91} \\ &= 0,13218 \text{ ft/detik} \\ &= 475,847 \text{ ft/jam} \end{aligned}$$

### C. Cek jenis aliran fluida

$$N_{Re} = \frac{D \times V \times \rho}{\mu}$$



$$= \frac{0,83499 \times 0,13218 \times 62,158}{0,000538}$$

$$= 12751,540$$

Karena  $N_{Re} > 2100$ , maka jenis aliran fluida adalah aliran turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Commercial Steel

Sehingga diperoleh:

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,00015 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,8350} = 0,00018$$

$$f = 0,004 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Direncanakan :

- Panjang pipa lurus = 100 ft
- elbow 90° = 3 buah
- Le/D = 35 *(Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93)*
- Le = 35 ID
- = 35 x 3 x 0,83499 ft
- = 87,6743 ft
- Gate valve = 2 buah (wide open)
- Le/D = 9 *(Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93)*
- Le = 9 ID
- = 9 x 2 x 0,83499 ft
- = 15,0299 ft
  
- Panjang pipa total (L) = Pipa lurus + elbow 90° + gate valve
- = 100 + 87,6743 + 15,0299
- = 202,7041 ft
- = 2432,4497 in

Menentukan *friction loss*

1. Friksi pada kontraksi

$$h_c = 0,55 \times \left( 1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \times \frac{v_2^2}{2 \alpha g_c}$$

*(Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)*

$$= 0,55 \times (1 - 0) \times \frac{0,1322^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0,00015 \text{ lbf.ft/lbm}$$

## 2. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned}
 F_f &= 4f \frac{\Delta L \times v^2}{D \times 2g_c} && \text{(Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 89)} \\
 &= 4 \times 0,004 \times \frac{202,704}{0,83499} \times \frac{0,1322^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,001055 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

## 3. Friksi pada ekspansi

$$\begin{aligned}
 h_{ex} &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \times \frac{v_2^2}{2 \alpha g_c} && \text{(Geankoplis, Pers.2-10.15 Hal 93)} \\
 &= (1 - 0)^2 \times \frac{0,1322^2}{2 \times 1,6 \times 32,174} \\
 &= 0,00017 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

4. Friksi pada Elbow  $90^\circ = 3$  buah

$$\begin{aligned}
 K_f &= 0,75 && \text{(Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)} \\
 h_f &= 3K_f \frac{v^2}{2g_c} && \text{(Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)} \\
 &= 3 \times 0,75 \times \frac{0,1322^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,00061 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

## 5. Friksi pada Gate valve = 2 buah

$$\begin{aligned}
 K_f &= 0,17 && \text{(Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)} \\
 h_f &= 2 K_f \frac{v^2}{2g_c} && \text{(Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 93)} \\
 &= 2 \times 0,17 \times \frac{0,1322^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 9,23154E-05 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Total friksi } (\Sigma F) &= h_c + F_f + h_{ex} + \Sigma h_f \\
 &= 0,00015 + 0,0010546 + 0,00017 + 0,00070 \\
 &= 0,00208 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

Direncanakan:

$$\Delta Z = 30 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb/ft}^2 \text{ (Karena } P_1=P_2\text{)}$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s (karena fluida diam dalam tangki penampungan)}$$

$$v_2 = 0,13 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot a \cdot gc} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

(Geankoplis, Pers.2-7.28 Hal 68)

$$\frac{0,02^2 - 0^2}{2 \times 1 \times 32,2} + 30 \frac{32,17}{32,17} + 0 + 0,002 = -W_s$$

$$-W_s = 30$$

$$W_s = -30 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Dari figure 14.37, Halaman 520 Petters & Timmerhouse didapatkan:

Efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 0,90

$$W_s = -\eta W_p$$

$$-30,00 = -0,90 W_p$$

$$W_p = 33,34 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Pump horsepower} = \frac{W_p \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{33,34 \times 1,574 \times 62,158}{550}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Pump HP}}{h \text{ motor}}$$

$$= \frac{5,93}{0,90}$$

$$\eta \text{ motor} = 86\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521})$$

$$= 0,86$$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{6,590}{0,86}$$

$$= 7,66272 \text{ Hp} \approx 8 \text{ Hp}$$

### Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 8 Hp
- Bahan : *Commercial Steel*
- Jumlah : 1 buah

**2. Bak Air Bersih (F-212)**

Fungsi : Menampung air bersih untuk didistribusikan ke proses berikutnya

**Dasar Perencanaan :**

- Rate aliran = 159759,88 kg/jam
- = 352206,63 lb/jam
- Densitas ( $\rho$ ) air = 62,158 lb/ft<sup>3</sup>

**Perhitungan :**

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{Rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{352206,63 \text{ lb/jam}}{62,158 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 5666,3148 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 160,453 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Waktu tinggal} &= 3 \text{ jam} \\ \text{Volume air} &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 160,453 \text{ m}^3/\text{jam} \times 3 \text{ jam} \\ &= 481,359 \text{ m}^3 \\ \text{Volume liquid} &= 80\% \text{ volume bak} \\ \text{Volume bak} &= \frac{481,36 \text{ m}^3}{80\%} \\ &= 601,69888 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Bak berbentuk persegi panjang dengn ratio :

$$\begin{aligned} \text{Panjang : Lebar : Tinggi} &= 5 \text{ x } 3 \text{ x } 2 \\ \text{Volume Bak} &= 5 \text{ m} \times 3 \text{ m} \times 2 \text{ m} \\ &= 30 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= 30 \text{ x}^3 \\ 601,69888 \text{ m}^3 &= 30 \text{ x}^3 \\ \text{x} &= 2,717 \text{ m} \end{aligned}$$

Dimensi bak air bersih :

$$\begin{aligned} \text{Panjang} &= 5 \text{ x } 30 \text{ m} = 150 \approx 150 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= 3 \text{ x } 30 \text{ m} = 90 \approx 90 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 2 \text{ x } 30 \text{ m} = 60 \approx 60 \text{ m} \end{aligned}$$

**Spesifikasi Bak Air Bersih**

- Bentuk : Persegi Panjang

- Panjang : 150 m
- Lebar : 90 m
- Tinggi : 60 m
- Bahan : Beton bertulang
- Jumlah : 1 Buah

### 3. Pompa Air Bersih (L-213)

Fungsi : Untuk memompakan air dari bak air bersih menuju bak klorinasi air sanitasi

Type : *Centrifugal Pump*

#### Dasar Perencanaan :

- rate aliran = 159759,88 kg/jam  
= 352206,63 lb/jam
- densitas ( $\rho$ ) air = 62,158 lb/ft<sup>3</sup>
- viskositas ( $\mu$ ) = 0,000538 lb/ft.detik  
= 1,93680 lb/ft.jam

#### Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{352206,63 \text{ lb/jam}}{62,158 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 5666,3148 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 1,574 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 706,50 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Diasumsikan aliran turbulen ( $N_{Re} > 4000$ ), maka :

$$\begin{aligned} \text{ID optimal} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers. 15, Timmerhaus, hal. 496}) \\ &= 3,9 \times 1,574^{0,45} \times 62,158^{0,13} \\ &= 8,18217 \text{ in} \\ &= 10 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi ID = 10 in sch 40 (Brownell, page.389)

Sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 10,8 \text{ in} = 0,89583 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 10 \text{ in} = 0,83499 \text{ ft} \\ \text{A} &= 11,9 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Laju aliran fluida (V)} = \frac{Q}{A}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1,574}{11,91} \\
 &= 0,13216 \text{ ft/detik} \\
 &= 475,761 \text{ ft/jam}
 \end{aligned}$$

**Cek jenis aliran fluida**

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,83499 \times 0,13216 \times 62,158}{0,000538} \\
 &= 12749,227
 \end{aligned}$$

Karena  $N_{Re} > 2100$ , maka jenis aliran fluida adalah turbulen flow

Ditentukan bahan pipa adalah *Commercial Steel*

Sehingga diperoleh :

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,00015 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0001509}{0,8350} = 0,00018$$

$$f = 0,004 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Direncanakan :

$$\text{Panjang pipa} = 100 \text{ ft}$$

$$\text{Elbow } 90^\circ = 2 \text{ buah}$$

$$\text{Le/D} = 35 \quad (\text{Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93})$$

$$\text{Le} = 35 \text{ ID}$$

$$= 35 \times 2 \times 0,834993 \text{ ft}$$

$$= 58,4495 \text{ m}$$

$$= 191,761 \text{ ft}$$

$$\text{Gate valve} = 1 \text{ buah} \quad (\text{Wide Open})$$

$$\text{Le/D} = 9 \quad (\text{Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93})$$

$$\text{Le} = 9 \text{ ID}$$

$$= 9 \times 1 \times 0,834993 \text{ ft}$$

$$= 7,51494 \text{ m}$$

$$= 24,655 \text{ ft}$$

$$\text{Tee} = 1 \text{ buah}$$

$$\text{Le/D} = 50 \quad (\text{Geankoplis, Tabel 2-10.1 Hal 93})$$

$$\text{Le} = 50 \text{ ID}$$

$$= 50 \times 1 \times 0,834993 \text{ ft}$$

$$= 41,7497 \text{ m}$$

$$= 136,972 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa total} &= \text{Pipa lurus} + \text{Elbow } 90^\circ + \text{Gate valve} + \text{Tee} \\
 &= 100 + 191,761162 + 24,655007 + 136,972
 \end{aligned}$$

$$= 453,388 \text{ ft}$$

$$= 5440,71 \text{ in}$$

### Menentukan Friction Loss

a. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned} F_f &= 4f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2 \cdot gc} \\ &= 0,02 \times \frac{453,388}{0,83499} \times \frac{0,0174652}{64,348} \\ &= 0,002358 \text{ lbt.ft/lbm} \end{aligned}$$

b. Kontraksi pada tangki

$$\begin{aligned} h_c &= K_c \times \frac{v^2}{2 \cdot gc} \\ &= 0,55 \times \frac{0,02}{64,3} \\ &= 0,00015 \text{ lbt.ft/lbm} \end{aligned}$$

c. Elbow 90°, 2 buah

$$K_f = 0,75 \text{ (Geankoplis, tabel 2.10-2, p. 99)}$$

$$\begin{aligned} h_f &= 2K_f \times \frac{v^2}{2 \cdot gc} \\ &= 1,5 \times \frac{0,02}{64,3} \\ &= 0,0004 \text{ lbt.ft/lbm} \end{aligned}$$

d. Gate valve wide open, 1 buah

$$K_f = 0,17 \text{ (Geankoplis, tabel 2.10-2, p. 99)}$$

$$\begin{aligned} h_f &= 1K_f \times \frac{v^2}{2 \cdot gc} \\ &= 0,17 \times \frac{0,02}{64,3} \\ &= 4,6E-05 \text{ lbt.ft/lbm} \end{aligned}$$

e. Sudden expansion

$$\begin{aligned} h_{ex} &= \left( 1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \times \frac{v^2}{2 \cdot a \cdot gc} \\ &= 1 \times \frac{0,02}{64,3} \\ &= 0,0003 \text{ lbt.ft/lbm} \end{aligned}$$

f. Tee, 1 buah

$$K_f = 1 \text{ (Geankoplis, tabel 2.10-2, p. 99)}$$

$$\begin{aligned}
 hf &= 1Kf \times \frac{v^2}{2 \cdot gc} \\
 &= 1 \times \frac{0,02}{64,3} \\
 &= 0,0003 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 \text{Total friksi } (\Sigma F) &= Ff + hc + \Sigma hf + hex \\
 &= 2E-03 + 1E-04 + 7E-04 + 3E-04 \\
 &= 0,00350 \text{ lbf.ft/jam}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Kestimbangan Mekanik

Direncanakan:

$$\Delta Z = 30 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb/ft}^2 \text{ (Karena } P_1=P_2)$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s (Fluida diam dalam tangki)}$$

$$v_2 = 0,13 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1 \text{ (Aliran turbulen)}$$

Sehingga Mechanical Energy Balance:

$$\frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot \alpha \cdot gc} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

(Geankoplis, Pers.2-7.28 Hal 64)

$$\frac{0,02^2 - 0}{2 \times 1 \times 32,2} + 30 \frac{32,17}{32,17} + 0 + 0,00350 = -W_s$$

$$-W_s = 30,0038$$

$$W_s = -30,0038 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Dari Fig.14.37 Hal.520, Petters &Timmerhause, didapatkan:

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 90\%$$

$$-W_s = \eta W_p$$

$$30,004 = 90\% \times W_p$$

$$W_p = 33,3375 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Pump horsepower} = \frac{W_p \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{33,3375 \times 1,574 \times 62,158}{550}$$

$$= 5,9302 \text{ Hp}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Pump HP}}{\eta \text{ pompa}} = \frac{5,9302}{90\%} = 6,59 \text{ Hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 84\% = 0,84$$

(Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521)



$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\
 &= \frac{6,589}{0,84} \\
 &= 7,84411 \text{ Hp} \quad \approx \quad 8 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

**Spesifikasi Pompa**

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 8 Hp
- Bahan : *Commerial Steel*
- Jumlah : 1 buah

**4. Kation Exchanger (D-210A)**

Fungsi = Untuk menghilangkan ion - ion positif yang menyebabkan kesadahan air. Resin yang digunakan adalah  $\text{RSO}_3\text{H}^+$

1 m<sup>3</sup> Resin = Menghilangkan 6500 - 9000 gr hardness

$$\begin{aligned}
 \text{Direncanakan memakai resin sebesar} &= 8000 \text{ g/m}^3 \\
 &= 0,49938 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

