

**PRA RENCANA PABRIK  
TETRAHIDROFURAN DARI DIMETIL SUCCINATE  
DAN METANOL DENGAN PROSES HIDROGENASI  
KAPASITAS : 100.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

*Disusun Oleh :*

**NOVITA ANDRIAN KUSUMA      05.14.029**

**UMI DIAN LESTARI              05.14.043**



**MILIK  
PERPUSTAKAAN  
ITN MALANG**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG  
AGUSTUS 2010**

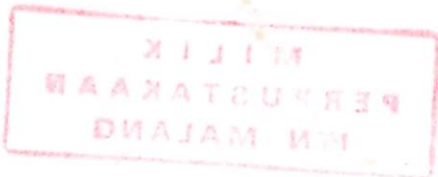
PERENCANAAN PABRIK  
TETRAHIDROFURAN DARI DIMETIL SUCCINATE  
DAN METANOL DENGAN PROSES HIDROGENASI  
KAPASITAS : 100.000 TON/TAHUN

### SKRIPSI

Disusun Oleh :

NOVITA ANRIAN KUSUMA 0214032

UMI DIAN ESTARI 0214043



JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG  
AGUSTUS 2010

**LEMBAR PERSETUJUAN**

**PRA RENCANA PABRIK TETRAHIDROFURAN  
DARI DIMETIL SUCCINATE DAN METANOL  
DENGAN PROSES HIDROGENASI**

**KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

**Diajukan sebagai syarat guna menempuh ujian Sarjana  
pada jenjang Strata I (S-1)  
Di Institut Teknologi Nasional Malang**

**Disusun Oleh:**

**NOVITA ANDRIAN KUSUMA                      05.14.029**

**UMI DIAN LESTARI                                05.14.043**

**Malang, Agustus 2010**

**Mengetahui,**

**Ketua Jurusan Teknik Kimia**

**Ir. Muyassaroh, MT**  
**NIP.Y.103.97.003.06**

**Menyetujui,**

**Dosen Pembimbing**

**Ir. Bambang Susila Hadi**  
**NIP.Y.101.9000.210**

**BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

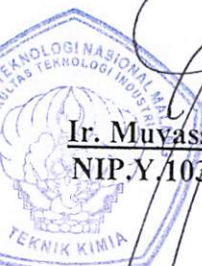

Nama Mahasiswa : NOVITA ANDRIAN KUSUMA  
NIM : 05.14.029  
Jurusan / Program Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia S-1  
Judul Skripsi : PRA RENCANA PABRIK  
TETRAHIDROFURAN DARI DIMETIL  
SUCCINATE DAN METANOL DENGAN  
PROSES HIDROGENASI

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

Hari : Sabtu  
Tanggal : 14 Agustus 2010  
Nilai : B+

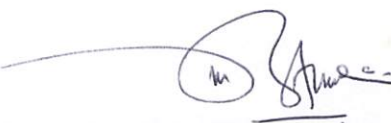
Panitia Ujian Skripsi

Ketua



Ir. Muyassaroh, MT  
NIP.Y.103.970.0306


Sekretaris



M. Istnaeny Hudha, ST, MT.  
NIP.Y.103.0400.400

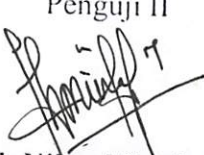
Anggota Penguji

Penguji I



Ir. Muyassaroh, MT  
NIP.Y.103.970.0306

Penguji II



Fadliyah Nilma Minah, ST, MT  
NIP.Y.103.0400.392

**BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

Nama Mahasiswa : UMI DIAN LESTARI  
NIM : 05.14.043  
Jurusan / Program Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia S-1  
Judul Skripsi : PRA RENCANA PABRIK  
TETRAHIDROFURAN DARI DIMETIL  
SUCCINATE DAN METANOL DENGAN  
PROSES HIDROGENASI

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

Hari : Sabtu  
Tanggal : 14 Agustus 2010  
Nilai : B

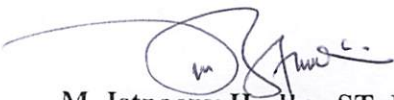
**Panitia Ujian Skripsi**

Ketua



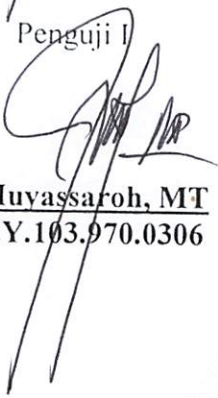
**Ir. Muyassaroh, MT**  
NIP.Y.103.970.0306

Sekretaris



**M. Istnaeny Huda, ST, MT.**  
NIP.Y.103.0400.400


Penguji I



**Ir. Muyassaroh, MT**  
NIP.Y.103.970.0306

**Anggota Penguji**

Penguji II



**Fadliyah Nilna Minah, ST, MT**  
NIP.Y.103.0400.392

## PERNYATAAN KEASLIAN ISI TUGAS AKHIR

yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : NOVITA ANDRIAN KUSUMA  
Nim : 05.14.029  
Jurusan/Prog. Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)  
Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Tugas Akhir yang berjudul :

***“Pra Rencana Pabrik Tetrahidrofuran Dari Dimetil Succinate  
dan Metanol dengan Proses Hidrogenasi”***

Adalah Tugas Akhir hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi atau tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain, kecuali yang tidak disebutkan dari sumber aslinya.

Malang, Agustus 2010

Yang membuat pernyataan,

**NOVITA ANDRIAN KUSUMA**

## PERNYATAAN KEASLIAN ISI TUGAS AKHIR

yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : UMI DIAN LESTARI  
Nim : 05.14.043  
Jurusan/Prog. Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)  
Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Tugas Akhir yang berjudul :

***“Pra Rencana Pabrik Tetrahidrofuran Dari Dimetil Succinate  
dan Metanol dengan Proses Hidrogenasi”***

Adalah Tugas Akhir hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi  
atau tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang  
lain, kecuali yang tidak disebutkan dari sumber aslinya.

Malang, Agustus 2010

Yang membuat pernyataan,

**UMI DIAN LESTARI**



## **KATA PENGANTAR**

Puji syukur ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa karena atas berkat dan rahmat-Nya, maka penyusun dapat menyelesaikan skripsi dengan judul **“Pra Rencana Pabrik Tetrahidrofuran Dari Dimetil Succinate dan Metanol dengan Proses Hidrogenasi dengan kapasitas 100.000 ton/tahun”**.

Skripsi ini disusun untuk memenuhi tugas akhir mahasiswa Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Malang, sebagai salah satu syarat memperoleh gelar sarjana (Strata – 1) Teknik Kimia.

Pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada semua pihak yang telah membantu dalam menyelesaikan skripsi ini, terutama pada :

1. Bapak Dr. Ir. Abraham Lomi, MSEE, selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang.
2. Bapak Ir. Sidik Noertjahjono, MT, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri.
3. Bapak Ir. Muyassaroh, MT. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia.
4. Bapak Ir. Bambang Susila Hadi selaku Dosen Pembimbing.
5. Bapak dan Ibu Dosen yang telah memberikan masukan kepada penyusun.
6. Rekan-rekan yang telah banyak membantu dalam menyelesaikan skripsi ini.

Penyusun menyadari Laporan Tugas Akhir ini masih kurang sempurna, untuk itu penyusun mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun dan semoga laporan ini bermanfaat bagi semua pihak.

Malang, Agustus 2010

Penyusun



## DAFTAR ISI

	Hlm
LEMBAR PERSETUJUAN.....	i
BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI.....	ii
PERNYATAAN KEASLIAN ISI TUGAS AKHIR.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
DAFTAR ISI .....	v
DAFTAR TABEL .....	vii
DAFTAR GAMBAR .....	viii
ABSTRAKSI.....	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 ALAT .....	V – 1
BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA.....	VI – 1
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA .....	VII – 1
BAB VIII UTILITAS .....	VIII – 1
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK .....	IX – 1
BAB X STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAAN .....	X – 1
BAB XI ANALISA EKONOMI .....	XI – 1
BAB XII KESIMPULAN .....	XII – 1
DAFTAR PUSTAKA	

APPENDIKS A .....	APP.A – 1
APPENDIKS B .....	APP.B – 1
APPENDIKS C .....	APP.C – 1
APPENDIKS D .....	APP.D – 1
APPENDIKS E .....	APP.E – 1

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.2.1.	Data impor Tetrahidrofuram .....	I – 3
Tabel 1.5.1.	Data Kebutuhan Tetrahidrofuram di Indonesia dari tahun 2004 – 2008 .....	I – 7
Tabel 2.2.1.	Seleksi Proses Produksi Tetrahidrofuram .....	II - 4
Tabel 7.1.1.	Instrumentasi Pabrik Tetrahidrofuram.....	VII – 4
Tabel 7.2.1.	Alat Keselamatan Kerja.....	VII – 9
Tabel 7.2.2.	Penanganan Bahan untuk Keselamatan Kerja.....	VII – 10
Tabel D.1.	Kebutuhan Steam.....	App D – 3
Tabel D.2.	Kebutuhan Air Pendingin pada Peralatan.....	App D – 11
Tabel D.3.	Kebutuhan Air Sanitasi.....	App D – 11
Tabel D.4.	Kebutuhan Air Total.....	App D – 12
Tabel 9.1.	Matriks Pemilihan Lokasi.....	IX – 10
Tabel 9.3.1.	Perincian Luas Daerah Pabrik.....	IX – 14
Tabel 10.1.	Jadwal Kerja Karyawan Shift.....	X – 14
Tabel 10.2.	Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja.....	X – 18
Tabel 10.3.	Daftar Upah (Gaji) Karyawan.....	X – 24

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1.1. Blok Diagram Proses Dehidrosiklis 1,4 Butanediol pada Pembuatan Tetrahydrofuran.....	II – 1
Gambar 2.1.2. Blok Diagram Proses Hidrogenasi Dimetil Succinate pada Pembuatan Tetrahydrofuran.....	II – 2
Gambar 6.1.1. Dimensi Tutup Atas & Tutup Bawah Reaktor.....	VI – 11
Gambar 6.4.1. Dimensi Gasket & Bolting.....	VI – 28
Gambar 6.4.2. Dimensi Flange pada Nozzle.....	VI – 36
Gambar 9.1. Peta Lokasi Pabrik Tetrahydrofuran.....	IX – 12
Gambar 9.3.2. Plant Lay Out Pra Rencana Pabrik Tetrahydrofuran.....	IX – 15
Gambar 9.3.3. Lay Out Peralatan Proses.....	IX – 19
Gambar 10.1. Struktur Organisasi Pra Rencana Pabrik Tetrahydrofuran.....	X – 4

## ABSTRAKSI

Tetrahidrofuran (THF) yang mempunyai rumus molekul  $C_4H_8O$  merupakan contoh dari senyawa aromatik yang digunakan sebagai pelarut senyawa-senyawa organik, tetapi tidak dapat bercampur dengan air. Kegunaan tetrahidrofuran ini, antara lain: sebagai bahan pelarut dalam industri plastik (PVC), sebagai bahan industri farmasi dan kesehatan, sebagai zat penyegel dan lem-lem, sebagai bahan tinta cetak, dan lain-lain. Proses yang digunakan pada pembuatan tetrahidrofuran ini adalah proses hidrogenasi dengan penambahan gas Hidrogen ( $H_2$ ) dan sebagai bahan baku menggunakan dimetil succinate dan metanol.