Bahan = Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316

Asumsi kesadahan TDS

$$\begin{aligned}
 \text{Total Kation} &= 50 \text{ mg/L} \\
 &= 0,00312 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

**Dasar perencanaan:**

$$\text{Rate aliran} = 2, \text{E}+05 \text{ kg/jam} = 348167,1903 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas} = 62,158 \text{ lb/ft}^3$$

**Perhitungan :**

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{348167,1903 \text{ lb/jam}}{62,1580 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 5601,33 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 1,5559 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 &= 732,000 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Menentukan kapasitas resin:

$$V_R = \frac{Q.t.TDS.15,45}{TEC.35,34.\eta} \quad (\text{Pure water care, hal.2})$$

$$V_R = \frac{Q.t.TDS. 0,4372}{TEC.\eta}$$

$$V_P = Q.t$$

$$V_R = \frac{V_P.TDS.0,4372}{TEC.\eta}$$

Volume kation

$$V_R = \frac{5601,3281 \times 24 \times 0,0031 \times 0,4372}{0,5 \times 90\%}$$

$$= 408,119 \text{ ft}^3$$

$$= 11556,7 \text{ L}$$

Diambil volume resin  $V_R = 11556,7 \text{ L}$  (Untuk lama waktu siklus 24 jam)  
 Sehingga untuk lama waktu siklus 1 tahun dibutuhkan resin sebanyak:

$$V_R = 11556,693 \text{ L} \times 330 \text{ hari}$$

$$= 3813709 \text{ L}$$

$$= 3813,709 \text{ m}^3$$

Direncanakan :

- tangki berbentuk silinder
- kecepatan air = 4 gpm/ft<sup>2</sup>
- tinggi bed = 2 m = 6,5616 ft

$$\text{Luas penampang tangki} = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{kecepatan air}}$$

$$= \frac{732,000 \text{ gpm}}{4 \text{ gpm/ft}^2}$$

$$= 183,000 \text{ ft}^2$$

$$\text{Volume bed} = \text{luas} \times \text{tinggi}$$

$$= 183,000 \times 6,5616$$

$$= 1200,773181 \text{ ft}^3 = 34,0023 \text{ m}^3$$

*Diameter bed,*

$$\text{Luas} = \pi/4 \times D^2$$

$$183,000 \text{ ft}^2 = 0,7850 \times D^2$$

$$D = 15,268 \text{ ft}$$

Direncanakan H/D

$$= 1,5$$

$$H = 1,5 \times D$$

$$= 1,5 \times 15,2683 \text{ ft}$$

$$= 22,902 \text{ ft}$$

*Volume tangki*

$$V = H \times A = 22,9025 \text{ ft} \times 183,000 \text{ ft}^2$$

$$= 4191,2 \text{ ft}^3$$

Diasumsikan : tiap galon air mengandung 3 *Grain Hardness* , maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Kandungan kation} &= 732,000 \quad \text{gpm} \times 3 \\
 &= 2196,00 \quad \text{grains/menit} \\
 &= 131760,0 \quad \text{grains/jam} \\
 \text{Hardness sebanyak} &= 34,00 \text{ m}^3 \quad \times 8000 \text{ g/m}^3 \\
 &= 272018,3533 \quad \text{gram} \\
 &= 4197841,6313 \quad \text{grain} \\
 \text{Umur Resin} &= \frac{4197841,6313}{131760,0418} = 31,8597 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

Jadi setelah 31,8597 jam, resin harus segera diregenerasi dengan menambahkan asam sulfat atau asam klorida.

### Spesifikasi Kation Exchanger

- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316
- Diameter : 15,26830 ft
- Tinggi : 22,90246 ft
- Jumlah : 1

### 5. Anion Exchanger (D-210B)

Fungsi = Untuk menghilangkan ion - ion negatif yang menyebabkan kesadahan air. Resin yang digunakan adalah  $\text{RCH}_2\text{N}(\text{CH}_3)_3\text{OH}$

$$\begin{aligned}
 \text{Direncanakan memakai resin sebesar} &= 8000 \text{ g/m}^3 \\
 &= 0,49938 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

Bahan = Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316

Asumsi kesadahan TDS

$$\begin{aligned}
 \text{Total Anion} &= 50 \text{ mg/L} \\
 &= 0,00312 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

#### Dasar perencanaan:

$$\text{Rate aliran} = 2, \text{E}+05 \text{ kg/jam} = 348167,1903 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas} = 62,158 \text{ lb/ft}^3$$

#### Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{348167,1903 \text{ lb/jam}}{62,1580 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 5601,33 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 1,5559 \text{ ft}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

$$= 732,00 \quad \text{gpm}$$

Penentuan kapasitas resin:

$$V_R = \frac{Q.t.TDS.15,45}{TEC.35,34.\eta} \quad (\text{Pure water care, hal.2})$$

$$V_R = \frac{Q.t.TDS. 0,4372}{TEC.\eta}$$

$$V_P = Q.t$$

$$V_R = \frac{V_P.TDS.0,4372}{TEC.\eta}$$

Volume anion

$$V_R = \frac{5601,3281 \quad \times \quad 24 \quad \times \quad 0,0031 \quad \times \quad 0,4372}{0,5 \quad \times \quad 90\%}$$

$$= 408,119 \text{ ft}^3$$

$$= 11556,7 \text{ L}$$

Diambil volume resin  $V_R = 11556,7 \text{ L}$  (Untuk lama waktu siklus 24 jam)

Sehingga untuk lama waktu siklus 1 tahun dibutuh resin sebanyak:

$$V_R = 11556,693 \text{ L} \times 330 \text{ hari}$$

$$= 3813709 \text{ L}$$

$$= 3813,7086 \text{ m}^3$$

Direncanakan :

- tangki berbentuk silinder
- kecepatan air  $= 4 \text{ gpm/ft}^2$
- tinggi bed  $= 2 \text{ m} = 6,5616 \text{ ft}$

$$\text{Luas penampang tangki} = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{kecepatan air}}$$

$$= \frac{732,000 \text{ gpm}}{4 \text{ gpm/ft}^2}$$

$$= 183,000 \text{ ft}^2$$

$$\text{Volume bed} = \text{luas} \times \text{tinggi}$$

$$= 183,000 \times 6,5616$$

$$= 1200,773181 \text{ ft}^3 = 34,0023 \text{ m}^3$$

Diameter bed ,

$$\text{Luas} = \pi/4 \times D^2$$

$$183,000 \text{ ft}^2 = 0,7850 \times D^2$$

$$D = 15,268 \text{ ft}$$

$$\text{Direncanakan H/D} = 1,5$$

$$\begin{aligned} H &= 1,5 \times D \\ &= 1,5 \times 15,2683 \text{ ft} \\ &= 22,902 \text{ ft} \end{aligned}$$

*Volume tangki*

$$\begin{aligned} V &= H \times A &= 22,9025 \text{ ft} \times 183,000 \text{ ft}^2 \\ & &= 4191,2 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Diasumsikan : tiap galon air mengandung 3 *Grain Hardness* , maka :

$$\begin{aligned} \text{Kandungan kation} &= 732,000 \text{ gpm} \times 3 \\ &= 2196,00 \text{ grains/menit} \\ &= 131760,0 \text{ grains/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Hardness sebanyak} &= 34,00 \text{ m}^3 \times 8000 \text{ g/m}^3 \\ &= 272018,3533 \text{ gram} \\ &= 4197841,6313 \text{ grain} \end{aligned}$$

$$\text{Umur Resin} = \frac{4197841,6313}{131760,0418} = 31,8597 \text{ jam}$$

Jadi setelah 31,8597 jam, resin harus segera diregenerasi dengan menambahkan asam sulfat atau asam klorida.

### **Spesifikasi Anion Exchanger**

- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316
- Diameter : 15,26830 ft
- Tinggi : 22,90246 ft
- Jumlah : 1

### **6. Bak Air Lunak (F-214)**

Fungsi : Menampung air lunak untuk didistribusikan ke proses, air umpan boiler, dan air pendingin

#### **Dasar Perencanaan :**

- rate aliran = 157898,95 kg/jam  
= 348104,03 lb/jam
- densitas ( $\rho$ ) air = 62,158 lb/ft<sup>3</sup>

#### **Perhitungan :**

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{348104,03 \text{ lb/jam}}{62,158 \text{ lb/ft}^3} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 5600,312 \quad \text{ft}^3/\text{jam} \\
 &= 158,584 \quad \text{m}^3/\text{jam} \\
 \text{Waktu tinggal} &= 3 \quad \text{jam} \\
 \text{Volume air} &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\
 &= 158,58 \text{ m}^3/\text{jam} \quad \times \quad 3 \quad \text{jam} \\
 &= 475,752 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume liquid} &= 80\% \quad \text{volume bak} \\
 \text{Volume bak} &= \frac{475,752}{80\%} \text{ m}^3 \\
 &= 594,69013 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan ratio :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang : Lebar : Tinggi} &= 5 \quad \times \quad 3 \quad \times \quad 2 \\
 \text{Volume Bak} &= 5 \text{ m} \quad \times \quad 3 \text{ m} \quad \times \quad 2 \text{ m} \\
 &= 30 \quad \text{m}^3
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bak} &= 30 \text{ x}^3 \\
 594,69013 \text{ m}^3 &= 30 \text{ x}^3 \\
 \text{x} &= 2,706 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dimensi bak air lunak :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang} &= 5 \times 2,706 \text{ m} &= 13,5319 &\approx 14 \text{ m} \\
 \text{Lebar} &= 3 \times 2,706 \text{ m} &= 8,11916 &\approx 8 \text{ m} \\
 \text{Tinggi} &= 2 \times 2,706 \text{ m} &= 5,41277 &\approx 5 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### Spesifikasi Bak Air Lunak

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 14 m
- Lebar : 8 m
- Tinggi : 5 m
- Bahan : Beton bertulang
- Jumlah : 1 Buah

## 7. Pompa Air Lunak (L-215)

Fungsi : Memompakan air menuju bak air pendingin dan ke bak umpan boiler

Type : *Centrifugal Pump*

Dasar Perencanaan :

- rate aliran = 157898,95 kg/jam  
= 348104,03 lb/jam
- densitas ( $\rho$ ) air = 62,158 lb/ft<sup>3</sup>

$$\begin{aligned}
 - \text{viskositas } (\mu) &= 0,000538 \quad \text{lb/ft.detik} \\
 &= 1,93680 \quad \text{lb/ft.jam}
 \end{aligned}$$

**Perhitungan :**

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{348104,03 \quad \text{lb/jam}}{62,158 \quad \text{lb/ft}^3} \\
 &= 5600,312 \quad \text{ft}^3/\text{jam} \\
 &= 1,556 \quad \text{ft}^3/\text{detik} \\
 &= 698,266 \quad \text{gpm}
 \end{aligned}$$

Diasumsikan aliran turbulen ( $N_{Re} > 4000$ ), maka :

$$\begin{aligned}
 \text{ID optimal} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496}) \\
 &= 3,9 \times 1,556^{0,45} \times 62,158^{0,13} \\
 &= 8,13914 \quad \text{in} \\
 &= 10 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi ID = 10 in sch 40 (Brownell, page.389)

Sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 10,8 \quad \text{in} = 0,89583 \quad \text{ft} \\
 \text{ID} &= 10 \quad \text{in} = 0,83499 \quad \text{ft} \\
 \text{A} &= 11,9 \quad \text{ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{1,556}{11,91} \\
 &= 0,13062 \quad \text{ft/detik} \\
 &= 470,219 \quad \text{ft/jam}
 \end{aligned}$$

**Cek jenis aliran fluida**

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{8,13914 \times 0,13062 \times 62,158}{0,000538} \\
 &= 122826,2194
 \end{aligned}$$