Pabrik Tetrahidrofuran ini direncanakan didirikan di Bontang, Kalimantan Timur dengan kapasitas produksi sebesar 100.000 ton/tahun dan mulai beroperasi pada tahun 2013. Model operasi yang diterapkan adalah sistem kontinue dengan waktu operasi 330 hari/tahun dan 24 jam/hari. Utilitas yang digunakan meliputi air, steam, listrik dan bahan bakar. Bentuk perusahaan ini adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi berbentuk garis dan staf. Dari hasil perhitungan analisa ekonomi didapatkan  $TCI = Rp. 472.288.647.281,44$ ;  $ROI_{AT} = 32,56 \%$ ;  $IRR = 20 \%$ ;  $POT = 2,54$  tahun;  $BEP = 45,75 \%$ . Dari hasil analisa ekonomi tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik Tetrahidrofuran ini layak untuk didirikan

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1. Latar Belakang**

Indonesia adalah salah satu negara berkembang yang sedang melaksanakan pembangunan di berbagai sektor. Sektor industri yang menjadi perhatian pemerintah diharapkan mampu menjadi ujung tombak agar pembangunan dapat mencapai sasarnya. Sejalan dengan perkembangan ilmu pengetahuan dan teknologi, industri kimia mengalami dari waktu ke waktu mengalami peningkatan. Hal ini dibuktikan dengan semakin meningkatnya kebutuhan dalam negeri akan produk-produk hasil industri kimia..

Pembangunan dan pengembangan industri di Indonesia diharapkan mampu bersaing dengan negara-negara maju lainnya. Peningkatan yang secara pesat baik secara kualitatif maupun kuantitatif juga terjadi dalam industri kimia. Salah satu bahan kimia yang sangat diperlukan dalam industri kimia adalah Tetrahydrofuran.

Kebutuhan tetrahydrofuran di Indonesia semakin lama semakin meningkat. Akan tetapi sampai saat ini belum ada perusahaan di Indonesia yang memproduksinya. Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri masih mendatangkan tetrahydrofuran dari Malaysia, Jepang, USA dan Jerman.

Dengan didirikannya pabrik tetrahydrofuran di Indonesia diharapkan mampu mengantisipasi kebutuhan tetrahydrofuran dan ketergantungan luar negeri

di masa yang akan datang. Di samping itu juga dengan didirikannya pabrik tetrahydrofuran di Indonesia diharapkan mengurangi jumlah import sehingga akan meringankan biaya produksi yang berakibat langsung pada penurunan harga produk sehingga konsumen dalam negeri akan terbantu. Di samping itu dapat menghemat devisa dan juga dapat membuka lapangan kerja baru serta dapat mendorong lebih berkembangnya industri kimia di Indonesia.

## 1.2. Perkembangan Industri Tetrahydrofuran

Pada perkembangan pembuatan Tetrahydrofuran tidak diketahui secara pasti, akan tetapi Tetrahydrofuran mulai dikenalkan oleh Du Pont pada tahun 1949 sebagai intermediate dalam pengembangan Polytetramethylene ether glycol sejak saat itu mulai dikembangkan pembuatan Tetrahydrofuran secara komersial.

Seiring dengan kemajuan teknologi maka proses pembuatan Tetrahydrofuran juga ikut berkembang, yaitu diantaranya pada tahun 1966 DuPont memulai satu kapasitas Tetrahydrofuran yang didasarkan pada Reppe sintesis yang menggunakan formaldehida dan gas karbit. Selain itu pada tahun 1991 DuPont pun sudah mengembangkan satu rute untuk membuat Tetrahydrofuran (THF), yang memerlukan hidrogenating asam maleat mengandung air di hadapan satu renum yang dimodifikasi katalisator paladium.

(<http://www.IFC.history/furfural/index.html>, akses : 25 November 2009)

(<http://www.ACS.publications/index.html>, akses : 10 November 2009)

Hingga saat ini untuk memenuhi kebutuhan Tetrahydrofuran masih banyak didatangkan dari luar negeri. Kebutuhan Tetrahydrofuran di Indonesia akan terus meningkat sejalan dengan berkembangnya industri kimia.



Dengan demikian, kebutuhan Tetrahidrofuran berdasarkan data statistik perdagangan Luar Negeri Indonesia, import dari tahun 2004- 2008 adalah sebagai berikut :

Tabel 1.2.1. Data Import Tetrahidrofuran :

No.	Tahun	Import (kg)
1.	2004	75.660.552
2.	2005	83.664.531
3.	2006	83.808.860
4.	2007	89.935.575
5.	2008	92.541.931

Sumber: Biro Pusat Statistik

### 1.3. Kegunaan Tetrahydrofuran

Tetrahidrofuran mempunyai peranan yang sangat penting dalam proses industri kimia, antara lain yaitu :

1. Sebagai bahan pelarut dalam industri plastik, PVC dan vernis
2. Sebagai bahan industri dalam bidang kesehatan dan farmasi
3. Sebagai bahan baku pembuatan polytetramethylene glycol
4. Merupakan bahan intermediate pada pembuatan polyurethanes dan spandex fibers
5. Sebagai polimer untuk membuat serat elastomeric polyurethane, sebagai contoh spandex
6. Sebagai zat penyegel dan lem – lem
7. Sebagai bahan tinta cetak khusus.

(<http://www.chemicaland21.com/industrialchem/THF.htm>, akses : 19 November 2009)

## 1.4. Sifat-sifat Bahan Baku

### A. Bahan Baku

#### Bahan Baku Utama

##### a. Dimetil Succinate

Sifat-sifat fisika		Sifat-sifat kimia	
Kondisi fisik	Cairan tidak berwarna	Nama IUPAC	Dimethyl Butanedioate
Densitas	1,086 ± 0,06 g/cm <sup>3</sup>	Rumus molekul	C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>4</sub>
		Berat molekul	146,14 g/mol
Melting point	18 – 20 °C (pada 760 mmHg)		
Boiling point	196 – 200 °C		
Specific gravity	1,114 – 1,118 (pada 25 °C)		
Vapor pressure	185 °F		

(Perry's Chemical Engineers' Handbook 7<sup>th</sup> Ed,1999)

(<http://www.chemicaland21.com/Dimethylsuccinate.htm>, akses : 19 November 2009)

### B. Bahan Baku Pembantu

#### Metanol

Sifat-sifat fisika		Sifat-sifat kimia	
Kondisi fisik	Cairan tidak berwarna dan mudah menguap	Nama lain	Methylol
Boiling point	65 °C	Rumus molekul	CH <sub>4</sub> O
Melting point	-98 °C	Berat molekul	32,042 g/mol
Densitas	0,79 g/cm <sup>3</sup>		
Vapor pressure	12,3 kPa (pada 20 °C)		
Flash point	12 °C		

(Perry's Chemical Engineers' Handbook 7<sup>th</sup> Ed,1999)

(<http://www.chemicaland21.com/Methanol.htm>, akses : 19 November 2009)

### C. Bahan Pembantu

#### Copper Chromite (catalyst)

Sifat-sifat fisika		Sifat-sifat kimia	
Kondisi fisik	kristal tidak berbentuk, merah tua	Nama	Copper chromite
Moisture	$\pm 0,5$ m/m	Rumus molekul	$\text{Cu}_2\text{Cr}_2\text{O}_5$
Umur katalis	12 bulan (1 tahun)	Berat molekul	311,08 g/mol
		pH	5 – 7

([http://www.nabond.com/Copper\\_chromite.html](http://www.nabond.com/Copper_chromite.html), akses : 14 November 2009)

### D. Produk Utama

#### Tetrahidrofur

Sifat-sifat fisika		Sifat-sifat kimia	
Kondisi fisik	Cairan tidak berwarna	Nama lain	1,4-epoxy-butane
Boiling point	65 – 66 °C	Rumus molekul	$\text{C}_4\text{H}_8\text{O}$
Melting point	-65 °C	Berat molekul	72,11 g/mol
Specific gravity	0,885 – 0,895		
Vapor density	2,5		
Vapor pressure	143 – 145 torr		
Flash point	-21 °C		
Viscosity	0,48 cP (pada 25 °C)		
Purity	99,9 %		

(Perry's Chemical Engineers' Handbook 7<sup>th</sup> Ed, 1999)

(<http://www.osha.gov/Tetrahydrofuran.htm>, akses : 08 Oktober 2009)

(<http://www.chemicaland21.com/Tetrahydrofuran.htm>, akses : 19 November 2009)

**D. Produk Samping****a. 1,4 Butanediol**

Sifat-sifat fisika		Sifat-sifat kimia	
Kondisi fisik	cair	Nama	Butynediol
Purity	95,5 %	Nama lain	1,4-butylene glycol, 1,4-dihydroxybutane
Melting point	19 – 20 °C		
Vapor density	3,1	Berat molekul	90,12 g/mol
Flash point	121 °C		
Specific gravity	1,017		
Boiling point	228 – 230 °C		

(Perry's Chemical Engineers' Handbook 7<sup>th</sup> Ed,1999)<http://www.chemicaland21.com/1,4-Butanediol.htm>, akses : 26 November 2009)**b. Air**

Sifat-sifat fisika		Sifat-sifat kimia	
Kondisi fisik	Cair	Rumus molekul	H <sub>2</sub> O
Boiling point	100 °C	Berat molekul	18,01528 g/mol
Melting point	0 °C		
Density	1000 kg.m <sup>-3</sup>		

(Perry's Chemical Engineers' Handbook 7<sup>th</sup> Ed,1999)<http://www.wikipedia.org/wiki/Water.htm>, akses : 08 Oktober 2009)**c. Hidrogen**

Sifat-sifat fisika		Sifat-sifat kimia	
Kondisi fisik	Gas	Rumus molekul	H <sub>2</sub>
Titik didih	20,28 K (-259,87 °C)	Berat molekul	1,00794 g/mol
Titik leleh	14,01 K (-259,14 °C)		
Titik kritis	32,97 K		
Titik tripel	13,8033 K (7,042 kPa)		
Densitas	0,08988 g/L		

(Perry's Chemical Engineers' Handbook 7<sup>th</sup> Ed,1999)

(<http://www.wikipedia.org/wiki/Hidrogen.htm>, akses : 08 Oktober 2009)

### 1.5. Perkiraan Kapasitas Pabrik

Dalam mendirikan pabrik diperlukan suatu perkiraan kapasitas produksi agar dihasilkan produksi yang sesuai dengan kebutuhan pasar.

Tabel 1.5.1. Data kebutuhan Tetrahydrofuran tahun 2004-2008

No.	Tahun	Import (kg)
1.	2004	75.660.552
2.	2005	83.664.531
3.	2006	83.808.860
4.	2007	89.935.575
5.	2008	92.541.931

Perkiraan kapasitas pabrik baru dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$F = P ( 1 + I )^n$$

Dimana : F = peluang kapasitas pada tahun yang diinginkan

P = data terakhir

I = tingkat kebutuhan

n = selisih tahun 2008 dan 2013 (5 tahun)

Dari tabel 1.5.1. didapatkan rata-rata persen kenaikan kebutuhan Tetrahydrofuran adalah sebesar 4,11 %. Maka perkiraan kapasitas produksi

$$F = P ( 1 + I )^n$$

$$F = 92.541.931 ( 1 + 0,0411 )^5$$

$$F = 113189882,5 \text{ kg/tahun}$$

Kapasitas pabrik baru = impor + ekspor

Diketahui :

- Ekspor tahun 2014 diperkirakan sebesar 40 % dari kebutuhan
- Impor dianggap sama dengan kebutuhan yang akan dipenuhi oleh pabrik baru

$$\begin{aligned}\text{Ekspor} &= 40 \% \times \text{kebutuhan} \\ &= 40 \% \times 113189882,5 \text{ Kg/tahun} \\ &= 45275953,01 \text{ Kg/tahun}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas pabrik baru} &= \text{impor} + \text{ekspor} \\ &= (113189882,5 + 45275953,01) \text{ Kg/tahun} \\ &= 158465835,5 \text{ Kg/tahun} \\ &= 158465,8355 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

Jadi kapasitas pabrik Tetrahydrofuran yang akan didirikan pada tahun 2013 adalah 158465,8355 ton/tahun. Akan tetapi perancangan kali ini diambil kapasitas pabrik sebesar 100.000 ton/tahun.

## BAB II

### SELEKSI PROSES

#### 2.1 Macam Proses

Proses umum yang biasa dipakai untuk pembuatan Tetrahidrofuran ( $C_4H_8O$ ) terbagi menjadi dua macam, ditinjau dari jenis operasinya, antara lain:

1. Proses Dehidrosiklis 1,4 Butanediol dengan menggunakan katalis tembaga (Cu).
2. Proses Hidrogenasi Dimetil Succinate dengan menggunakan katalis tembaga chromite (CuCr).

##### 2.1.1 Proses Dehidrosiklis 1,4 Butanediol.

Pada proses Dehidrosiklis ini umumnya berlangsung dalam fase gas , dimana feed yaitu 1,4 Butanediol harus diubah fasenya dari cair menjadi gas, kemudian feed yang sudah berupa fase gas lalu diumpankan masuk kedalam reactor multitubular, katalis berupa tembaga sudah dimasukkan dalam tube, dimana waktu reaksinya adalah 1 jam, dengan suhu reaksi sama atau lebih tinggi sedikit dari titik didih 1,4 Butanediol, dimana titik didih 1,4 Butanediol adalah  $210^{\circ}C$  .

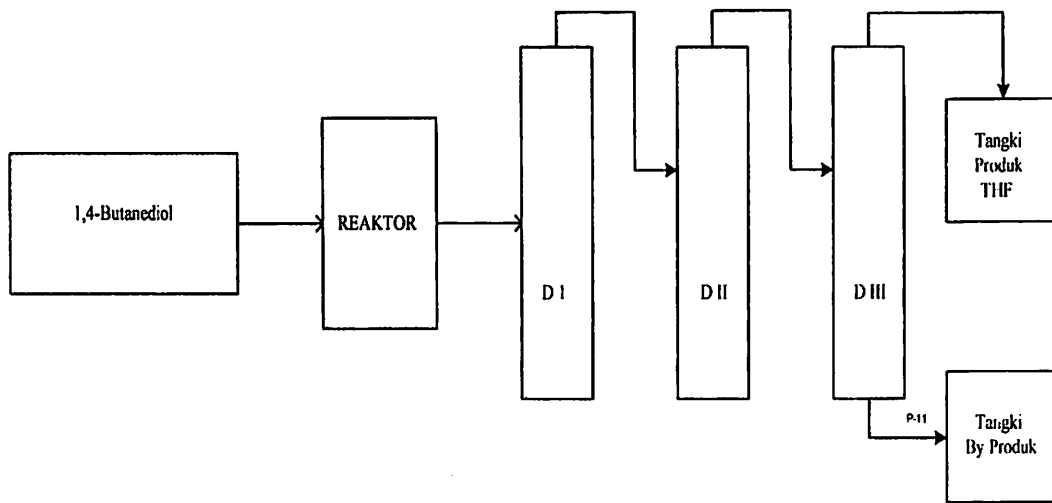
Pada reaksi dalam reaktor tersebut akan menghasilkan Tetrahidrofuran dan Air dengan konversi reaksi 90 % , menurut reaksi seperti dibawah ini,





Hasil reaksi dalam reaktor tersebut kemudian didinginkan, setelah dingin lalu diumpankan masuk kedalam kolom distilasi, dimana banyaknya kolom distilasi untuk memurnikan produk yang diinginkan, yaitu 3 kolom distilasi .

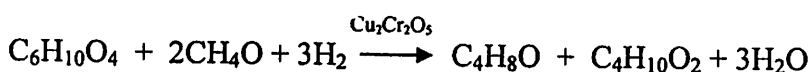
(Tanabe, Toriya.,US Patent)



Gambar 1. Blok diagram Proses Dehidrosiklis pada Pembuatan Tetrahidrofuran

### 2.1.2 Proses Hidrogenasi Dimetil succinate

Pada proses Hidrogenasi ini bisa berlangsung baik dalam fase gas maupun cair , tetapi umumnya dalam fase gas. Bahan baku diuapkan, setelah berubah fase kemudian diumpankan masuk kedalam reaktor plug flow, dimana pada bagian bottom dimasukkan aliran hidrogen, kemudian dalam reaktor sudah terisi katalis tembaga chromite ( $\text{CuCr}_2$ ), dimana waktu reaksi dalam reaktor tersebut umumnya adalah 30 – 40 menit dengan suhu reaksi antara  $170 - 248^{\circ}\text{C}$  . dari suhu diatas, maka diambil yang paling mendekati *bubble point* bahan baku, dengan konversi reaksi 94,2%, dimana reaksinya sebagai berikut :

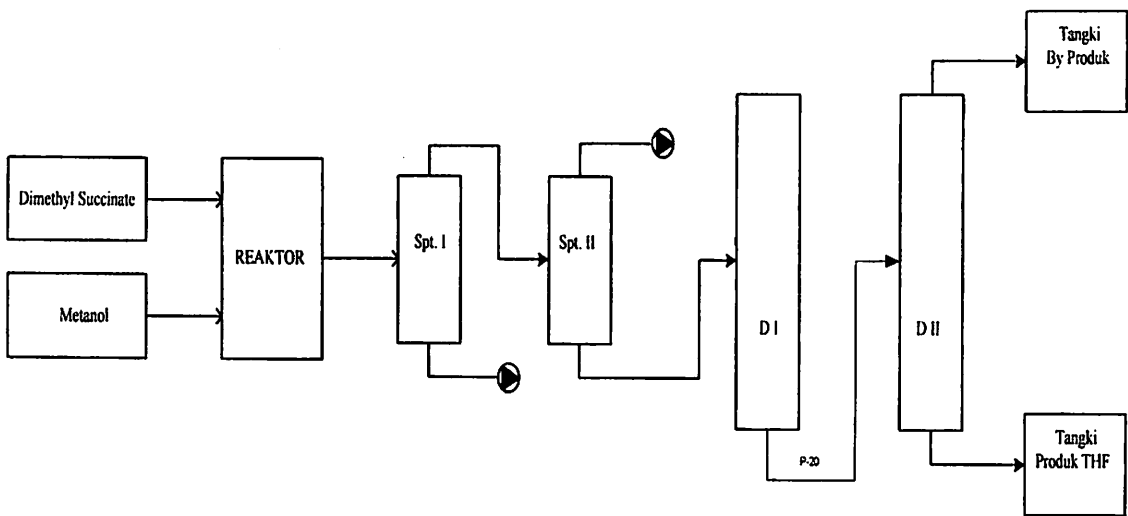


Kemudian, hasil reaksi lalu didinginkan, setelah itu diumpungkan kedalam kolom destilasi, dimana jumlah destilasi yang dipakai ada 2 buah.