Karena  $N_{Re} > 2100$ , maka jenis aliran fluida adalah turbulen flow

Ditentukan bahan pipa adalah *Commercial Steel*

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned}
 \varepsilon &= 4,6 \times 10^{-5} \quad \text{m} = 0,00015 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88}) \\
 \underline{\varepsilon} &= \underline{0,0001509} = 0,00002
 \end{aligned}$$

$$D = \frac{8,1391}{12}$$

$$f = 0,004$$

(Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

#### D. Menentukan panjang pipa

Asumsi

$$\text{Panjang pipa} = 200 \text{ ft}$$

$$\text{Elbow } 90^\circ = 2 \text{ buah}$$

$$\text{Le/D} = 35$$

$$\text{Le} = 35 \times \text{ID}$$

$$= 58,4495 \text{ m}$$

$$= 191,761 \text{ ft}$$

$$\text{Gate valve} = 2 \text{ buah}$$

$$\text{Le/D} = 9$$

$$\text{Le} = 9 \times \text{ID}$$

$$= 15,0299 \text{ m}$$

$$= 49,31 \text{ ft}$$

$$\text{Globe Valve} = 1 \text{ buah}$$

$$\text{Le/D} = 300$$

$$\text{Le} = 300 \times \text{ID}$$

$$= 250,498 \text{ m}$$

$$= 821,834 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total} = \text{Pipa lurus} + \text{Elbow } 90^\circ + \text{Gate valve} + \text{Globe Valve}$$

$$= 200 + 191,761162 + 49,310013 + 821,83355$$

$$= 1262,9 \text{ ft}$$

$$= 15155 \text{ in}$$

#### Menentukan Friction Loss

a. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2 \cdot g_c}$$

$$= 0,02 \times \frac{1262,9}{0,83499} \times \frac{0,02}{64,3}$$

$$= 0,0064 \text{ lbt.ft/lbm}$$

b. Kontraksi pada tangki

$$h_c = K_c \times \frac{v^2}{2 \cdot g_c}$$

$$= 0,55 \times \frac{0,02}{64,3}$$

$$= 0,00015 \text{ lbt.ft/lbm}$$

c. Elbow 90°, 2 buah

$$K_f = 0,75 \text{ (Geankoplis, tabel 2.10-2, p. 99)}$$



$$\begin{aligned}
 hf &= 2Kf \times \frac{v^2}{2 \cdot gc} \\
 &= 1,5 \times \frac{0,02}{64,3} \\
 &= 0,0004 \text{ lbt.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

d. Gate valve wide open, 2 buah

$$Kf = 0,17 \text{ (Geankoplis, tabel 2.10-2, p. 99)}$$

$$\begin{aligned}
 hf &= 2Kf \times \frac{v^2}{2 \cdot gc} \\
 &= 0,34 \times \frac{0,02}{64,3} \\
 &= 0,0001 \text{ lbt.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

e. Sudden expansion

$$\begin{aligned}
 hex &= \left( 1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \times \frac{v^2}{2 \cdot a \cdot gc} \\
 &= 1 \times \frac{0,01706}{64,348} \\
 &= 0,0003 \text{ lbt.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

f. Globe valve, 1 buah

$$Kf = 6 \text{ (Geankoplis, tabel 2.10-2, p. 99)}$$

$$\begin{aligned}
 hf &= 1Kf \times \frac{v^2}{2 \cdot gc} \\
 &= 6 \times \frac{0,01706}{64,348} \\
 &= 0,0016 \text{ lbt.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 \text{Total friksi } (\Sigma F) &= Ff + hc + \Sigma hf + hex \\
 &= 6E-03 + 1E-04 + 2E-03 + 3E-04 \\
 &= 0,00891 \text{ lbf.ft/jam}
 \end{aligned}$$

Direncanakan:

$$\Delta Z = 40 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb/ft}^2 \text{ (Karena } P_1 = P_2 \text{)}$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s (Fluida diam dalam tangki)}$$

$$v_2 = 0,13 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1 \text{ (Aliran turbulen)}$$

Sehingga Mechanical Energy Balance:

$$\frac{V_2^2}{2 \cdot a \cdot gc} - \frac{V_1^2}{2 \cdot a \cdot gc} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

(Geankoplis, Pers.2-7.28 Hal 64)

$$\frac{0,02}{2} \times \frac{0}{1} \times \frac{0}{32,2} + 40 \frac{32,17}{32,17} + 0 + 0,00891 = - W_s$$

$$- W_s = 40,0092$$

$$W_s = -40,0092 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Dari Fig.14.37 Hal.520, Petters &Timmerhause, didapatkan:

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 90\%$$

$$- W_s = \eta W_p$$

$$40,009 = 90\% \times W_p$$

$$W_p = 44,4546 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Pump horsepower} = \frac{W_p \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{44,4546 \times 1,556 \times 62,158}{550}$$

$$= 7,8156 \text{ Hp}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Pump HP}}{\eta \text{ pompa}} = \frac{7,8156}{90\%} = 8,68 \text{ Hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 87 \% = 0,87 \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521})$$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{8,684}{0,87}$$

$$= 9,98158 \text{ Hp} \approx 10 \text{ Hp}$$

### Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 10 Hp
- Bahan : *Commercial Steel*
- Jumlah : 1 buah

### 8. Deaerator (D-224)

Fungsi = Untuk menghilangkan gas dalam air umpan boiler

Tipe = Silinder Horizontal

Dasar perencanaan:

$$\text{Rate aliran} = 1276,9712 \text{ kg/jam}$$

$$= 2815,7216 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas} = 1 \text{ g/cm}^3$$

$$= 62,158 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,000538 \text{ lb/ft.detik}$$

$$= 1,9368 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\begin{aligned} \text{A. Rate Volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{2815,7216}{62,157971} \end{aligned}$$

$$= 45,2994 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 1,28875 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{Volume air} = \text{Rate volumetrik} \times \text{Waktu tinggal}$$

$$= 1,28875 \times 1$$

$$= 1,28875 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume liquid} = 80\% \text{ Volume bak}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{1,2887}{80\%}$$

$$= 1,61093 \text{ m}^3$$

Menentukan dimensi tangki

$$\text{Volume tangki} = 1/4 \pi \text{ Di}^2 \text{ Ls}$$

$$\text{Diasumsikan, L} = 1.5\text{Di}$$

Sehingga:

$$\text{Volume tangki} = 1/4 \pi \text{ Di}^2 \text{ Ls}$$

$$1,6109333 \text{ ft}^3 = 1/4 \times 3.14 \times (\text{Di})^2 \times 1.5\text{Di}$$

$$1,6109333 \text{ ft}^3 = 1,1775 \text{ Di}^3$$

$$\text{Di}^3 = 1,3681 \text{ ft}^3$$

$$\text{Di} = 1,11013$$

Jadi, tinggi tangki adalah

$$\text{Ls} = 1.5 \times 4.28368$$

$$= 1,665188781 \text{ ft}$$

Menentukan tinggi tutup (h)

$$h = 0.196\text{Di}$$

$$= 0.196 \times 4.28368$$

$$= 0,21758 \text{ ft}$$

$$\text{Sehingga, total tinggi tangki ad:} = \text{Ls} + 2(\text{h})$$

$$= 2,1003581 \text{ ft}$$

### Spesifikasi Alat:

$$\text{Bentuk} = \text{Silinder Horizontal}$$

$$\text{Tinggi} = 2,100 \text{ ft}$$

$$\text{Di} = 1,11013 \text{ ft}$$

Bahan = Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316  
 Jumlah = 1 buah

### 9. Bak Air Umpan Boiler (F-218)

Fungsi : Menampung air umpan boiler untuk didistribusikan ke Boiler

#### Dasar Perencanaan :

- rate aliran = 1276,97 kg/jam  
 = 2815,21 lb/jam
- densitas ( $\rho$ ) air = 62,158 lb/ft<sup>3</sup>

#### Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{2815,21 \text{ lb/jam}}{62,158 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 45,291228 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 1,283 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Waktu tinggal} &= 3 \text{ jam} \\ \text{Volume air} &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 1,28 \text{ m}^3/\text{jam} \times 3 \text{ jam} \\ &= 3,84754 \text{ m}^3 \\ \text{Volume liquid} &= 80\% \text{ volume bak} \\ \text{Volume bak} &= \frac{3,848 \text{ m}^3}{80\%} \\ &= 4,809 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Bak berbentuk persegi panjang dengn ratio :

$$\begin{aligned} \text{Panjang : Lebar : Tinggi} &= 5 \text{ x } 3 \text{ x } 2 \\ \text{Volume Bak} &= 5 \text{ m} \times 3 \text{ m} \times 2 \text{ m} \\ &= 30 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= 30 \text{ x}^3 \\ 4,8094189 \text{ m}^3 &= 30 \text{ x}^3 \\ \text{x} &= 0,543 \text{ m} \end{aligned}$$

Dimensi bak air lunak :

$$\begin{aligned} \text{Panjang} &= 5 \text{ x } 0,54324 \text{ m} = 2,71619 \approx 3 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= 3 \text{ x } 0,54324 \text{ m} = 1,62972 \approx 2 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 2 \text{ x } 0,54324 \text{ m} = 1,08648 \approx 1 \text{ m} \end{aligned}$$

**Spesifikasi Bak Air Umpan Boiler**

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 3 m
- Lebar : 2 m
- Tinggi : 1 m
- Bahan : Beton bertulang
- Jumlah : 1 Buah

**10. Pompa Air Umpan Boiler ke Boiler (L-219)**

Fungsi : Memompakan air umpan menuju Boiler

Type : *Centrifugal Pump*

**Dasar Perencanaan :**

- rate aliran = 1276,97 kg/jam  
= 2815,21 lb/jam
- densitas ( $\rho$ ) air = 62,158 lb/ft<sup>3</sup>
- viskositas ( $\mu$ ) = 0,000538 lb/ft.detik  
= 1,93680 lb/ft.jam

**Perhitungan :**

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{2815,21}{62,158} \text{ lb/jam} \\
 &= 45,291228 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,013 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 &= 5,647 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Diasumsikan aliran turbulen ( $N_{Re} > 2100$ ), maka :

$$\begin{aligned}
 \text{ID optimal} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496}) \\
 &= 3,9 \times 0,013^{0,45} \times 62,158^{0,13} \\
 &= 0,9313 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi ID = 1 in sch 40 (Kern, Table 11 hal 844)

Sehingga diperoleh :

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,11 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in} = 0,08742 \text{ ft}$$

$$A = 0,02326 \text{ ft}^2$$

$$\text{Laju aliran fluida (V)} = \frac{Q}{A}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{0,013}{0,02326} \\
 &= 0,54079 \quad \text{ft/detik} \\
 &= 1946,85 \quad \text{ft/jam}
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,11 \times 0,54079 \times 62,158}{0,000538} \\
 &= 6872,8488
 \end{aligned}$$

Karena  $N_{Re} > 2100$ , maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Commercial Steel

Sehingga diperoleh :

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,00015 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0001509}{0,1100} = 0,00137$$

$$f = 0,0062 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

### Menentukan panjang pipa

Asumsi

$$\text{Panjang pipa} = 100 \text{ ft}$$

$$\text{Elbow } 90^\circ = 2 \text{ buah}$$

$$Le/D = 35$$

$$Le = 35 \times ID$$

$$= 6,11917 \text{ m}$$

$$= 20,0758 \text{ ft}$$

$$\text{Gate valve} = 1 \text{ buah}$$

$$Le/D = 9$$

$$Le = 9 \times ID$$

$$= 0,78675 \text{ m}$$

$$= 2,58117 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total} = \text{Pipa lurus} + \text{Elbow } 90^\circ + \text{Gate valve}$$

$$= 100 + 20,075762 + 2,5811694$$

$$= 122,657 \text{ ft}$$

$$= 1471,9 \text{ in}$$

### Menentukan panjang pipa

a. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2 \cdot gc}$$

$$= 0,02 \times \frac{122,657}{0,08742} \times \frac{0,29}{64,3}$$

$$= 0,1582 \text{ lbt.ft/lbm}$$

b. Kontraksi pada tangki

$$h_c = K_c \times \frac{v^2}{2 \cdot g_c}$$

$$= 0,55 \times \frac{0,29246}{64,348}$$

$$= 0,00250 \text{ lbt.ft/lbm}$$

c. Elbow 90°, 2 buah

$$K_f = 0,75 \text{ (Geankoplis, tabel 2.10-2, p. 99)}$$

$$h_f = 2K_f \times \frac{v^2}{2 \cdot g_c}$$

$$= 1,5 \times \frac{0,29246}{64,348}$$

$$= 0,0068 \text{ lbt.ft/lbm}$$

d. Gate valve wide open, 1 buah

$$K_f = 0,17 \text{ (Geankoplis, tabel 2.10-2, p. 99)}$$

$$h_f = 2K_f \times \frac{v^2}{2 \cdot g_c}$$

$$= 0,34 \times \frac{0,29246}{64,348}$$

$$= 0,0015 \text{ lbt.ft/lbm}$$

e. Sudden expansion

$$h_{ex} = \left( 1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \times \frac{v^2}{2 \cdot a \cdot g_c}$$

$$= 1 \times \frac{0,29}{64,3}$$

$$= 0,0045 \text{ lbt.ft/lbm}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Total friksi } (\sum F) &= F_f + h_c + \sum h_f + h_{ex} \\ &= 2E-01 + 2E-03 + 8E-03 + 5E-03 \\ &= 0,17356 \text{ lbf.ft/jam} \end{aligned}$$

### Menentukan Kestimbangan Mekanik

Direncanakan:

$$\Delta Z = 30 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb/ft}^2 \text{ (Karena } P_1 = P_2)$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s (Fluida diam dalam tangki)}$$

$$v_2 = 0,54 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1 \text{ (Aliran turbulen)}$$

Sehingga Mechanical Energy Balance:

$$\frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \cdot a \cdot gc} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{0,29}{64,348} + 30 \frac{32,174}{32,174} + \frac{0}{62,158} + 0,17 + W_s = 0$$

$$4,5E-03 + 30 + 0 + 0,17 + W_s = 0$$

$$3,02E+01 + W_s = 0$$

$$W_s = -30,18 \text{ lbt.ft/lbm}$$

Dari figure 14.37, Halaman 520 Petters & Timmerhouse didapatkan:

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 0,90$$

$$W_s = -\eta W_p$$

$$-30,18 = -0,90 W_p$$

$$W_p = 33,53 \text{ lbt.ft/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Pump horsepower} &= W_p \times Q \times \rho \\ &= 33,53 \times 0,01 \times 62,158 \\ &= 26,22 \text{ lbf. Ft/s} \\ &= 0,05 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{\text{Pump HP}}{\eta \text{ motor}} \\ &= \frac{0,05}{0,45} \end{aligned}$$

$$= 0,11 \text{ Hp}$$

$$\text{h motor} = 80\%$$

$$= 0,80$$

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\ &= \frac{0,11}{80\%} \\ &= 0,13 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\gg 1 \text{ Hp}$$

### Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 1 Hp
- Bahan : *Commercial Steel*
- Jumlah : 1 buah