Pada destilasi (1) tekanan yang umumnya digunakan adalah 0,5 – 2 atm, dan pada kolom destilasi ke (2) tekanan yang umumnya digunakan adalah 6 – 12 atm

(Fischer, Liang., US Patent)

(Kouba, Snyder., US Patent)



Gambar 2. Blok diagram Proses Hidrogenasi pada Pembuatan Tetrahidrofuran

## 2.2 Seleksi Proses

Sebelum menentukan pemilihan proses yang tepat, maka perlu adanya studi perbandingan dari alternatif proses yang ada, baik secara aspek teknis maupun aspek ekonomis sehingga didapatkan suatu proses produksi Tetrahidrofuran yang efektif dan efisien.

### 2.2.1. Perbandingan proses produksi Tetrahidrofuran

Parameter	Proses Dehidrosiklis	Proses Hidrogenasi
Bahan baku	1,4 Butanediol	Dimetil Succinate
Kondisi operasi :		
- Suhu	180 – 300 °C	170 – 248 °C
- Tekanan	1 atm	1 atm
- Katalis	Tembaga	Tembaga Chromite
- Konversi	90%	94.2 %
- Waktu Proses	1 jam	30 – 40 menit
Ekonomi	Mahal	Murah
Kemurnian	95 %	99 %

Dari uraian tersebut di atas dapat diketahui kelebihan dan kekurangan masing-masing proses. Dalam seleksi ini pertimbangan didasarkan pada segala aspek keseluruhan yang lebih menguntungkan. Maka pada proses pembuatan Tetrahydrofuran (THF) ini adalah Proses Hidrogenasi dengan Katalis Tembaga Chromite, dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Kemurnian produk yang dihasilkan 99 %.
2. Konversinya lebih tinggi.
3. Katalisnya mempunyai titik leleh 1000 °C dan suhu operasi 210 °C sehingga dapat digunakan lebih dari satu kali.

## 2.3 Deskripsi Proses

Proses pembuatan Tetrahydrofuran (THF) dari Dimethylsuccinate dengan dapat dibagi menjadi 4 tahap dimana sebagai berikut:

- Tahap persiapan umpan.
- Tahap reaksi hidrogenasi.
- Tahap pemisahan.
- Tahap pemurnian.

## 2.4 Uraian Proses

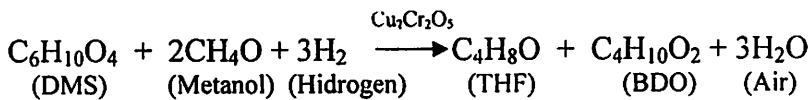
### 2.4.1 Tahapan Persiapan Umpan.

Bahan baku dari storage berupa Dimetil Succinate (F-111) dan Metanol (F-113) dalam fase cair dengan kondisi suhu  $30^{\circ}\text{C}$  bertekanan 1 atm, dialirkan menuju tangki pencampur (M-115) pada suhu dan tekanan yang sama selama 5 menit. Campuran bahan tersebut dialirkan oleh pompa (L-116) menuju tangki Vaporizer (V-127) dimana terjadi perubahan fase dari cair menjadi gas dengan kondisi suhu diatas titik didihnya yaitu  $225^{\circ}\text{C}$  dan bertekanan 1 atm. Proses ini bertujuan agar mempermudah terjadinya *reaksi hidrogenasi* selanjutnya dalam reaktor berkatalis tembaga chromite. Dengan catatan bahwa fase bahan yang terjadi dalam reaktor haruslah berbentuk fase gas.

### 2.4.2 Tahapan Reaksi Hidrogenasi.

Dimetil Succinate dan Metanol yang keluar dari Vaporizer (V-117) sudah berbentuk fase gas. Kemudian campuran tersebut dialirkan menuju reaktor yang sudah berkatalis tembaga chromite (R-110), dimana pada bagian bottom (bawah) dialirkan gas hidrogen dari storage. Reaksi yang terjadi dalam reaktor pada suhu

proses 211<sup>0</sup>C dan bertekanan 1 atm ini dengan  $X_A$  (konversi reaksi) sebesar 94,2% dimana waktu reaksi yang terjadi antara 30 – 40 menit. Berikut ini adalah reaksi yang terjadi dalam reaktor :



### 2.4.3 Tahapan Pemisahan.

Hasil yang keluar dari reaktor (R-110) berupa THF, BDO, Air, DMS sisa, Metanol sisa dan Hidrogen sisa pada suhu 211<sup>0</sup>C dan bertekanan 1 atm, dialirkan menuju ke dalam cooler I (E-121) sampai suhu 120<sup>0</sup>C pada tekanan yang sama. Kemudian hasil dari cooler I (E-121) dipisahkan dengan menggunakan tangki separator I (H-122 A) pada suhu 120<sup>0</sup>C dan bertekanan 1 atm, pada bagian bawah (liquid) separator I ini yang menghasilkan butanediol ±99% dan terdapat sedikit kandungan DMS 0,01%, THF 0,01% serta air 0,03%, dimana sebelumnya sudah didinginkan dengan cooler III (E-124) sampai suhu 30<sup>0</sup>C dan setelah itu hasil tersebut dapat ditampung menjadi produk samping butanediol (F-126). Sedangkan untuk hasil bagian atas separator I (vapor) yang menghasilkan air, THF, hidrogen sisa didinginkan dalam cooler II (E-123) sampai pada suhu 30<sup>0</sup>C. Dimana hasil yang keluar dari cooler II dialirkan menuju separator II (H-122 B), dengan pemisahan untuk bagian atas (vapor) menghasilkan gas buang hidrogen ±99% dan sedikit kandungan metanol 0,01%, sedangkan untuk bagian bawah (liquid) itu menghasilkan THF 25,12% dan air 75,88%. Setelah itu kedua campuran tersebut dipanaskan kedalam pre heater (E-127) untuk dilakukan proses pemurnian dalam kolom destilasi.

#### **2.4.4 Tahapan Pemurnian.**

Setelah dari pre heater (E-127), campuran THF dan air dialirkan menuju kolom destilasi (D-130), dimana untuk suhu feed (umpan) sebesar 95,75°C, kemudian dialirkan lagi menuju bagian top (destilat) pada suhu 95,01°C yang menghasilkan produk samping (excess) uap air ±99% dan sedikit THF yang harus dialirkan menuju waste. Sedangkan untuk bagian bottom (residu) pada suhu 96,95°C yang menghasilkan produk utama THF dengan hasil kemurnian 99,6% dan sedikit kandungan air yang setelah itu hasil tersebut didinginkan dengan cooler IV sampai suhu 30°C untuk ditampung kedalam tangki produk tetrahidrofur (F-134).

#### **2.4.5 Tahap Penanganan Produk**

Produk yang dihasilkan kemudian dikemas dalam drum – drum, setelah itu di beri label dan siap dipasarkan.

### BAB III

#### NERACA MASSA

Kapasitas Produksi = 100.000 ton/tahun

Produksi Tetrahidrofuran =  $\frac{100.000 \text{ ton}}{1 \text{ th}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ th}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$   
= 12.626,2626 kg/jam

Waktu Operasi = 330 hari/tahun

Basis Perhitungan = 12768,2607 kg/jam bahan baku  $C_6H_{10}O_4$

Komposisi Bahan Baku :

1. Dimetil Succinate :  $C_6H_{10}O_4$  = 98,5 %  
 $H_2O$  = 1,5 %

Diperoleh dari BASF PETRONAS Chemical Sdn Bhd, Kuantan – Malaysia

2. Metanol :  $CH_4O$  = 99,88 %  
 $H_2O$  = 0,12 %

Diperoleh dari PT. KMI, Bontang - Kalimantan Timur.

3. Gas Hidrogen ( $H_2$ )

Diperoleh dari PT. Pupuk Kaltim, Bontang - Kalimantan Timur.

4. Katalis Tembaga Kromit ( $Cu_2Cr_2O_5$ )

Diperoleh dari Nabond Technologies Co., Hongkong

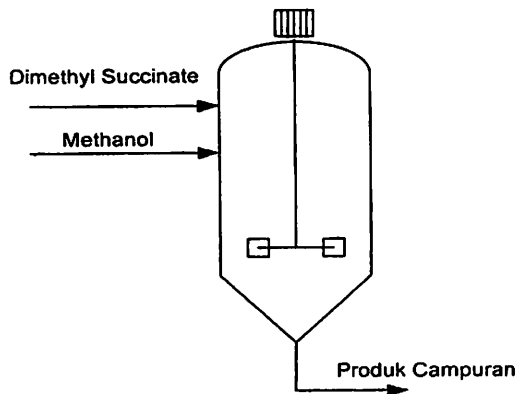


### 1. Tangki Pencampur Bahan Baku (M-115)

Fungsi : Untuk mencampurkan bahan baku Dimetil Succinate dengan Metanol.

Kondisi tangki pencampur :

- Suhu operasi = 30 °C
- Tekanan operasi = 1 atm
- Waktu operasi = 5 menit



**Neraca Massa di Tangki Pencampur Bahan Baku :**

Bahan Masuk		Bahan Keluar	
$C_6H_{10}O_4(l)$	12768,2607	$C_6H_{10}O_4(g)$	12768,2607
$CH_4O(l)$	1276,8261	$CH_4O(g)$	1276,8261
<b>Jumlah</b>	<b>14.045,0867</b>	<b>Jumlah</b>	<b>14.045,0867</b>

## 2. Reaktor Hidrogenasi (R-110)

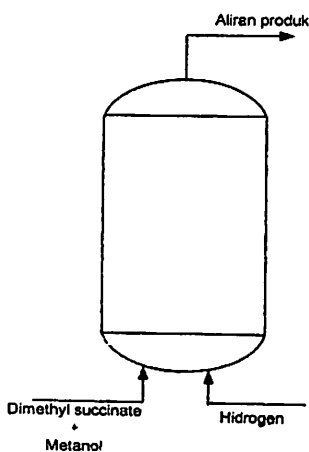
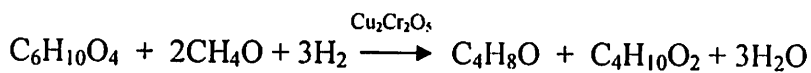
Fungsi : Untuk mereaksikan Dimetil Succinate dan Metanol dengan menggunakan gas Hidrogen ( $H_2$ ) ke dalam Reaktor berkatalis Tembaga Kromit ( $Cu_2Cr_2O_5$ ), sehingga dihasilkan produk Tetrahidrofuran.

Kondisi Reaktor :

(Kouba, Snyder., US Patent)

- a. Suhu Operasi = 211 °C
- b. Tekanan Operasi = 1 atm
- c. Konversi Reaksi = 94,2 %

Reaksi :



**Neraca Massa di Reaktor Hidrogenasi :**

Masuk (Kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
		Masuk Separator I	
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>4</sub>	12768,2607	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O	12027,7016
CH <sub>4</sub> O	2553,6521	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	12027,7016
H <sub>2</sub>	10214,6084	H <sub>2</sub> O	36083,1047
H <sub>2</sub> O(hilang)	36083,1047	C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>4</sub> sisa	740,5591
		CH <sub>4</sub> O sisa	148,1118
		H <sub>2</sub> sisa	592,4473
<b>Jumlah</b>	<b>61.619,6260</b>	<b>Jumlah</b>	<b>61.619,6260</b>

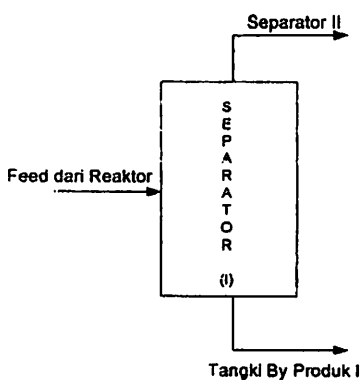
**3. Separator I (H-122 A)**

Fungsi : Untuk memisahkan bahan liquid dari gas yang keluar dari reaktor.

Kondisi Separator I :

a. Suhu operasi = 120 °C

b. Tekanan operasi = 1 atm



**Neraca Massa di Separator I :**

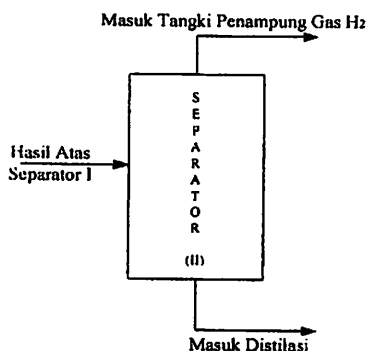
Komponen	BM	Masuk (Reaktor)	Keluar	
			Hasil Atas (Separator II)	Hasil Bawah (Tangki By-Produk Butanediol)
		Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O	72,11	12027,7016	12026,7276	0,9740
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	90,124	12027,7016	10,9088	12016,7928
H <sub>2</sub> O	18,016	36083,1047	36070,9829	12,1218
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>4</sub> sisa	146,14	740,5591	73,3729	667,1862
CH <sub>4</sub> OH sisa	32,042	148,1118	112,1459	35,9659
H <sub>2</sub> sisa	2,016	592,4473	592,4473	0,0000
<b>Aliran</b>			<b>48886,5854</b>	<b>12733,0407</b>
<b>Jumlah</b>		<b>61.619,6260</b>	<b>61.619,6260</b>	

**4. Separator II (H-122 B)**

Fungsi : Untuk memisahkan hasil atas campuran gas dan liquid yang keluar dari Separator I.

Kondisi Separator II :

- Suhu operasi = 30 °C
- Tekanan operasi = 1 atm



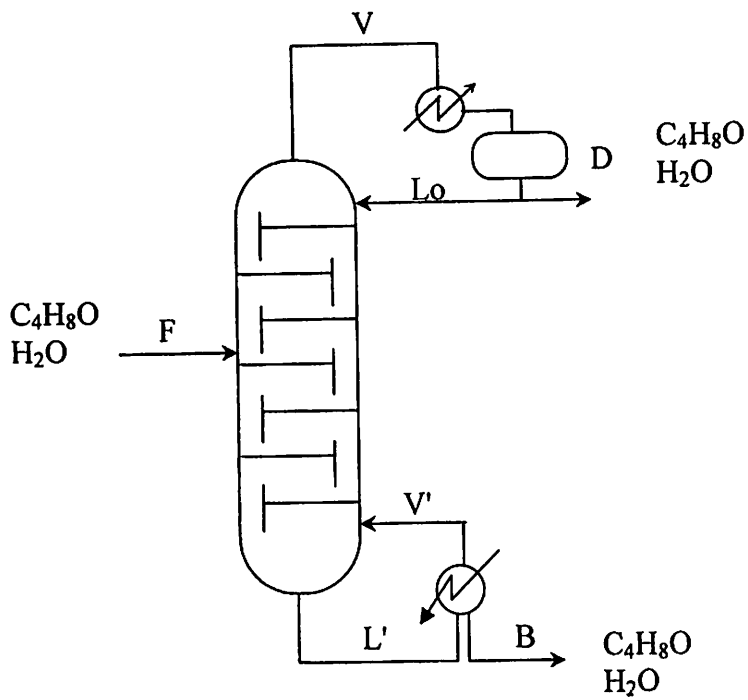
## Neraca Massa di Separator II :

Jenis	BM	Masuk (Separator I)  Kg/jam	Keluar	
			Hasil Atas (Tangki By-Produk Gas H <sub>2</sub> )  Kg/jam	Hasil Bawah (Menuju Destilasi I)  Kg/jam
			O	72,11
O <sub>2</sub>	90,124	10,9088	10,9088	-
	18,016	36070,9829	4,0627	36066,9202
Residu	146,14	73,3729	73,3729	-
Residu	32,042	112,1459	112,1459	-
Residu	2,016	592,4473	592,4473	-
			<b>794,6892</b>	<b>48091,8962</b>
<b>Jumlah</b>		<b>48886,5854</b>	<b>48886,5854</b>	

**5. Kolom Distilasi (D-130)**

Fungsi : Memisahkan produk Tetrahidrofuran ( $C_4H_8O$ ) dari umpan bagian bawah separator II.

Jenis : Sieve Tray



## Neraca Massa Kolom Distilasi I

Aliran Masuk (Kg/jam)		Aliran Keluar (Kg/jam)	
<b>FEED PRODUK</b> (Dari Bagian Bawah Separator II)		<b>TOP PRODUK</b> (Menuju Distilasi II)	
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O	12024,9760	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O	12,0250
H <sub>2</sub> O	36066,9202	H <sub>2</sub> O	35453,6085
		<b>SUB TOTAL</b>	<b>35465,6335</b>
		<b>BOTTOM PRODUK UTAMA</b> (Menuju Tangki Tetrahidrofuran)	
		C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O	11987,8495
		H <sub>2</sub> O	638,4132
		<b>SUB TOTAL</b>	<b>12.626,2626</b>
<b>TOTAL</b>	<b>48091,8962</b>	<b>TOTAL</b>	<b>48091,8962</b>

## BAB IV

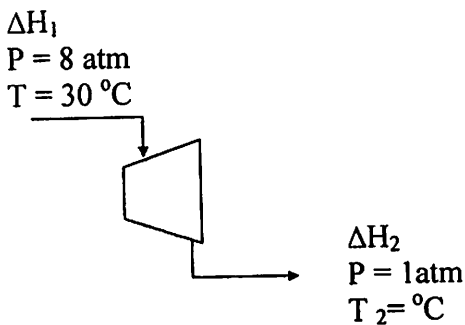
### NERACA PANAS

Kapasitas Produksi = 100.000 ton/tahun  
= 100.000.000 kg/tahun  
= 12.626,2626 kg/jam

Waktu operasi = 330 hari/tahun  
= 24 jam/hari

Suhu referensi = 25 °C = 298 °K

#### 1. Ekspander (N-119)



Neraca Panas Total :

$$Q = \Delta H = \Delta H_1 - \Delta H_2$$

Dimana :

$Q = \Delta H$  = Panas yang terjadi dalam expander (kkal/jam)

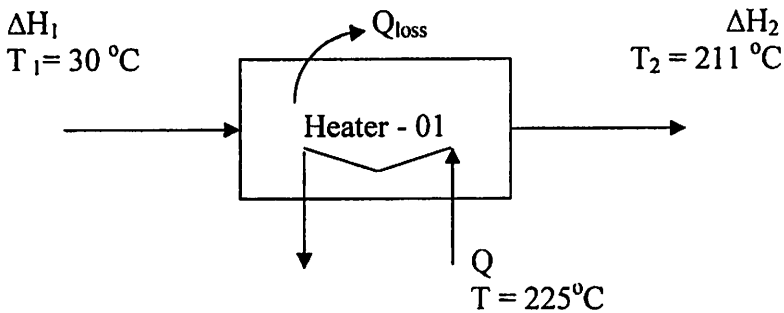
$\Delta H_1$  = Panas bahan masuk expander dari tangki Hidrogen (kkal/jam)

$\Delta H_2$  = Panas bahan keluar expander menuju Heater I (kkal/jam)



**Neraca Panas di Expander :**

Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_1 = 366.376,1149$	$\Delta H_2 = 183.820,3903$
	$Q = 182.555,7245$
<b>Total = 366.376,1149</b>	<b>Total = 366.376,1149</b>

**2. Heater I (E-120)**

Neraca Panas Total :

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

Dimana :

$\Delta H_1$  = Panas bahan masuk heater I dari ekspander (kkal/jam)

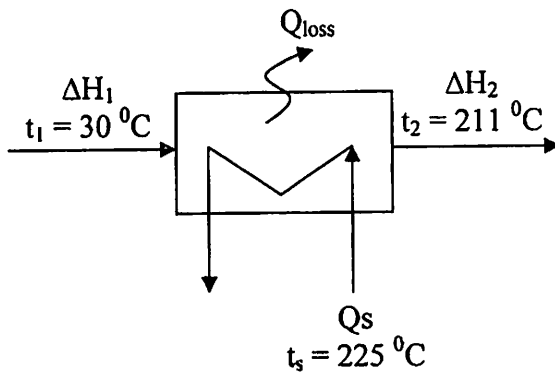
$Q$  = Panas yang dibawa oleh steam pemanas (kkal/jam)