## 11. Bak Air Pendingin (F-216)



Fungsi = Untuk menampung air pendingin untuk didistribusikan ke peralatan

Dasar perencanaan:

$$\text{Rate aliran} = 1276,97 \text{ kg/jam} = 2815,7216 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas} = 62,158 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{2815,7216}{62,158} \\ &= 45,2994 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 1,28875 \text{ m}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 12 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{Waktu tinggal} \\ &= 1,288746664 \times 12 \\ &= 15,46495997 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume liquid} = 80\% \text{ Volume bak}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= \frac{15,465}{80\%} \\ &= 19,3312 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Bak berbentuk persegi panjang

$$\text{Panjang} : \text{Lebar} : \text{Tinggi} = 5 \times 3 \times 2$$

$$\text{Volume bak} = \# \text{ m}^3$$

Sehingga

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= 30 x^3 \\ 19,3312 &= 30 x^3 \\ x^3 &= 0,64 \text{ m}^3 \\ x &= 0,86 \text{ m} \end{aligned}$$

Jadi, dimensi bak sedimentasi adalah:

$$\text{Panjang} = 5 \times 0,86 = 4 = 4 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 3 \times 0,86 = 3 = 3 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 2 \times 0,86 = 2 = 2 \text{ m}$$

**Spesifikasi Alat:**

Bentuk = Persegi panjang

Panjang = 4 m

Lebar = 3 m

Tinggi = 2 m

Bahan = Beton bertulang

Jumlah = 1 buah

## 12. Pompa Air Pendingin (L-217)

Fungsi = Untuk memompa air pendingin menuju ke peralatan

Tipe = Pompa Sentrifugal

**Dasar perencanaan:**

- rate aliran	=	1276,97	kg/jam
	=	2815,21	lb/jam
- densitas ( $\rho$ ) air	=	62,158	lb/ft <sup>3</sup>
- viskositas ( $\mu$ )	=	0,000538	lb/ft.detik
	=	1,93680	lb/ft.jam

**Perhitungan :**

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{2815,21}{62,158} \quad \text{lb/jam} \\ &= 45,291228 \quad \text{ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,013 \quad \text{ft}^3/\text{detik} \\ &= 5,647 \quad \text{gpm} \end{aligned}$$

Diasumsikan aliran turbulen ( $N_{Re} > 2100$ ), maka :

$$\begin{aligned} \text{ID optimal} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496}) \\ &= 3,9 \times 0,013^{0,45} \times 62,158^{0,13} \\ &= 0,9313 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi ID = 1 in sch 40 (Kern, Table 11 hal 844)

Sehingga diperoleh :

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,11 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in} = 0,08742 \text{ ft}$$

$$A = 0,02326 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,013}{0,02326} \\ &= 0,54079 \quad \text{ft/detik} \\ &= 1946,85 \quad \text{ft/jam} \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\ &= 0,11 \times 0,54079 \times 62,158 \end{aligned}$$

$$= \frac{0,000538}{6872,8488}$$

Karena  $N_{Re} > 2100$ , maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Commercial Steel

Sehingga diperoleh :

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,00015 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0001509}{0,1100} = 0,00137$$

$$f = 0,0125 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

### Menentukan panjang pipa

Asumsi:

$$\text{Panjang pipa} = 100 \text{ ft}$$

$$\text{Elbow } 90^\circ = 1 \text{ buah}$$

$$Le/D = 35$$

$$\begin{aligned} Le &= 35 \times ID \\ &= 3,05958 \text{ m} \\ &= 10,0379 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Gate valve} = 1 \text{ buah}$$

$$Le/D = 9$$

$$\begin{aligned} Le &= 9 \times ID \\ &= 0,78675 \text{ m} \\ &= 2,58117 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total} &= \text{Pipa lurus} + \text{Elbow } 90^\circ + \text{Gate valve} \\ &= 100 + 10,037881 + 2,5811694 \\ &= 112,619 \text{ ft} \\ &= 1351,44 \text{ in} \end{aligned}$$

### Menentukan Friction Loss

a. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned} F_f &= 4f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2 \cdot gc} \\ &= 0,05 \times \frac{112,619}{0,08742} \times \frac{0,29246}{64,348} \\ &= 0,2928 \text{ lbt.ft/lbm} \end{aligned}$$

b. Kontraksi pada tangki

$$\begin{aligned} h_c &= K_c \times \frac{v^2}{2 \cdot gc} \\ &= 0,55 \times \frac{0,29}{64,348} \end{aligned}$$

$$0,00250 \times \frac{v^2}{64,3}$$

$$= 0,00250 \text{ lbt.ft/lbm}$$

c. Elbow 90°, 1 buah

$$K_f = 0,75 \text{ (Geankoplis, tabel 2.10-2, p. 99)}$$

$$h_f = 1K_f \times \frac{v^2}{2 \cdot g_c}$$

$$= 0,75 \times \frac{0,29}{64,3}$$

$$= 0,0034 \text{ lbt.ft/lbm}$$

d. Gate valve wide open, 1 buah

$$K_f = 0,17 \text{ (Geankoplis, tabel 2.10-2, p. 99)}$$

$$h_f = 1K_f \times \frac{v^2}{2 \cdot g_c}$$

$$= 0,17 \times \frac{0,29}{64,3}$$

$$= 0,0008 \text{ lbt.ft/lbm}$$

e. Sudden Expansion

$$h_{ex} = \left( 1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \times \frac{v^2}{2 \cdot a \cdot g_c}$$

$$= 1 \times \frac{0,29}{64,3}$$

$$= 0,0045 \text{ lbt.ft/lbm}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Total friksi } (\Sigma F) &= F_f + h_c + \Sigma h_f + h_{ex} \\ &= 3E-01 + 2E-03 + 4E-03 + 5E-03 \\ &= 0,30399 \text{ lbf.ft/jam} \end{aligned}$$

### Menentukan Kesetimbangan Mekanik

Direncanakan:

$$\Delta Z = 30 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb/ft}^2 \text{ (Karena } P_1 = P_2)$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s (Fluida diam dalam tangki)}$$

$$v_2 = 0,29 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1 \text{ (Aliran turbulen)}$$

Sehingga Mechanical Energy Balance:

$$\frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \cdot a \cdot g_c} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{0,09}{64,348} + 30 \frac{32,174}{32,174} + \frac{0}{62,158} + 0,30 + W_s = 0$$

$$1,3E-03 + 30 + 0 + 0,3 + W_s = 0$$

$$3,03E+01 + W_s = 0$$

$$W_s = -30,31 \text{ lbt.ft/lbm}$$

Dari figure 14.37, Halaman 520 Petters & Timmerhouse didapatkan:

Efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 0,90

$$W_s = - \eta W_p$$

$$-30,31 = - 0,90 W_p$$

$$W_p = 33,67 \text{ lbt.ft/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Pump horsepower} &= W_p \times Q \times \rho \\ &= 33,67 \times 0,01 \times 62,158 \\ &= 26,33 \text{ lbf. Ft/s} \\ &= 0,05 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Pump HP}}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{0,05}{0,45}$$

$$= 0,11 \text{ Hp}$$

$$\begin{aligned} h \text{ motor} &= 84\% \\ &= 0,84 \end{aligned}$$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{0,11}{84\%}$$

$$= 0,13 \text{ Hp} \quad \gg 1 \text{ Hp}$$

#### Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 1 Hp
- Bahan : *Commerical Steel*
- Jumlah : 1 buah

### 13. Cooling Tower (P-220)

Fungs= Mendinginkan air yang akan digunakan untuk peralatan

#### Dasar Perencanaan:

$$\text{- rate aliran} = 1276,97 \text{ kg/jam}$$

$$= 2815,21 \text{ lb/jam}$$

$$\text{- densitas } (\rho) \text{ air} = 62,158 \text{ lb/ft}^3$$

#### Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{2815,21 \text{ lb/jam}}{62,158 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 1,76836 \text{ m}^3/\text{detik} \\
 &= 793,748 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

$$\text{- Suhu wet bulb udara} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 77 \text{ F}$$

$$\text{- Suhu air masuk tower} = 60 \text{ }^\circ\text{C} = 140 \text{ F}$$

$$\text{- Suhu air pendingin} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ F}$$

Dari Perry's 7th ed, fig 12-14, hal. 12-16, didapatkan konsentrasi 3.0 gal/m.ft<sup>2</sup>

Sehingga luas yang dibutuhkan adalah:

$$A = \frac{793,748}{3}$$

$$= 264,583 \text{ ft}^2$$

Menghitung diameter:

$$\text{Luas} = \pi/4 \times d^2$$

$$264,583 = 3.14/4 \times d^2$$

$$264,583 = 0.7850 \times d^2$$

$$d^2 = 337,0478$$

$$d = 18,358862 \text{ ft}$$

Menghitung volume:

Direncanakan tinggi tower = 3d

$$\text{Maka, L} = 3 \times 18,3589$$

$$= 55,076585 \text{ ft}$$

$$\text{Volume} = (\pi/4) \times d^2 \times L$$

$$= 0,785 \times 337,048 \times 55,076585$$

$$= 14572,302 \text{ ft}^3$$

Dari Perry's 7th ed, fig 12-15, hal. 12-17, didapatkan:

Standar Power Performance adalah 90%, maka:

$$\frac{\text{Hp fan}}{\text{Luas area tower (ft}^2\text{)}} = 0,035 \text{ Hp/ft}^2$$

Sehingga,

$$\text{Hp fan} = 0,035 \times 264,583$$

$$= 9,2603882 \text{ Hp} \gg 10 \text{ Hp}$$

**Spesifikasi Alat:**

Tipe = Induced Draft Tower

Diameter = 18,3589 ft

Tinggi = 55,0766 ft  
 Daya = 10 Hp  
 Jumlah = 1 buah

#### 14. Bak Klorinasi (F-221)

Fungsi = Sebagai tempat air bersih dan disinfektan bercampur sebelum digunakan sebagai air sanitasi

##### Dasar perencanaan:

- rate aliran = 1860,93 kg/jam  
 = 4102,60 lb/jam  
 - densitas ( $\rho$ ) air = 62,158 lb/ft<sup>3</sup>

##### Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) =  $\frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}}$   
 =  $\frac{4102,60 \text{ lb/jam}}{62,158 \text{ lb/ft}^3}$   
 = 66,0028 ft<sup>3</sup>/jam  
 = 1,87775 m<sup>3</sup>/detik  
 = 29625,996 gpm

Waktu tinggal = 12 jam  
 Volume air = Rate volumetrik x Waktu tinggal  
 = 1,88 x 12  
 = 22,53294607 m<sup>3</sup>  
 Volume liquid = 80% Volume bak  
 Volume bak =  $\frac{22,5329}{80\%}$   
 = 28,1662 m<sup>3</sup>

Bak berbentuk persegi panjang

Panjang : Lebar : Tinggi = 5 x 3 x 2

Volume bak = 30 m<sup>3</sup>

Sehingga

Volume bak = 30 x<sup>3</sup>

28,166183 = 30 x<sup>3</sup>

x<sup>3</sup> = 0,94 m<sup>3</sup>

x = 0,98 m

Jadi, dimensi bak sedimentasi adalah:

Panjang = 5 x 0,98 = 4,9 = 5 m

Lebar = 3 x 0,98 = 2,94 = 3 m

$$\text{Tinggi} = 2 \times 0,98 = 1,96 = 2 \text{ m}$$

Perhitungan kebutuhan Gas Klorin

Klorin tidak hanya diperuntukkan sebagai disinfektan untuk membunuh kuman, akan tetapi dapat digunakan juga sebagai oksidan dan pengontrol warna dan bau dari air.

$$A = \frac{B \times C}{1000000}$$

Keterangan :

A = Jumlah residu klorin yang diberikan (kg/hari)

B = Dosis residu klorin yang dikehendaki (ppm)

C = Jumlah air yang diklorinasi per hari (liter)

$$\begin{aligned} A &= \frac{1 \times 44856}{1000000} \\ &= 0,044856 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

#### Spesifikasi Alat:

Bentuk = Persegi panjang

Panjang = 5 m

Lebar = 3 m

Tinggi = 2 m

Bahan = Beton bertulang

Jumlah = 1 buah

#### 15. Pompa Klorinasi (L-222)

Fungsi = Untuk memompa air dari bak klorinasi ke bak air sanitasi

Tipe = Pompa Sentrifugal

#### Dasar Perencanaan:

- rate aliran = 1860,93 kg/jam
- = 4102,60 lb/jam
- densitas ( $\rho$ ) air = 62,158 lb/ft<sup>3</sup>
- viskositas ( $\mu$ ) = 0,000538 lb/ft.detik
- = 1,93680 lb/ft.jam

#### Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{4102,60}{62,158} \text{ lb/jam} \\ &= 66,002755 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$



$$= 0,018 \quad \text{ft}^3/\text{detik}$$

$$= 8,229 \quad \text{gpm}$$

Diasumsikan aliran turbulen ( $N_{Re} > 2100$ ), maka :

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers. 15, Timmerhaus, hal. 496})$$

$$= 3,9 \times 0,018^{0,45} \times 62,158^{0,13}$$

$$= 1,10328 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 1 \text{ in sch 40} \quad (\text{Kern, Table 11 hal 844})$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,11 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in} = 0,08742 \text{ ft}$$

$$A = 0,02326 \text{ ft}^2$$

$$\text{Laju aliran fluida (V)} = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,018}{0,02326}$$

$$= 0,78809 \text{ ft/detik}$$

$$= 2837,14 \text{ ft/jam}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$N_{Re} = \frac{D \times V \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,08742 \times 0,78809 \times 62,158}{0,000538}$$

$$= 7959,5097$$

Karena  $N_{Re} > 2100$ , maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Commercial Steel