$\Delta H_2$  = Panas bahan keluar heater I menuju reaktor (kkal/jam)

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang hilang (kkal/jam)

**Neraca Panas di Heater I :**

Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_1 = 183.820,3903$	$\Delta H_2 = 207.392,6966$
$Q = 24.746,6382$	$Q_{\text{loss}} = 1.237,3319$
<b>Total = 208.567,0285</b>	<b>Total = 208.567,0285</b>

**3. Vaporizer (V-117)**

Neraca Panas Total :

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

Dimana :

$\Delta H_1$  = panas yang terkandung dalam bahan dari tangki pecampur

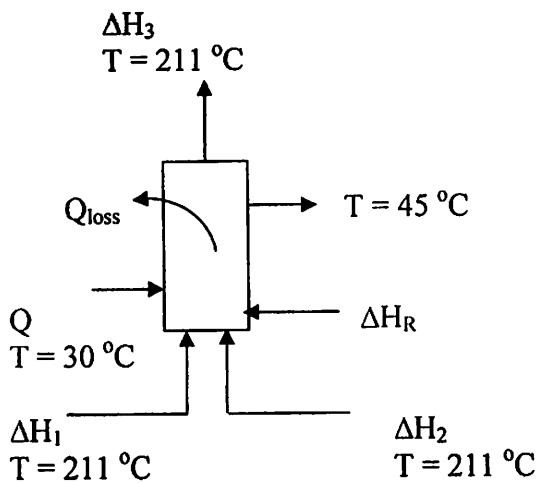
$\Delta H_2$  = panas yang terkandung dalam bahan keluar vaporizer

$Q$  = panas yang diberikan oleh steam

$Q_{\text{loss}}$  = panas yang hilang

**Neraca Paas di Vaporizer :**

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
$\Delta H_1$	148.530,1566	$\Delta H_2$	1.025.947,9354
Q	923.597,6618	$Q_{loss}$	46.179,8831
<b>TOTAL</b>	<b>1.072.127,8185</b>	<b>TOTAL</b>	<b>1.072.127,8185</b>

**4. Reaktor (R-110)****Neraca Panas Total :**

Dimana:

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_R = \Delta H_3 + Q_{loss} + Q$$

$\Delta H_1$  = Panas yang dibawa bahan masuk dari vaporizer (kkal/jam)

$\Delta H_2$  = Panas yang dibawa bahan masuk dari Heater I (kkal/jam)

$\Delta H_R$  = Panas reaksi (kkal/jam)

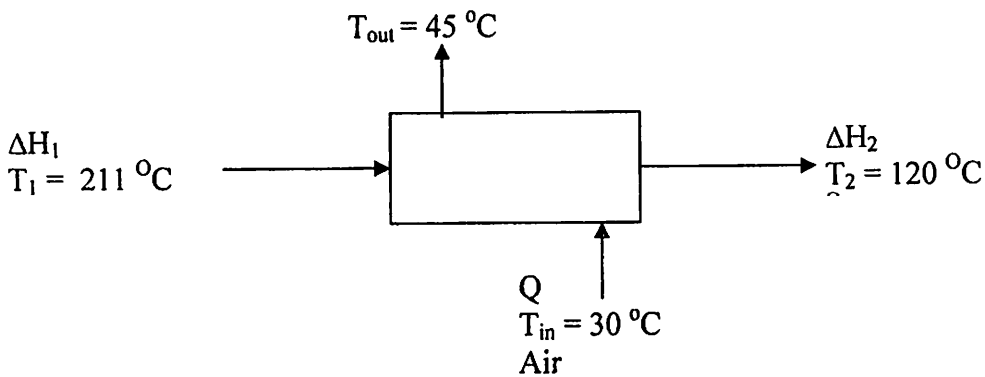
$\Delta H_3$  = Panas yang dibawa bahan keluar menuju separator I (kkal/jam)

$Q_{loss}$  = Panas yang hilang (kkal/jam)

Q = Panas yang diserap pendingin (kkal/jam)

**Neraca Panas di Reaktor :**

Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_1 = 1.025.947,9354$	$\Delta H_3 = 569.525,7164$
$\Delta H_2 = 207.329,6966$	$Q_{\text{loss}} = 25.634,5038$
$\Delta H_R = -125.427,3368$	$Q = 512.690,0751$
<b>Total = 1.107.850,2953</b>	<b>Total = 1.107.850,2953</b>

**5. Cooler 1 (E-121)**

Neraca Panas Total :

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

Dimana :

$\Delta H_1$  = Panas bahan masuk cooler dari reaktor (kkal/jam)

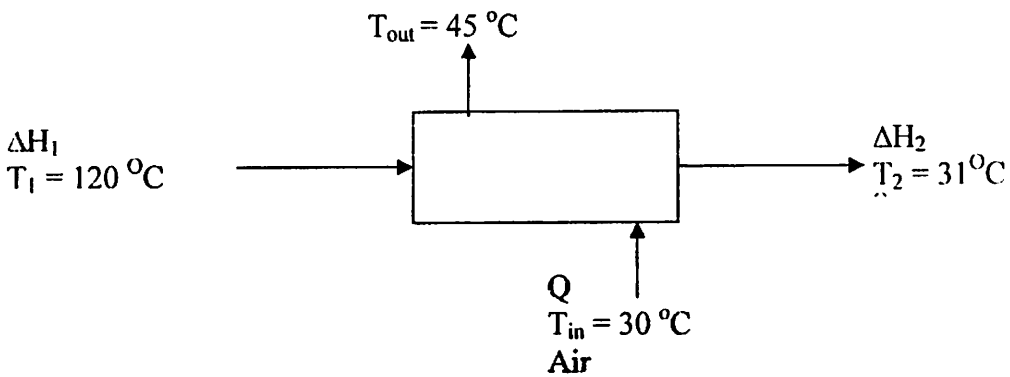
$Q$  = Panas yang diserap oleh pendingin

$\Delta H_2$  = Panas bahan keluar cooler menuju separator I (kkal/jam)

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang hilang (kkal/jam)

**Neraca Panas di Cooler I :**

Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_1 = 569.525,71639$	$\Delta H_2 = 380.625,6886$
	$Q_{\text{loss}} = 28.476,2858$
	$Q = 160.423,7419$
<b>Total = 569.525,71639</b>	<b>Total = 569.525,71639</b>

**6. Cooler II (E-123)**

Neraca Panas Total :

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

Dimana :

$\Delta H_1$  = Panas bahan masuk cooler dari separator I (kkal/jam)

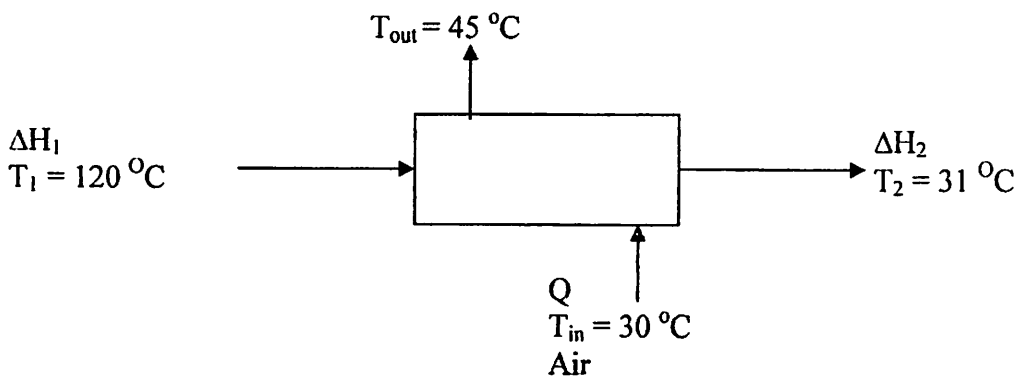
$Q$  = Panas yang diserap oleh Air Pendingin

$\Delta H_2$  = Panas bahan keluar cooler menuju separator II (kkal/jam)

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang hilang (kkal/jam)

**Neraca Panas di Cooler II :**

Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_1 = 64.495,2970$	$\Delta H_2 = 50.490,2163$
	$Q_{\text{loss}} = 3.224,7649$
	$Q = 10.780,3159$
<b>Total = 64.495,2970</b>	<b>Total = 64.495,2970</b>

**7. Cooler III (E-124)**

Neraca Panas Total :

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

Dimana :

$\Delta H_1$  = Panas bahan masuk cooler dari separator I (kkal/jam)

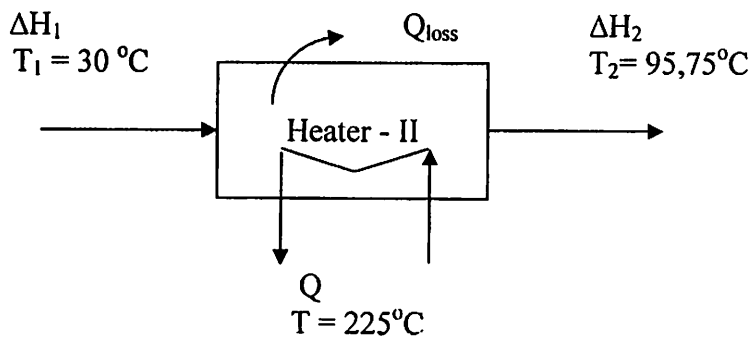
$Q$  = Panas yang diserap oleh Air Pendingin

$\Delta H_2$  = Panas bahan keluar cooler menuju ketangki penampung by produk butanadyol (kkal/jam)

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang hilang (kkal/jam)

**Neraca Panas di Cooler III :**

Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_1 = 1.721,4165$	$\Delta H_2 = 178,1954$
	$Q_{\text{loss}} = 86,0798$
	$Q = 1.457,1502$
<b>Total = 1.721,4165</b>	<b>Total = 1.721,4165</b>

**8. Heater II (E-129)**

Neraca Panas Total :

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

Dimana :

$\Delta H_1$  = Panas bahan masuk dari hasil bawah separator II (kkal/jam)

$Q$  =Panas yang dibawa oleh steam pemanas (kkal/jam)