Sehingga diperoleh :

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,00015 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0001509}{0,0874} = 0,00173$$

$$f = 0,0125 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

### Menentukan panjang pipa

Asumsi:

$$\text{Panjang pipa} = 100 \text{ ft}$$

$$\text{Elbow } 90^\circ = 1 \text{ buah}$$

$$\text{Le/D} = 35$$

$$\text{Le} = 35 \times \text{ID}$$

$$= 3,05958 \text{ m}$$

$$= 10,0379 \text{ ft}$$

$$\text{Gate valve} = 1 \text{ buah}$$

$$\text{Le/D} = 9$$

$$\begin{aligned} \text{Le} &= 9 \times \text{ID} \\ &= 0,78675 \text{ m} \\ &= 2,58117 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total} &= \text{Pipa lurus} + \text{Elbow } 90^\circ + \text{Gate valve} \\ &= 100 + 10,037881 + 2,5811694 \\ &= 112,619 \text{ ft} \\ &= 1351,44 \text{ in} \end{aligned}$$

### Menentukan Friction Loss

a. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned} F_f &= 4f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2 \cdot g_c} \\ &= 0,05 \times \frac{112,619}{0,08742} \times \frac{0,62109}{64,348} \\ &= 0,6217 \text{ lbt.ft/lbm} \end{aligned}$$

b. Kontraksi pada tangki

$$\begin{aligned} h_c &= K_c \times \frac{v^2}{2 \cdot g_c} \\ &= 0,55 \times \frac{0,62}{64,3} \\ &= 0,00531 \text{ lbt.ft/lbm} \end{aligned}$$

c. Elbow  $90^\circ$ , 1 buah

$$K_f = 0,75 \text{ (Geankoplis, tabel 2.10-2, p. 99)}$$

$$\begin{aligned} h_f &= 1K_f \times \frac{v^2}{2 \cdot g_c} \\ &= 0,75 \times \frac{0,62}{64,3} \\ &= 0,0072 \text{ lbt.ft/lbm} \end{aligned}$$

d. Gate valve wide open, 1 buah

$$K_f = 0,17 \text{ (Geankoplis, tabel 2.10-2, p. 99)}$$

$$\begin{aligned} h_f &= 1K_f \times \frac{v^2}{2 \cdot g_c} \\ &= 0,17 \times \frac{0,62}{64,3} \\ &= 0,0016 \text{ lbt.ft/lbm} \end{aligned}$$

e. Sudden Expansion

$$h_{ex} = \left( 1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \times \frac{v^2}{2 \cdot g_c}$$

$$\begin{aligned} & \left( \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot a \cdot g_c} \right) \cdot \rho \cdot A_2 \\ &= 1 \times \frac{0,62}{64,3} \\ &= 0,0097 \text{ lbt.ft/lbm} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Total friksi } (\Sigma F) &= F_f + h_c + \Sigma h_f + h_{ex} \\ &= 6E-01 + 5E-03 + 9E-03 + 1E-02 \\ &= 0,64558 \text{ lbf.ft/jam} \end{aligned}$$

### Menentukan Kesetimbangan Mekanik

Direncanakan:

$$\begin{aligned} \Delta Z &= 30 \text{ ft} \\ \Delta P &= 0 \text{ lb/ft}^2 \text{ (Karena } P_1=P_2) \\ v_1 &= 0 \text{ ft/s (Fluida diam dalam tangki)} \\ v_2 &= 0,79 \text{ ft/s} \\ \alpha &= 1 \text{ (Aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Sehingga Mechanical Energy Balance:

$$\begin{aligned} \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \cdot a \cdot g_c} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s &= 0 \\ \frac{0,62}{64,348} + 30 \frac{32,174}{32,174} + \frac{0}{62,158} + 0,65 + W_s &= 0 \\ 9,7E-03 + 30 + 0 + 0,65 + W_s &= 0 \\ 3,07E+01 + W_s &= 0 \\ W_s &= -30,66 \text{ lbt.ft/lbm} \end{aligned}$$

Dari figure 14.37, Halaman 520 Petters & Timmerhouse didapatkan:

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi pompa } (\eta) &= 0,90 \\ W_s &= -\eta W_p \\ -30,66 &= -0,90 W_p \\ W_p &= 34,06 \text{ lbt.ft/lbm} \\ \text{Pump horsepower} &= W_p \times Q \times \rho \\ &= 34,06 \times 0,02 \times 62,158 \\ &= 38,82 \text{ lbf. Ft/s} \\ &= 0,07 \text{ Hp} \\ \text{BHP} &= \frac{\text{Pump HP}}{\eta \text{ motor}} \\ &= \frac{0,07}{0,45} \\ &= 0,16 \text{ Hp} \\ \text{h motor} &= 84\% \\ &= 0,84 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\
 &= \frac{0,16}{84\%} \\
 &= 0,19 \text{ Hp} \quad \gg 1 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

### Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 1 Hp
- Bahan : *Commercial Steel*
- Jumlah : 1 buah

### 16. Bak Air Sanitasi (F-223)

Fungsi = Untuk menampung air sanitasi

#### Dasar Perencanaan:

- rate aliran = 1860,93 kg/jam  
= 4102,60 lb/jam
- densitas ( $\rho$ ) air = 62,158 lb/ft<sup>3</sup>

#### Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{4102,60 \text{ lb/jam}}{62,158 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 66,002755 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 1,87775 \text{ m}^3/\text{detik} \\
 &= 0,018 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 &= 8,229 \text{ gpm} \\
 \text{Waktu tinggal} &= 12 \text{ jam} \\
 \text{Volume air} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{Waktu tinggal} \\
 &= 1,877745506 \times 12 \\
 &= 22,53294607 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume liquid} &= 80\% \text{ Volume bak} \\
 \text{Volume bak} &= \frac{22,5329}{80\%} \\
 &= 28,1662 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Bak berbentuk persegi panjang

Panjang : Lebar : Tingg = 5 x 3 x 2

$$\text{Volume bak} = \# \text{ m}^3$$

Sehingga

$$\text{Volume bak} = 30 x^3$$

$$28,166183 = 30 x^3$$

$$x^3 = 0,94 \text{ m}^3$$

$$x = 0,98 \text{ m}$$

Jadi, dimensi bak sedimentasi adalah:

$$\text{Panjang} = 5 \times 0,98 = 4,9 = 5 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 3 \times 0,98 = 2,94 = 3 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 2 \times 0,98 = 1,96 = 2 \text{ m}$$

#### Spesifikasi Alat:

Bentuk = Persegi panjang

Panjang = 5 m

Lebar = 3 m

Tinggi = 2 m

Bahan = Beton bertulang

Jumlah = 1 buah

## D.2. Unit Penyediaan Tenaga Listrik

Kebutuhan energi listrik pada pra rencana pabrik karbon tetraklorida direncanakan disediakan oleh PLN (Persero) dan Generator set. Tenaga listrik yang digunakan untuk menggerakkan motor, penerangan, instrumentasi, dan lainnya.

Perincian kebutuhan listrik terbagi menjadi:

- a. Peralatan proses produksi
- b. Daerah pengolahan air
- c. Listrik untuk penerangan

### D.2.1. Peralatan Proses Produksi

Pemakaian listrik untuk alat-alat yang terdapat dalam proses produksi ditunjukkan pada tabel D.2.1

Tabel D.2.1 Peralatan Proses Produksi

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Daya
1	L-113	Pompa Karbon Disulfida	1	1
2	L-134a	Pompa Karbon Tetraklorida	1	1
3	L-134b	Pompa Produk Bawah	1	1
4	L-134c	Pompa By-Product	1	1
5	L-134d	Pompa Produk Utama ke Storage	1	1
7	L-134e	Pompa Produk Utama	1	1
<b>TOTAL</b>			<b>6</b>	<b>6</b>

### D.2.2. Peralatan Proses Utilitas

Pemakaian listrik untuk alat-alat yang terdapat dalam proses produksi ditunjukkan pada tabel D.2.2

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Daya
1	L-211	Pompa Air Kawasan	1	8
2	L-213	Pompa Air Bersih	1	8
3	L-215	Pompa Air Lunak	1	10
4	L-217	Pompa Air Pendingin	1	1
5	L-219	Pompa Umpan Boiler	1	1
7	P-220	Cooling Water Tower	1	10
8	L-222	Pompa Air Sanitasi	1	1
<b>TOTAL</b>			<b>7</b>	<b>38</b>

Jadi, kebutuhan total untuk motor penggerak sebesar :

$$= 6 + 38 \text{ Hp} = 44 \text{ Hp}$$

$$= 44 \text{ Hp} \times 0,7457 \text{ kWh/Hp} = 33,175 \text{ kWh}$$

### D.2.3. Peralatan Proses Utilitas

Pemakaian listrik untuk penerangan dapat diperoleh dengan mengetahui luas bangunan dan areal lahan yang dipergunakan, dengan menggunakan rumus :

$$L = \frac{A \times F}{U \times D} \quad (\text{Pers. 8-3 Kusnarjo, hal. 113})$$

L = lumen outlet (jumlah total cahaya yg terpancar pada suatu sumber)

F = foot candle

U = koefisien utilitas = 0,8

D = efisiensi penerangan rata-rata = 0,75

A = luas daerah

Tabel D.2.3. Pemakaian Listrik Untuk Penerangan

No	Lokasi	Luas		F	Lumen
		m <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>		
1	Pos Keamanan	40	430,556	10	7175,93
2	Parkir Karyawan	100	1076,39	5	8969,92
3	Parkir Tamu	150	1614,59	5	13454,9
4	Taman	254	2734,03	25	113918
5	Toilet	172	1851,39	10	30856,5
6	Kantor Divisi Teknik	120	1291,67	5	10763,9
7	Kantor Divisi Utilitas dan Produksi	120	1291,67	20	43055,6
8	Kantor Administrasi dan HRM	120	1291,67	5	10763,9
9	Kantor Div Marketing dan Keuangan	120	1291,67	10	21527,8

10	Kantor Direktur Utama	120	1291,67	5	10763,9
11	Mushola	375	4036,46	5	33637,2
12	Laboratorium	300	3229,17	5	26909,8
13	Generator	350	3767,37	5	31394,7
14	Poliklinik	351	3778,13	20	125938
15	Kantin	325	3498,27	10	58304,5
16	Gudang Karbon Disulfida	400	4305,56	10	71759,3
17	Gudang Klorin	400	4305,56	10	71759,3
18	Bengkel	350	3767,37	10	62789,4
19	Area Produksi	7125	76692,8	10	1278213
20	Ruang Control	180	1937,5	10	32291,7
21	Gudang Produk Karbon Tetraklorid	500	5381,95	5	44849,6
22	Gudang Bahan Bakar	260	2798,61	30	139931
23	Industrial Safety	260	2798,61	5	23321,8
24	Timbangan Truk	260	2798,61	10	46643,6
25	Area Utilitas	1040	11194,5	5	93287,1
26	Perpustakaan	350	3767,37	5	31394,7
27	Area Perluasan Pabrik	14000	150695	10	2511577
28	Aula	350	3767,37	5	31394,7
29	Jalan	11250	121094	8	1614585
<b>JUMLAH</b>		<b>39742</b>	<b>427779</b>	<b>278</b>	<b>6601231</b>

Penerangan seluruh area kecuali jalan dan taman, menggunakan Fluorescent Lamp type day light 40 watt, yang mempunyai lumen output sebesar 1960 lumen

$$\text{Lumen output} = \frac{1960 \text{ lumen}}{40 \text{ watt}} = 49 \text{ lumen/watt}$$

$$\begin{aligned} \text{Total lumen} &= \text{jumlah lumen} - (\text{lumen jalan} + \text{lumen taman}) \\ &= 6601230,77 - 1614585 + 113917,94 \\ &= 4872727,83 \text{ lumen} \end{aligned}$$

$$\text{Tenaga listrik yang dibutuhkan} = \frac{4872727,8308 \text{ lumen}}{49 \text{ lumen/watt}}$$

$$= 99443,42512 \text{ watt}$$

$$\text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} = \frac{99443,42512 \text{ watt}}{40 \text{ watt}}$$

$$= 2486,0856 \approx 2486 \text{ buah}$$

Untuk penerangan jalan dan taman, menggunakan Mercury Vapor Light 100 watt dengan lumen output sebesar 3000 lumen.

$$\text{Lumen output} = \frac{3000 \text{ lumen}}{100 \text{ watt}} = 30 \text{ lumen/watt}$$

$$\begin{aligned} \text{Total lumen} &= \text{lumen jalan} + \text{lumen taman} \\ &= 1614585,00 + 113917,9417 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1728502,94 \quad \text{lumen} \\
 \text{Tenaga listrik yang dibutuhkan} &= \frac{1728502,942 \quad \text{lumen}}{30 \quad \text{lumen/watt}} \\
 &= 57616,8 \quad \text{watt} \\
 \text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} &= \frac{57616,8 \quad \text{watt}}{100 \quad \text{watt}} \\
 &= 576,168 \approx 576 \quad \text{buah}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas didapatkan :

$$\begin{aligned}
 - \text{Lampu Fluorescent} &= 99443,42512 \\
 - \text{Lampu Mercury} &= 57616,7647 \\
 - \text{Peralatan bengkel} &= 2000 \\
 - \text{Peralatan laboratorium} &= 1500 \\
 - \text{Keperluan lain-lain} &= \underline{1250} + \\
 \text{Total} &= 161810,1898 \quad \text{Watt} = 161,81
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total kebutuhan listrik} &= \text{Listrik untuk penerangan} + \text{Listrik untuk proses} \\
 &= [161,81 + 33,18] \text{ kWh} \\
 &= 194,9852 \text{ kWh}
 \end{aligned}$$