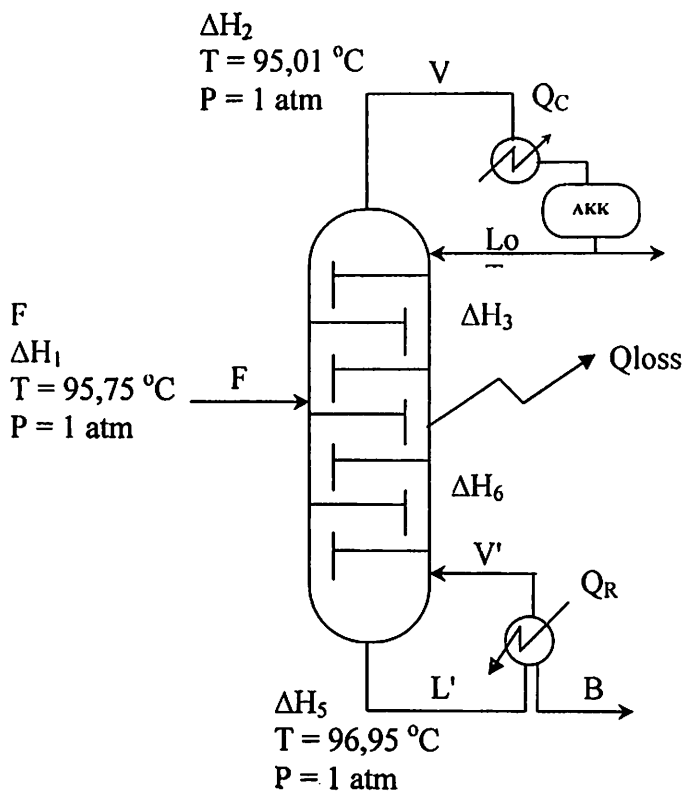
$\Delta H_2$  = Panas bahan keluar heater II menuju kolom destilasi I (kkal/jam)

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang hilang (kkal/jam)

## Neraca Panas di Heater II :

Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$H_1 = 49.525,7808$	$\Delta H_2 = 83.523,9210$
$Q = 35.787,5160$	$Q_{\text{loss}} = 1.789,3758$
<b>Total = 85.313,2968</b>	<b>Total = 85.313,2968</b>

## 9. Kolom Destilasi I (D-130)



## Neraca Panas Total :

$$\Delta H_1 + Q_R = \Delta H_4 + \Delta H_7 + Q_{\text{loss}} + Q_C$$



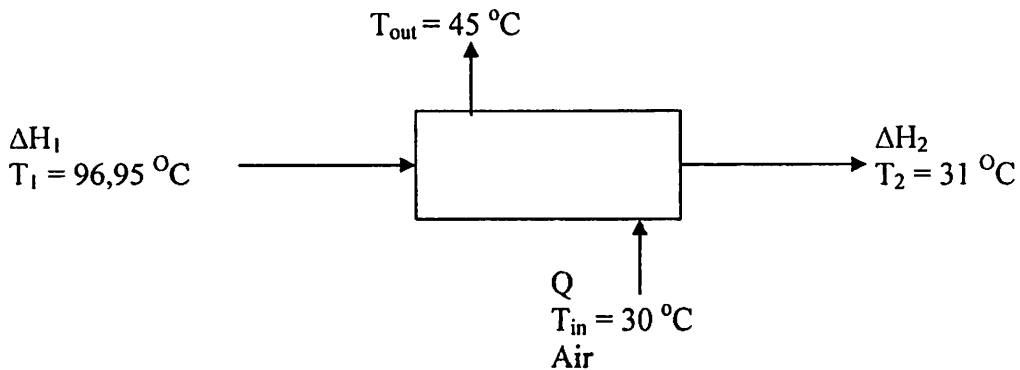
Dimana :

- $\Delta H_1$  = Panas bahan masuk kolom destilasi I dari heater II (kkal/jam)
- $\Delta H_2$  = Panas yang keluar kolom destilasi menuju kondensor I (kkal/jam)
- $\Delta H_3$  = Panas yang terbawa oleh liquid sebagai refluks dari kondensor I masuk kolom destilasi (kkal/jam)
- $\Delta H_4$  = Panas yang keluar sebagai destilat dari kondensor I (kkal/jam)
- $\Delta H_5$  = Panas yang keluar kolom destilasi menuju reboiler I (kkal/jam)
- $\Delta H_6$  = Panas yang terbawa oleh uap sebagai refluks dari reboiler I masuk kolom destilasi (kkal/jam)
- $\Delta H_7$  = Panas yang keluar sebagai bottom dari reboiler I (kkal/jam)
- $Q_C$  = Panas yang terjadi di sekitar kondensor I (kkal/jam)
- $Q_R$  = Panas yang terjadi pada reboiler I (kkal/jam)
- $Q_{loss}$  = Panas yang hilang (kkal/jam)

**Neraca Panas di Kolom Destilasi I :**

Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_1 = 531.588,7007$	$\Delta H_4 = 329.044,6547$
$Q_R = 100.618,082$	$\Delta H_7 = 466.173,1531$
	$Q_{loss} = 31.610,3399$
	$Q_C = -194.621,3488$
<b>Total = 632.206,7990</b>	<b>Total = 632.206,7990</b>

## 10. Cooler IV (E-134)



Neraca Panas Total :

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

Dimana :

$\Delta H_1$  = Panas bahan masuk cooler dari destilat destilasi (kkal/jam)

$Q$  = Panas yang diserap oleh Air Pendingin

$\Delta H_2$  = Panas bahan keluar cooler menuju Tangki produk  
Tetrahidrofuran (kkal/jam)

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang hilang (kkal/jam)

**Neraca Panas di Cooler IV :**

Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_1 = 42.514,1383$	$\Delta H_2 = 7,7803$
	$Q_{\text{loss}} = 2.125,7069$
	$Q = 40.380,6511$
<b>Total = 42.514,1383</b>	<b>Total = 42.514,1383</b>

## BAB V

### SPESIFIKASI PERALATAN

#### 1. *Storage Dimetil Succinate (F-111)*

Fungsi	: Menyimpan dimetil succinate pada suhu 30 °C dengan tekanan 1 atm dengan waktu tinggal 30 hari.
Tipe	: <i>Dome Roof</i> (Tangki vertikal dengan tutup atas <i>standard dished</i> )
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Volume tangki ( $V_T$ )	: 2017,8634 m <sup>3</sup>
Diameter dalam ( $D_i$ )	: 11,5559 m
Diameter luar ( $D_o$ )	: 11,6067 m
Tebal silinder ( $t_s$ )	: 16/16 in = 0,0254 m
Tinggi silinder ( $L_s$ )	: 17,3338 m
Tinggi storage total	: 19,2867 m
Tebal tutup atas ( $t_{ha}$ )	: 14/16 in = 0,0223 m
Tinggi tutup atas ( $h_a$ )	: 1,9592 m
Jumlah	: 10 buah

## 2. Storage Metanol (F-113)

Fungsi	: Menyimpan metanol pada suhu 30 °C dengan tekanan 1 atm dengan waktu tinggal 3 hari.
Tipe	: <i>Dome Roof</i> (Tangki vertikal dengan tutup atas <i>standard dished</i> )
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Volume tangki ( $V_T$ )	: 25,6223 m <sup>3</sup>
Diameter dalam ( $D_i$ )	: 1,8674 m
Diameter luar ( $D_o$ )	: 1,8727 m
Tebal silinder ( $t_s$ )	: 2/16 in = 0,0032 m
Tinggi silinder ( $L_s$ )	: 2,8011 m
Tinggi storage total	: 3,1167 m
Tebal tutup atas ( $t_{ha}$ )	: 2/16 in = 0,0032 m
Tinggi tutup atas ( $h_a$ )	: 0,3156 m
Jumlah	: 1 buah

## 3. Tangki Pencampur (M-115)

Fungsi	: Melarutkan bahan baku dimetil succinate dengan metanol
Tipe	: Tangki vertikal dengan tutup atas <i>standard dished</i> dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut puncak 120° dan dilengkapi dengan pengaduk

Bahan konstruksi	: <i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
Tipe pengelasan	: <i>Double Welded Butt Joint (E = 0,80)</i>
Kapasitas	: 0,2676 m <sup>3</sup>
Volume tangki (V <sub>T</sub> )	: 0,3148 m <sup>3</sup>
Diameter dalam (D <sub>i</sub> )	: 0,6174 m
Diameter luar (D <sub>o</sub> )	: 0,6269 m
Tebal silinder (t <sub>s</sub> )	: 0,0017 m
Tinggi silinder (L <sub>s</sub> )	: 0,9261 m
Tebal tutup atas (t <sub>ha</sub> )	: 0,0017 m
Tinggi tutup atas (h <sub>a</sub> )	: 0,4028 m
Tebal tutup bawah (t <sub>hb</sub> )	: 0,0017 m
Tinggi tutup bawah (h <sub>b</sub> )	: 0,1879 m
Tinggi total tangki (H)	: 1,4047 m
Dimensi pengaduk	:
- Diameter (D <sub>a</sub> )	: 0,2604 m
- Lebar (W)	: 0,0521 m
- Panjang (L)	: 0,0651 m
- Tinggi pengaduk dari dasar tangki	: 0,2169 m
- Jenis pengaduk	: <i>Flat Six Blade Turbine with 4 Baffle.</i>
- Lebar baffle	: 0,0543 m
- Jumlah	: 1 buah
- Daya pengaduk	: 0,4 Hp

#### 4. Vaporiser ( V – 117 )

- Tube side : :

OD = 1 in

BWG = 16.

L = 12 ft.

Pt = 1,25 in triangular.

ID = 0,87 in.

$a'' = 0,2618 \text{ ft}^2$ .

$a' = 0,584 \text{ in}^2$ .

n = 4.

- Shell side : :

ID<sub>s</sub> = 17,25 in.

Baffle spacing = 4 in

Passes = 2.

#### 5. Storage Gas Hidrogen (F-118)

Fungsi : Untuk menyimpan hidrogen (H<sub>2</sub>) yang berasal dari supplier untuk persediaan produksi selama 3 hari.