Generator digunakan sebagai emergensi jika *supply* listrik mati.

$$\text{Power faktor untuk generator} = 0,8$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 \text{Power yang dibangkitkan} &= \frac{194,9852 \text{ kW}}{0,8} \\
 \text{oleh generator} &= 243,7315 \text{ kW} \approx 244 \text{ kW} \\
 &= 244 \text{ kV.A}
 \end{aligned}$$

### Spesifikasi Generator

Tipe	: AC Generator 3 Phase
Kapasitas	: 243,7 kV.A, 380/220 Volt
Frekuensi	: 50/60 Hz
Jumlah	: 2 buah

### D.3. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Kebutuhan bahan bakar Generator

$$\begin{aligned}
 \text{Tenaga Generator} &= 243,731 \text{ kW} \\
 &= 19959586,2236 \text{ Btu/hari}
 \end{aligned}$$

Bahan bakar yang digunakan adalah Diesell Oil,

$$\begin{aligned}
 - \text{Heating Value (H}_v\text{)} &= 19200 \text{ Btu/lb} \\
 - \text{Densitas } (\rho) &= 55 \text{ lb/ft}^3 = 880,98671 \text{ kg/m}^3 \\
 - \text{Efisiensi } (\eta) &= 80\% \quad (\text{Perry's ed 7 hal 27-10})
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan bahan bakar} &= \frac{19959586,2236 \text{ Btu/hari}}{19200 \text{ Btu/lb} \times 80\% \times 55 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 23,626404 \text{ ft}^3/\text{hari} \\ &= 669,029 \text{ L/hari} \end{aligned}$$

Sehingga kebutuhan total bahan bakar per hari, sebesar :

$$= 669,0289 \text{ L/hari}$$

### Tangki bahan bakar untuk boiler dan generator

Fungsi : Untuk menyimpan bahan bakar yang akan digunakan

#### Dasar perencanaan :

- Volume bahan bakar = 669,0289 L/hari = 23,626 ft<sup>3</sup>/hari
- P = 14,7 psi dan T = 30 °C
- Waktu penyimpanan 7 hari
- Volume bahan bakar dianggap menempati 80% volume tangki
- Direncanakan menggunakan 1 buah tangki

#### Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan bakar} &= 23,6264 \text{ ft}^3/\text{hari} \times 7 \text{ hari} \\ &= 165,3848 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Karena menggunakan 1 buah tangki, maka :

$$V \text{ bahan bakar tiap tangki} = \frac{165,38 \text{ ft}^3}{1} = 165,38 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{165,38 \text{ ft}^3}{80\%} \\ &= 206,73 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Menghitung diameter tangki

$$\text{Volume tangki} = \pi/4 \times D^2 \times H$$

Dianggap H = 1,5 D, maka :

$$\begin{aligned} 206,731 \text{ ft}^3 &= 0,7850 D^2 \times 1,5 D \\ D^3 &= 175,57 \text{ ft}^3 \\ D &= 5,5995 \text{ ft} = 67,194 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi tangki

$$\begin{aligned} H &= 1,5 D \\ &= 1,5 \times 67,194 \text{ in} = 100,791 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung tebal tangki

Bahan : HAS SA 240 Grade A Type 410

- allowable (f) = 16250 psi (Brownel & Young, hal. 342)
- faktor korosi (C) = 1/16 in
- tipe pengelasan = Double welded butt joint (E = 0,8)



## APPENDIKS E PERHITUNGAN ANALIS EKONOMI

### E.1. Metode Penafsiran Harga

Harga peralatan setiap tahunnya mengalami perubahan sesuai dengan perekonomian yang ada. Untuk menafsirkan harga peralatan diperlukan indeks yang dapat digunakan untuk mengkonversi harga peralatan pada masa lalu, sehingga dapat ditafsirkan harga peralatan pada saat ini. Maka untuk menafsirkan harga saat ini peralatan pada saat ini. Maka untuk menafsirkan harga saat ini

$$C_A = C_B \times \frac{I_A}{I_B}$$

Dimana :

- $C_A$  = Tafsiran harga alat saat ini
- $C_B$  = Harga alat pada tahun ke B
- $I_A$  = Indeks harga saat ini
- $I_B$  = Indeks harga pada tahun ke B

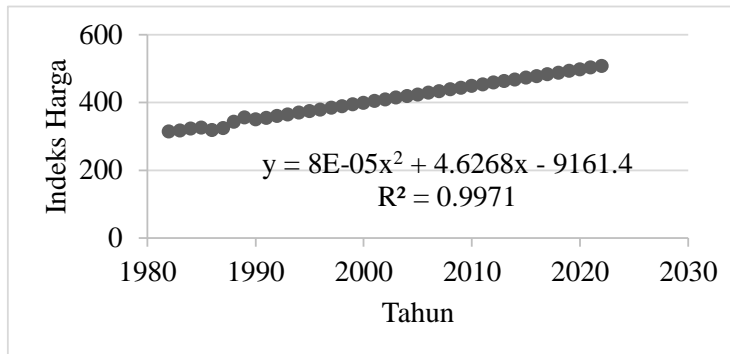
Tabel E.1.1. Indeks Harga Tahun 1982 - 2022

<b>Tahun</b>	<b>Indeks</b>	<b>Tahun</b>	<b>Indeks</b>	<b>Tahun</b>	<b>Indeks</b>
<b>( x )</b>	<b>( y )</b>	<b>( x )</b>	<b>( y )</b>	<b>( x )</b>	<b>( y )</b>
1982	314.00	1995	374.34	2008	438.45
1983	316.90	1996	379.28	2009	443.38
1984	322.70	1997	384.21	2010	448.31
1985	325.30	1998	389.14	2011	453.24
1986	318.40	1999	394.07	2012	458.17
1987	323.80	2000	399.00	2013	463.10
1988	342.50	2001	403.93	2014	468.03
1989	355.40	2002	408.86	2015	472.97
1990	349.69	2003	413.79	2016	477.90
1991	354.62	2004	418.72	2017	482.83
1992	359.55	2005	423.66	2018	487.76
1993	364.48	2006	428.59	2019	492.69
1994	369.41	2007	433.52	2020	497.62
				2021	502.55
				2022	507.48

(Peter & Timmerhaus, Tabel 3 hal. 163)

Kenaikan harga indeks pada tahun 1982 - 2022 diatas merupakan fungsi polinomial dan indeks harga tahun ke A maka persamaan dapat ditampilkan pada

grafik berikut ini :



Dari grafik diatas:

$$y = 8.0E-05 x^2 + 4.6268 x - 9161.4$$

$$x = 2027$$

Indeks harga pada tahun 2027

$$y = 545.822$$

No	Nama Alat	Kode	Tipe	Ukuran	Kapasitas	Unit	Bahan	Jml
1.	Storage CS2	F-111	Silinder Vertikal	V:	= 1678.94	m <sup>3</sup>	CS	2
2.	Pompa	L-112	Sentrifugal	W:	= 31.4	kW	CS	1
3.	Vaporizer	V-113	Shell & tube	A:	= 232.864	ft <sup>2</sup>	CS	1
4.	Heater	E-114	Sentrifugal	A:	= 506.843	ft <sup>2</sup>	CS	1
5.	Reaktor	R-110	Fixed-Bed Multitube	V:	= 31.79	m <sup>3</sup>	HAS	1
6.	Kondensor	E-121	Shell & tube	A:	= 3328.85	ft <sup>2</sup>	CS	1
7.	flash drum	D-120	Silinder Vertikal	V:	= 47.1579	m <sup>3</sup>	CS	1
8.	Kolom destilasi	D-130	Sieve Tray	D:	= 37.625	in	HAS	1
9.	Heater	E-131	DPHE	A:	= 65.28	ft <sup>2</sup>	CS	1
10.	Kondensor	E-132	Shell & tube	A:	= 2285.19	ft <sup>2</sup>	CS	1
11.	Reboiler	E-133	Kettle Reboiler	A:	= 211.071	ft <sup>2</sup>	CS	1
12.	Pompa	L-134a	Sentrifugal	S <sub>9</sub> :	= 23.3949	kW	CS	1
13.	Pompa	F-134b	Sentrifugal	W:	= 24.2751	kW	CS	1
14.	Pompa	L-134c	Sentrifugal	W:	= 24.2751	kW	CS	1
15.	Pompa	L-134d	Sentrifugal	W:	= 32.4271	kW	CS	1
16.	Pompa	L-134e	Sentrifugal	W:	= 23.71	kW	CS	1
17.	cooler	E-135a	DPHE	A:	= 38.003	ft <sup>2</sup>	CS	1
18.	cooler	E-135b	DPHE	A:	= 41.632	ft <sup>2</sup>	CS	1
19.	Storage CCL4	F-136	Silinder Vertikal	V:	= 2884.95	m <sup>3</sup>	CS	2
20.	Storage S2CL2	F-139	Silinder Vertikal	V:	= 966.21	m <sup>3</sup>	CS	2
21.	Pengemas	P-137	Drum Slinder	V:	= 3156.57	kg	CS	1
22.	Gudang Produk	F-138	Gudang	V:	= 2667.13	m <sup>3</sup>	Beton	2

Keterangan: B = Beton ; CS: Carbon Steel ; HAS : High Alloy Steel

## E.2. Harga Peralatan

Setelah didapatkan harga indeks pada saat ini, maka dengan menggunakan metode penaksiran harga, didapatkan harga peralatan proses pada tabel E.2.1 untuk harga peralatan proses, dan tabel E.2.2 untuk harga peralatan Utilitas.

Asumsi : 1 \$ = Rp14,837.00 (Kurs dollar pada tanggal 8 Agustus 2022)

Untuk menghitung harga alat menggunakan persamaan:

$$\text{Harga alat saat ini} = \text{Harga alat tahun ke B (C}_{BM}) \times \frac{\text{indeks harga y}}{\text{Indeks harga tahun B}}$$

**Tabel E.2.1 Daftar Harga Peralatan Proses Pabrik Karbon Tetraklorida**

No	Nama	Kode	Harga	
	Peralatan		( \$ )	( Rp )
1.	Storage CS2	F-111	\$ 262.3	3,892,432
2.	Pompa	L-112	\$ 219,877.8	3,262,326,893
3.	Vaporizer	V-113	\$ 46,933.7	696,355,883
4.	Heater	E-114	\$ 121,139.2	1,797,342,047
5.	Reaktor	R-110	\$ 8,536,726	126,659,397,890
6.	Kondensor	E-121	\$ 85,176.0	1,263,756,312
7.	flash drum	D-120	\$ 143,061.0	2,122,595,897
8.	Kolom destilasi	D-130	\$ 505,841.4	7,505,168,965
9.	Heater	E-131	\$ 12,139.2	180,109,047
10.	Kondensor	E-132	\$ 85,176.0	1,263,756,312
11.	Reboiler	E-133	\$ 20,958.6	310,963,004
12.	Pompa	L-134a	\$ 110,199.9	1,635,036,591
13.	Pompa	F-134b	\$ 87,534.9	1,298,755,729
14.	Pompa	L-134c	\$ 87,534.9	1,298,755,729
15.	Pompa	L-134d	\$ 138,733.5	2,058,389,115
16.	Pompa	L-134e	\$ 87,534.9	1,298,755,729
17.	cooler	E-135a	\$ 5,523.1	81,945,947
18.	cooler	E-135b	\$ 5,523.1	81,945,947
19.	Storage CCL4	F-136	\$ 49,355.3	732,284,765
20.	Storage S2CL2	F-139	\$ 15,607.5	231,568,775
<b>Total</b>			10,364,838	153,783,103,011

Harga di dapatkan dari Ulrich Fig. 5-3 sampai Fig. 5-61 dan dari Matche.com

**Tabel E.2.2 Daftar Harga Utilitas Pabrik Etilen Diklorida**

No	Nama	Kode	Harga	
	Peralatan		( \$ )	( Rp )
1	pompa air kawasan	L-211	138,734	2,058,389,115
2	bak air bersih	F-212	98,477	1,461,100,195
3	pompa air bersih	L-213	3,064	45,456,451
4	kation exchanger	D-210A	7,714	114,452,561

5	anion exchanger	D-210B	7,714	114,452,561
6	bak air lunak	F-214	115	1,706,255
7	pompa air lunak	L-215	27,681	410,702,997
8	deaerator	D-224	9,848	146,110,020
9	bak air umpan boiler	F-218	9,848	146,114,776
10	pompa umpan boiler	L-219	14,566	216,115,742
11	bak klorinasi	F-221	78,223	1,160,594,651
12	pompa klorinasi	L-222	9,848	146,114,776
13	bak air sanitasi	F-223	81,635	1,211,218,495
14	bak air pendingin	F-216	98,477	1,461,103,249
15	pompa air pendingin	L-217	11,049	163,934,013
16	cooling tower water	P-220	98,477	1,461,103,249
17	Boiler	Q-230	374,704	5,559,483,248
<b>Total</b>			1070172.7	15878152354

$$\begin{aligned}
 \text{Harga Peralatan Total} &= \text{Harga peralatan proses} + \text{Harga peralatan utilitas} \\
 &= 153,783,103,011 + 15,878,152,354 \\
 &= \text{Rp } 169,661,255,364
 \end{aligned}$$

Dengan faktor keamanan (safety factor) sebesar 20% , maka:

$$\begin{aligned}
 \text{Harga Total} &= 1.2 \times \text{Rp } 169,661,255,364 \\
 &= \text{Rp } 203,593,506,437
 \end{aligned}$$

### E.3. Biaya Bahan Baku dan Pengemasan

#### 1. Karbon disulfida

$$\text{Kebutuhan per jam} = 3,933.506 \text{ kg} = 3.934 \text{ ton}$$

$$\text{Harga per kg} = \$ 2.000 / \text{kg} \text{ (Alibaba)}$$

Biaya per tahun :

$$= 3,933.506 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{24 \text{ jam}}{\text{hari}} \times \frac{330 \text{ hari}}{\text{tahun}} \times 2$$

$$= \$ 62,306,727$$

#### 2. Klorin

$$\text{Kebutuhan per jam} = 1,119.233 \text{ kg} = 1.119 \text{ ton}$$

$$\text{Harga per kg} = \$ 0.10 / \text{kg} \text{ (Alibaba)}$$

Biaya per tahun :

$$= 1,119.233 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{24 \text{ jam}}{\text{hari}} \times \frac{330 \text{ hari}}{\text{tahun}} \times 0.1$$

$$= \$ 886,432$$

#### 3 Drum (Pengemasan)

$$\text{Kapasitas Drum} = 200 \text{ L}$$

$$\text{Kebutuhan drum perjam} = 12$$

$$\text{Harga drum per buah} = \$ 5.70 \text{ (Alibaba.com)}$$

Biaya drum per tahun :

$$= 12 \frac{\text{buah}}{\text{jam}} \times \frac{24 \text{ jam}}{\text{hari}} \times \frac{330 \text{ hari}}{\text{tahun}} \times \$ 5.70$$







25	Kepala Seksi Humas	1	Rp 6,000,000	6,000,000
26	Kepala Seksi Keamanan	1	Rp 5,000,000	5,000,000
27	Karyawan Seksi Bengkel & Perawatan	10	Rp 2,700,000	27,000,000
28	Karyawan Seksi Utilitas	8	Rp 3,000,000	24,000,000
29	Karyawan Seksi Mutu & Lab	8	Rp 3,500,000	28,000,000
30	Karyawan Seksi Pengendalian Proses	8	Rp 3,500,000	28,000,000
31	Karyawan Seksi Produksi/Proses	20	Rp 3,500,000	70,000,000
32	Karyawan Seksi Gudang	10	Rp 2,800,000	28,000,000
33	Karyawan Seksi Market & Riset	6	Rp 3,000,000	18,000,000
34	Karyawan Seksi Penjualan	8	Rp 3,000,000	24,000,000
35	Karyawan Seksi Promosi	8	Rp 3,000,000	24,000,000
36	Karyawan Seksi Pembukuan & Keuangan	9	Rp 3,000,000	27,000,000
37	Karyawan Seksi Penyediaan & Pembelian	4	Rp 3,000,000	12,000,000
39	Karyawan Seksi Ketenagakerjaan	6	Rp 3,000,000	18,000,000
40	Karyawan Seksi Personalia	4	Rp 3,000,000	12,000,000
41	Karyawan Seksi Humas	9	Rp 3,000,000	27,000,000
42	Karyawan Seksi Keamanan	10	Rp 3,000,000	30,000,000
42	Karyawan Seksi Kebersihan	10	Rp 2,600,000	26,000,000
44	Sopir	8	Rp 2,700,000	21,600,000
45	Dokter	1	Rp 5,000,000	5,000,000
46	Perawat	2	Rp 3,000,000	6,000,000
<b>Total</b>		<b>178</b>	<b>Rp 277,300,000</b>	<b>Rp 723,600,000</b>

$$\begin{aligned} \text{Total gaji pegawai pertahun} &= \text{Rp } 723,600,000 \times 12 \text{ bulan} \\ &= \text{Rp } 8,683,200,000 \end{aligned}$$

## E.7. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

### a. Biaya Langsung (DC)

1.	Harga peralatan		(E) = Rp	169,661,255,364
2.	Instrumentasi dan alat kontrol	40%	E = Rp	67,864,502,146
3.	Isolasi	30%	E = Rp	50,898,376,609
4.	Perpipaan terpasang	70%	E = Rp	118,762,878,755
5.	Listrik terpasang	40%	E = Rp	67,864,502,146
6.	<b>Harga FOB</b> (jumlah 1-5)		(F) = Rp	475,051,515,021
7.	Ongkos angkutan kapal laut	25%	F = Rp	118,762,878,755
8.	<b>Harga C dan F</b> (jumlah 6-7)		(G) = Rp	593,814,393,776
9.	Biaya asuransi	1%	G = Rp	5,938,143,938
10.	<b>Harga CIF</b> (jumlah 8-9)		(H) = Rp	599,752,537,713
11.	Biaya angkutan barang ke plant	25%	H = Rp	149,938,134,428
12.	Pemasangan alat	56%	E = Rp	95,010,303,004
13.	Bangunan pabrik	80%	E = Rp	135,729,004,292
14.	Service facilities	55%	E = Rp	93,313,690,450
15.	Tanah	8%	E = Rp	13,572,900,429

16.	Total DC	(jumlah 10-15)	=	Rp	1,087,316,570,317
<b>b. Indirect Cost (IC)</b>					
17.	Engineering dan Supervision	15% DC	=	Rp	163,097,485,548
18.	Ongkos Pemborong	20% DC	=	Rp	217,463,314,063
19.	Biaya tak terduga	15% FCI	=		0.15
20.	Total IC		=	Rp	380,560,799,611
				+	0.15 FCI
<b>c. Fixed Capital Investment (FCI)</b>					
	FCI	=	DC	+	IC
	FCI	=	Rp	1,087,316,570,317	+ Rp380,560,799,611 + 0.15 FCI
0.85	FCI	=	Rp	1,467,877,369,928	
	FCI	=	Rp	1,726,914,552,857	
<b>d. Workng Capital Investment (WCI)</b>					
	WCI	=	10% ×	TCI	
		=	10% ×	Rp	2,031,664,179,831
		=	Rp	203,166,417,983	
<b>e. Total Capital Investment (TCI)</b>					
	TCI	=	FCI	+	WCI
		=	Rp	1,726,914,552,857	+ Rp 203,166,417,983
		=	Rp	2,031,664,179,831	
<b>f. Modal Perusahaan</b>					
	Modal sendiri (MS)	60%	TCI	=	Rp 1,218,998,507,899
	Modal pinjaman (MP)	40%	TCI	=	Rp 812,665,671,932

**E.8. Penentuan Total Production Cost (TPC)****a. Biaya Produksi Langsung (Direct Production Cost/DPC)**

-	Bahan Baku		=	Rp	945,634,522,277
-	Tenaga Kerja	(TK)	=	Rp	8,683,200,000
-	Pengawasan langsung	50% TK	=	Rp	4,341,600,000
-	Utilitas		=	Rp	3,737,279,003
-	Pemeliharaan dan perbaikan (PP)	8% FCI	=	Rp	138,153,164,229
-	Operating supplies	20% PP	=	Rp	27,630,632,846
-	Laboratorium	52% PP	=	Rp	71,839,645,399
-	Patent dan Royalti	5% TPC	=		0.05 TPC
	Biaya Produksi Langsung		=	Rp	1,200,020,043,753
				+	0.05 TPC

**b. Biaya Tetap (Fixed Cost/ FC)**

-	Depresiasi alat	10% FCI	=	Rp	172,691,455,286
-	Depresiasi bangunan	5% FCI	=	Rp	86,345,727,643
-	Pajak kekayaan	5% FCI	=	Rp	86,345,727,643
-	Asuransi	1% FCI	=	Rp	17,269,145,529
-	Bunga bank	8% MP	=	Rp	65,013,253,755

Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)	=	Rp427,665,309,854
<b>c. Biaya Overhead Pabrik</b>		
Biaya Overhead	60% TK =	Rp 5,209,920,000
<b>d. Biaya pengeluaran Pengeluaran Umum (General Expences/GE)</b>		
- Biaya Administrasi	50% TK =	Rp 69,076,582,114
- Biaya distribusi dan pemasaran	45% TPC =	Rp 12,433,784,781
- Biaya LITBANG	15% TPC =	Rp 10,775,946,810
- Hutang piutang dan bunga bank	3% TPC =	0.03 TPC
Biaya Pengeluaran Umum (GE)	=	Rp 92,286,313,705
	+	0.03 TPC
<b>e. Total Ongkos Produksi (TPC)</b>		
TPC = DPC + FC + Biaya Overhead + GE		
= Rp 1,725,181,587,312 + 0.08 TPC		
0.92 TPC = Rp 1,725,181,587,312		
TPC = Rp 1,875,197,377,513		
Maka: DPC = Rp 1,200,020,043,753 + 0.05 TPC		
= Rp 1,200,020,043,753 + Rp 93,759,868,876		
= Rp 1,293,779,912,628		
GE = Rp 92,286,313,705 + 0.03 TPC		
= Rp 92,286,313,705 + Rp 56,255,921,325		
= Rp 148,542,235,030		

### ANALISA PROFITABILITAS

Sesuai dengan Undang-Undang Republik Indonesia Tentang Pajak Penghasilan Nomor 36 Tahun 2008 dengan ketentuan perpajakan:

- 5% untuk laba sampai Rp. 50.000.000,-
- 15% untuk laba sampai Rp. 50.000.000,- sampai Rp100.000.000,-
- 30% untuk laba > Rp. 100.000.000,-

Asumsi yang di ambil adalah:

- a. Bunga kredit sebesar 8.00% per tahun
- b. Pengembalian pinjaman dalam 6tahun
- c. Umur pabrik 10 tahun
- d. Kapasitas produksi :
 

Tahun I	:	60%	produksi total
Tahun II	:	80%	produksi total
Tahun III	:	100%	produksi total

#### 1. Laba Perusahaan

Lab a Perusahaan, yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

Total Penjualan per tahun = Rp 2,169,910,798,658 (Kapasitas 100%)

Lab a Kotor = Harga Jual - Bi a ya Produksi  
 = Rp 2,169,910,798,658 - Rp 1,875,197,377,513  
 = \$ 294,713,421,145.78

$$\begin{aligned}
 \text{Pajak Penghasilan} &= 30\% \times \text{Laba Kotor} \\
 &= 30\% \times \text{Rp } 294,713,421,146 \\
 &= \text{Rp } 88,414,026,344 \\
 \text{Laba Bersih} &= \text{Laba kotor} - \text{Pajak penghasilan} \\
 &= \text{Rp } 294,713,421,146 - \text{Rp } 88,414,026,344 \\
 &= \text{Rp } 206,299,394,802 \\
 \text{Nilai penerimaan Cash Flow sebelum pajak (C}_{Abt}\text{)} &: \\
 C_{Abt} &= \text{Laba kotor} + \text{Depresiasi alat} \\
 &= \text{Rp } 294,713,421,146 + \text{Rp } 172,691,455,286 \\
 &= \text{Rp } 467,404,876,431 \\
 \text{Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C}_{Aat}\text{)} &: \\
 C_{Aat} &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\
 &= \text{Rp } 206,299,394,802 + \text{Rp } 172,691,455,286 \\
 &= \text{Rp } 378,990,850,088
 \end{aligned}$$

## 2. Laju Pengembalian Modal (ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned}
 ROI_{BT} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp } 294,713,421,146}{\text{Rp } 1,726,914,552,857} \times 100\% \\
 &= 17\%
 \end{aligned}$$

a. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned}
 ROI_{AT} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \quad (\text{Pers. 5-1, hal. 49, Kusnarjo 2010}) \\
 &= \frac{\text{Rp } 206,299,394,802}{\text{Rp } 1,726,914,552,857} \times 100\% \\
 &= 12\% \quad \text{dari modal investasi} \\
 &= 12\% \times \text{Rp } 812,665,671,932 \\
 &= \text{Rp } 97,082,068,142
 \end{aligned}$$

Jadi,  $ROI_{AT}$  memenuhi karena persyaratannya antara 11 - 44% (Kusnarjo hal. 50)

## 3. Pay Out Time (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan / waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi.

$$\begin{aligned}
 POT_{BT} &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow sebelum pajak}} \times 1 \text{ tahun} \quad (\text{Pers. 5-2 Kusnarjo}) \\
 &= \frac{\text{Rp } 1,726,914,552,857}{\text{Rp } 467,404,876,431} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= 3.695 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 POT_{AT} &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= \frac{\text{Rp1,726,914,552,857}}{\text{Rp378,990,850,088}} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= 4.557 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

Jadi,  $POT_{AT}$  memenuhi karena persyaratan  $POT_{AT}$  antara 2-5 tahun  
(Kusnarjo hal. 50)

#### 4. Break Event Point (BEP)

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$BEP = \frac{FC + (0,3 SVC)}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\% \quad (\text{Pers. 5-3 Kusnarjo})$$

a. Biaya Tetap (FC)	=	Rp	427,665,309,854
b. Biaya Variabel (VC)			
Bahan Baku pertahun	=	Rp	63,734,887
Biaya Utilitas pertahun	=	Rp	3,737,279,003
Total Biaya Variabel (VC)	=	Rp	3,801,013,890
c. Biaya Semi Variabel (SVC)			
Biaya Umum (GE)	=	Rp	148,542,235,030
Biaya Overhead	=	Rp	5,209,920,000
Plant supplies	=	Rp	27,630,632,846
Biaya laboratorium dan kontrol	=	Rp	71,839,645,399
Buruh pabrik langsung	=	Rp	8,683,200,000
Pengawasan pabrik	=	Rp	4,341,600,000
Perawatan dan Pemeliharaan	=	Rp	138,153,164,229
Royalti	=	Rp	93,759,868,876
Total Biaya Semi Variable (SVC)	=	Rp	498,160,266,379
0.3 SVC	=	Rp	149,448,079,914
d. Harga Penjualan (S)			
S	=	Rp	2,169,910,798,658

maka,

$$\begin{aligned}
 BEP &= \frac{FC + (0,3 SVC)}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\% \\
 &= 42.30\%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Titik BEP terjadi pada kapasitas} &= 42.30\% \times 50,000 \text{ ton/tahun} \\
 &= 21,150 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Nilai BEP untuk pabrik carbon tetrachlorida berada diantara nilai 30-55% sehingga nilai BEP diatas memadai.

Untuk produksi tahun pertama kapasitas 60% dari kapasitas yang sebenarnya, sehingga keuntungan adalah :

$$PBi = \left[ 100 - BEP \right] - \left[ 100 - \% \text{ kapasitas} \right]$$

$$\frac{PB}{[100 - BEP]}$$

Dimana:

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kapasitas = % kapasitas yang tercapai

Maka:

$$\frac{PBi}{Rp206,299,394,802} = \frac{[100 - 42.30\%] - [100 - 60\%]}{[100 - 42.30\%]}$$

$$PBi = Rp 366,701,074$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\ &= Rp366,701,074 + Rp172,691,455,286 \\ &= Rp173,058,156,360 \end{aligned}$$

Untuk produksi tahun kedua kapasitas 80% dari kapasitas yang sebenarnya,

$$\text{sehingga keuntungan adalah : } \frac{PBi}{Rp 206,299,394,802} = \frac{[100 - 42.30\%] - [100 - 80\%]}{[100 - 42.30\%]}$$

$$PBi = Rp 781,052,570.78$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun kedua :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun kedua} + \text{Depresiasi alat} \\ &= Rp 781,052,571 + Rp 172,691,455,286 \\ &= Rp 173,472,507,856 \end{aligned}$$

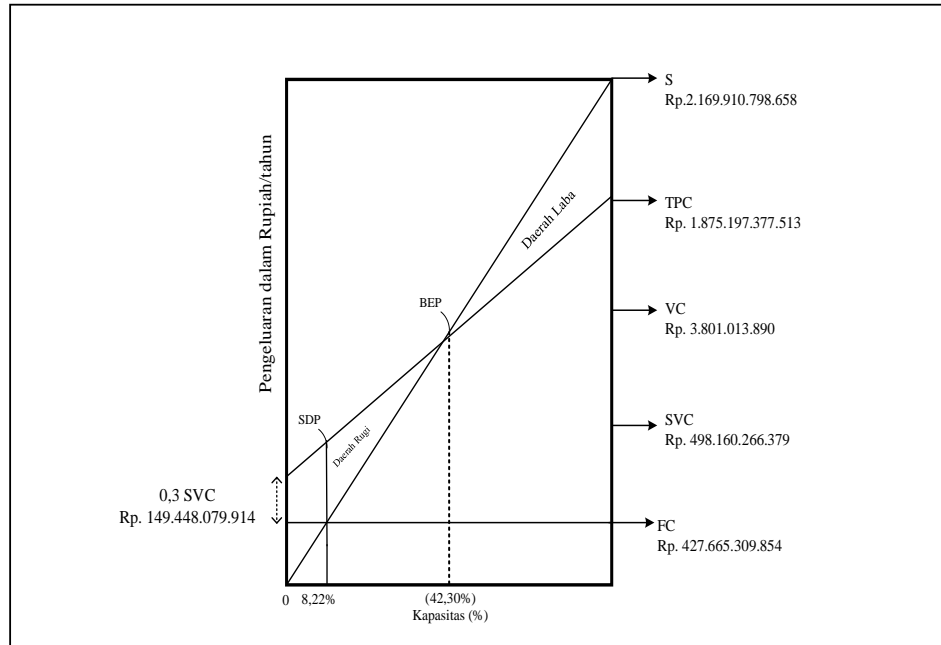
### 5. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$\begin{aligned} SDP &= \frac{0,3 SVC}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\% \\ &= 8.22\% \end{aligned}$$

Titik Shut Down Point terjadi pada kapasitas penjualan,

$$\begin{aligned} &= 8.22\% \times Rp2,169,910,798,658 \\ &= Rp 178,435,914,489 \end{aligned}$$



**Grafik E 1.1. Grafik Break Event Point**

## 6. Net Present Value (NPV)

Motode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih dengan nilai investasi sekarang.

Diasumsikan masa kontruksi selama 2 tahun,

( tahun ke-1 = 40% & tahun ke-2 = 60% ) :

$$\begin{aligned} C_{A-2} &= 40\% \times FCI \times (1+i)^2 \\ &= 40\% \times \text{Rp } 1,726,914,552,857 \times 1.1664 \\ &= \text{Rp } 805,709,253,781 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{A-1} &= 60\% \times FCI \times (1+i)^1 \\ &= 60\% \times \text{Rp } 1,726,914,552,857 \times 1.080 \\ &= \text{Rp } 1,119,040,630,251 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{A0} &= -C_{A-1} - C_{A-2} \\ &= -\text{Rp } 1,119,040,630,251 - \text{Rp } 805,709,253,781 \\ &= -\text{Rp } 1,924,749,884,032 \end{aligned}$$

Menghitung NPV tiap tahun

$$NPV = C_A \times F_d$$

$$F_d = \frac{1}{(1+i)^n}$$

Dimana :  $F_d$  = Faktor diskon

$C_A$  = cash flow setelah pajak

$i$  = tingkat bunga bank

$n$  = tahun ke-n

**Tabel E.6.1. Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun**

Tahun ke-	Cash Flow (C <sub>A</sub> )	Fd	NPV
	(Rp)	i = 12%	(Rp)
0	-Rp 1,924,749,884,031.800	1.000	-Rp 1,924,749,884,032
1	Rp 173,058,156,360.000	1.000	Rp 173,058,156,360.000
2	Rp 173,472,507,856.434	1.000	Rp 173,472,507,856.434
3	Rp 378,990,850,087.700	1.000	Rp 378,990,850,087.700
4	Rp 378,990,850,087.700	1.000	Rp 378,990,850,087.700
5	Rp 378,990,850,087.700	1.000	Rp 378,990,850,087.700
6	Rp 378,990,850,087.700	1.000	Rp 378,990,850,087.700
7	Rp 378,990,850,087.700	1.000	Rp 378,990,850,087.700
8	Rp 378,990,850,087.700	1.000	Rp 378,990,850,087.700
9	Rp 378,990,850,087.700	1.000	Rp 378,990,850,087.700
10	Rp 378,990,850,087.700	1.000	Rp 378,990,850,087.700
WCI			Rp 203,166,417,983.124
Total			Rp1,656,873,998,869

Karena NPV = (+) maka pabrik layak untuk didirikan

### 7. IRR (Internal Rate Of Return)

$$i_1 = 0.16 \quad i_2 = 0.18$$

**Tabel E.7.1. Cash Flow untuk IRR**

Tahun ke-	Cash Flow (C <sub>A</sub> )	NPV <sub>1</sub> (Rp)	NPV <sub>2</sub> (Rp)
		i = 0.16	i = 0.18
0	- 1,924,749,884,032	-1924749884031.80	- 1,924,749,884,032
1	173,058,156,360	149188065827.59	146,659,454,542
2	173,472,507,856	128918332235.76	124,585,254,134
3	378,990,850,088	242803396310.65	230,665,531,826
4	378,990,850,088	209313272681.59	195,479,264,260
5	378,990,850,088	180442476449.65	165,660,393,440
6	378,990,850,088	15553859008.32	140,390,163,933
7	378,990,850,088	134098154317.51	118,974,715,197
8	378,990,850,088	115601857170.27	100,826,029,828
9	378,990,850,088	99656773422.65	85,445,787,990
10	378,990,850,088	85911011571.25	72,411,684,737
WCI		203,166,417,983	203,166,417,983
Total		- 220,096,267,053	- 340,485,186,161

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

Dimana :

$i_1$  = bunga pinjaman ke-1 yang ditrial

$i_2$  = bunga pinjaman ke-2 yang ditrial



Maka:

$$\text{IRR} = 16\% + \frac{-220096267053}{-220,096,267,053 - -340,485,186,161} \times 0.02$$

$$= 12.34\%$$









Dari hasil perhitungan diperoleh nilai IRR 12.34% per tahun  
 Karena harga IRR lebih besar dari bunga bank ( 8.00% ),  
 Maka Pabrik Karbon Tetrakorida ini layak untuk didirikan.

<b>Kesimpulan Aspek Ekonomi</b>		
<i>Return Of Investment Before Tax (ROI<sub>BT</sub>)</i>	: 17%	(11-44%)
<i>Return Of Investment AfterTax (ROI<sub>AT</sub>)</i>	: 12%	(>8% bunga bank)
<i>Pay Out Time (POT<sub>AT</sub>)</i>	: 4.56 tahun	(< 5 tahun)
<i>Break Event Point (BEP)</i>	: 42.30%	(40-60%)
<i>Shut Down Point (SDP)</i>	: 8.22%	(< 15%)
<i>Internal Rate of Return (IRR)</i>	: 12.34%	(>8% bunga bank)

## LEMBAR KONSULTASI BIMBINGAN SKRIPSI

Nama : 1. Valerie Alpenada NIM. 1914002  
 2. Frisca Fitrianingrum NIM. 1914017

Judul Skripsi : Pra Rencana Pabrik Karbon Tetraklorida Dari Karbon Disulfida dan Klorin Dengan Proses Klorinasi Kapasitas 50.000 Ton/Tahun

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	3 Oktober 2022	- Revisi bab 1 dan bab 2 - Pembahasan Flowsheet	
2.	31 Oktober 2022	- Perbaiki Flowsheet - Bab 3 neraca massa dan Bab 4 neraca panas	
3.	7 November 2022	- Revisi bab 3 dan bab 4 - Pembahasan bab 7, 9, dan bab 10	
4.	14 November 2022	- Revisi bab 3 dan bab 4 - Revisi bab 7 dan layout Pabrik	
5.	30 November 2022	- Pembahasan bab 5 - Pembahasan bab 8	
6.	9 Desember 2022	- Revisi bab 5 - Revisi bab 8 - Pembahasan alat utama	
7.	16 Desember 2022	- Revisi bab 5 - Revisi bab 8 - Revisi alat utama bab 6	
8.	9 Januari 2023	- Alat utama - Bab 11 Analisa ekonomi	

		Teknik	<i>fr</i>
9.	12 Januari 2023	- Flowsheet alat utama - Revisi bab 11 - Revisi Flowsheet Utilitas	<i>fr</i>
10.	18 Januari 2023	- Revisi bab 11 Hargadlat - Bab 6 alat utama	<i>fr</i>
11.	23 Januari 2023	- Flowsheet proses - Flowsheet alat utama - Bab 11	<i>fr</i>
12.	30 Januari 2023	- Bab 11 nilai POC, BEP - Bab 12 - Bab 5	<i>fr</i>
13.	31 Januari 2023	- Bab 11 Grafik BEP - Bab 12 Kesimpulan	<i>fr</i>

Mengetahui,  
Dosen Pembimbing

  
**Faidliyah Nilna Minah ST, MT**  
NIP. P. 1030400392



INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL  
Jalan Bendungan Sigura-gura No. 2  
MALANG

## PERBAIKAN SKRIPSI

Berdasarkan Ujian Skripsi Jurusan Teknik Kimia Jenjang Strata Satu (S - 1) Yang di adakan pada :

Hari : Sabtu  
Tanggal : 11 Februari 2023

Perlu adanya perbaikan pada Skripsi Berikut :

Nama : Valerie & Frisca  
Nim : .....

Perbaikan tersebut meliputi :

- NM di Kolom Distilasi

- Penggambaran tray. kolom Distilasi

Malang, 11 Februari 2023

Dosen Penguji

  
Ir. Harimbi Setyawati, M





INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL  
Jalan Bendungan Sigura-gura No. 2  
MALANG

## PERBAIKAN SKRIPSI

Berdasarkan Ujian Skripsi Jurusan Teknik Kimia Jenjang Strata Satu (S - 1) Yang di adakan pada :

Hari : Sabtu  
Tanggal : 11 Februari 2023

Perlu adanya perbaikan pada Skripsi Berikut :

Nama : Frisca + Valerie  
Nim : .....

Perbaikan tersebut meliputi :

- Perhitungan EP tidak lagi
- 7 vaporiser 100% , tunjukkan referensi
- Pemasukan reaktan sendiri<sup>2</sup> di reaktor shell tube , cek lagi referensinya.
- No. Flash drum D-120 (Bukan alat utama).  
~~P flash drum 1 atm~~  
Bahan masuk flash drum P = 1 atm , cek lagi.

Malang, 11 Februari 2023

Telah direvisi 14/3-2023

Dosen Penguji

  
Dr. Elvianto Dwi, ST, MT

  
Dr. Elvianto Dwi, ST, MT