Tipe : *Bullet tank* (Tangki berbentuk bola)

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA-167 grade 3 tipe 304*

Volume gas : 11362293,46 m<sup>3</sup> = 11362293460 liter

Volume tangki (V<sub>T</sub>) : 13634752,15 m<sup>3</sup> = 13634752150 liter

Diameter tangki : 5835,6813 in = 486,1123 ft = 148,2266 m

Tebal bola (ts) : 7,2198 in = 0,1834 m

Jumlah : 1 buah

#### 6. Ekspander (N-119)

Fungsi : Untuk menurunkan tekanan hidrogen dari 2 atm menjadi  
1 atm

Type : Axial

Bahan : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316

Ws : 4,7779 Hp

Jumlah : 1 buah

#### 7. Separator I (H-122 A)

Fungsi : Untuk memisahkan bahan liquid dan gas yang  
keluar dari reaktor

Tipe : Over-size vessel

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA 167 tipe 304 grade 3*

Tipe pengelasan : Double Welded But Joint ( $E = 0,8$ )

Volume liquid : 2,988 ft<sup>3</sup>

Kecepatan  $V_{\text{liquid}}$  : 0,0249 ft<sup>3</sup>/detik

Kecepatan  $V_{\text{uap}}$  : 2813,8704 ft<sup>3</sup>/detik

Kecepatan Uap maks : 9,0541 ft/detik

$A_{\text{min}}$  : 310,7841 ft<sup>2</sup>

Diameter vessel : 252 in = 21 ft

Tinggi separator	: 105 ft = 32,0044 m
Tebal shell	: 3/16 in
Tebal head	: 3/16 in

### 8. Separator II (H-122 B)

Fungsi	: Untuk memisahkan bahan liquid dan gas yang keluar dari reaktor
Tipe	: Over-size vessel
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel SA 167 tipe 304 grade 3</i>
Tipe pengelasan	: Double Welded But Joint (E = 0,8)
Volume liquid	: 3,396 ft <sup>3</sup>
Kecepatan $V_{\text{liquid}}$	: 0,0283 ft <sup>3</sup> /detik
Diameter vessel	: 252 in = 21 ft
Tebal shell	: 3/16 in
Tebal head	: 3/16 in

### 9. Storage Produk Tetrahidrofur (F-134)

Fungsi : Menyimpan produk tetrahidrofur pada suhu 30 °C dengan tekanan 1 atm dengan waktu tinggal 30 hari.

Tipe	: <i>Dome Roof</i> (Tangki vertikal dengan tutup atas <i>standard dished</i> )
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Volume tangki ( $V_T$ )	: 735,9077 m <sup>3</sup>
Diameter dalam ( $D_i$ )	: 7,9476 m



Diameter luar ( $D_o$ )	: 7,9493 m
Tebal silinder ( $t_s$ )	: 3/16 in = 0,00476 m
Tinggi silinder ( $L_s$ )	: 11,9214 m
Tinggi stroge total	: 13,2646 m
Tebal tutup atas ( $t_{ha}$ )	: 4/16 in = 0,00635 m
Tinggi tutup atas ( $h_a$ )	: 1,3432 m
Jumlah	: 10 buah

#### 10. *Storage* Produk Samping Butanediol (F-126)

Fungsi : Menyimpan produk butanediol pada suhu 30 °C dengan tekanan 1 atm dengan waktu tinggal 3 hari.

Tipe : *Dome Roof* (Tangki vertikal dengan tutup atas *standard dished*)

Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Volume tangki ( $V_T$ )	: 686,304 m <sup>3</sup>
Diameter dalam ( $D_i$ )	: 7,74 m
Diameter luar ( $D_o$ )	: 7,7465 m
Tebal silinder ( $t_s$ )	: 3/16 in = 0,00476 m
Tinggi silinder ( $L_s$ )	: 11,61 m
Tinggi stroge total	: 12,918 m
Tebal tutup atas ( $t_{ha}$ )	: 5/16 in = 0,0079 m
Tinggi tutup atas ( $h_a$ )	: 1,308 m
Jumlah	: 7 buah

**11. Akumulator (F-136)**

Type	: Horizontal drum dengan tutup standard dished
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA- 283 grade</i>
Kapasitas	: 37896,9914 kg/jam = 74987,0694 lb/jam
Volume akumulator	: 20,3131 ft <sup>3</sup> = 0,6879 m <sup>3</sup>
Diameter dalam (di)	: 33,625 in = 0,8541 m
Diameter luar (do)	: 34 in = 0,8636 m
Tebal silinder (ts)	: 3/16 in = 0,00476 m
Tinggi silinder (Ls)	: 2,5346 m
P <sub>total</sub> akumulator (H)	: 2,9055 m
Tebal tutup atas (t <sub>ha</sub> )	: 3/16 in = 0,00476 m
Tebal tutup atas (t <sub>hb</sub> )	: 3/16 in = 0,00476 m
Tinggi tutup atas (h <sub>a</sub> )	: 0,1875 m
Tinggi tutup bawah (h <sub>b</sub> )	: 0,1875 m
Jumlah	: 1 buah

**12. HEATER I (E-120)**

Fungsi	: Memanaskan campuran gas yang keluar dari tangki penampung gas menuju reaktor
Type	: Shell and Tube Heat Exchanger Tipe 1-2
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA 53 Grade B
Jumlah	: 1 buah
Tube : OD	= ¾ in 18 BWG

Panjang	= 16 ft
Jumlah tube (Nt)	= 62 buah
Passes	= 2
Shell : ID	= 10 in
Passes	= 1

### 13. HEATER II (E-129)

Fungsi	: Memanaskan campuran bahan yang keluar dari separator II hasil bawah menuju kolom destilasi I
Type	: Shell and Tube Heat Exchanger Tipe 1-2
Kapasitas	: 50523,2540 kg/jam = 102822,9269 lb/jam
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA 53 Grade B
Jumlah	: 1 buah
Tube : OD	= ¾ in 18 BWG
Panjang	= 16 ft
Jumlah tube (Nt)	= 62 buah
Passes	= 2
Shell : ID	= 10 in
Passes	= 1

### 14. COOLER I (E-121)

Fungsi	: Mendinginkan campuran bahan yang keluar dari reaktor menuju separator I
--------	---

Type : Shell and Tube Heat Exchanger 2-4

Kapasitas : 61619,6260 kg/jam = 191908,4057 lb/jam

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Jumlah : 1 buah

Tube : OD = 1½ in 18 BWG

Panjang = 18 ft

Jumlah tube (Nt) = 22 buah

Passes = 4

Shell : ID = 13 ¼ in

Passes = 2

#### 15. COOLER II (E-123)

Fungsi : Mendinginkan campuran bahan yang keluar dari separator I bagian atas menuju separator II

Type : Shell and Tube Heat Exchanger 2-4

Kapasitas : 51392,1329 kg/jam = 107550,8177 lb/jam

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Jumlah : 1 buah

Tube : OD = 1½ in 18 BWG

Panjang = 18 ft

Jumlah tube (Nt) = 56 buah

Passes = 4

Shell : ID = 13 ¼ in

Passes = 2

### 16. COOLER III (E-124)

Fungsi : Mendinginkan campuran bahan yang keluar dari separator II bagian bawah menuju tangki *by-produk* butanediol

Type : Shell and Tube Heat Exchanger 2-4

Kapasitas : 10227,4931 kg/jam = 84357,5879 lb/jam

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Jumlah : 1 buah

Tube : OD = 1½ in 18 BWG

Panjang = 18 ft

Jumlah tube (Nt) = 56 buah

Passes = 4

Shell : ID = 13 ¼ in

Passes = 2

### 17. COOLER IV (E-133)

Fungsi : Mendinginkan campuran bahan yang keluar dari reboiler I menuju kolom destilasi II.

Type : Shell and Tube Heat Exchanger 2-4

Kapasitas : 37896,9914 kg/jam = 74987,0684 lb/jam

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Jumlah : 1 buah

Tube : OD = ¾ in 18 BWG  
       Panjang = 18 ft  
       Jumlah tube (Nt) = 56 buah  
       Passes = 4  
 Shell : ID = 10 in  
       Passes = 2

### 18. REBOILER (E-131)

Fungsi : Menguapkan kembali campuran bahan yang keluar dari kolom destilasi I menuju pompa VI

Type : Kettle Reboiler

Kapasitas : 12626,2626 kg/jam = 27835,8585 lb/jam

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Jumlah : 1 buah

Tube : OD = ¾ in 18 BWG  
       Panjang = 18 ft  
       Jumlah tube (Nt) = 56 buah  
       Passes = 4  
 Shell : ID = 10 in  
       Passes = 2

**20. POMPA I (L-112)**

Fungsi : Mengalirkan larutan dimetil succinate dari storage dimetil succinate menuju tangki pencampur

Type : Centrifugal Pump  
Kapasitas : 12768,2607 kg/jam = 9008,0926 lb/jam  
Bahan Konstruksi : Commercial Steel  
Daya pompa : 1,5 Hp  
Jumlah : 1 buah

**21. POMPA II (L-114)**

Fungsi : Mengalirkan larutan metanol dari storage metanol menuju tangki pencampur

Type : Centrifugal Pump  
Kapasitas : 1276,8261 kg/jam = 900,8093 lb/jam  
Bahan Konstruksi : Commercial Steel  
Daya pompa : 1 Hp  
Jumlah : 1 buah

**22. POMPA III (L-116)**

Fungsi : Mengalirkan larutan dimetil succinate dan metanol dari storage bahan baku masing-masing menuju tangki pencampur

Type : Centrifugal Pump

Kapasitas : 14045,0867 kg/jam = 9908,9019 lb/jam

Bahan Konstruksi : Commercial Steel

Daya pompa : 1,5 Hp

Jumlah : 1 buah

### 23. POMPA IV (L-125)

Fungsi : Mengalirkan campuran dari separator I bagian bawah menuju tangki by-produk butanediol

Type : Centrifugal Pump

Kapasitas : 10227,4931 kg/jam = 84357,5879 lb/jam

Bahan Konstruksi : Commercial Steel

Daya pompa : 1 Hp

Jumlah : 1 buah

### 24. POMPA V (L-128)

Fungsi : Mengalirkan campuran bahan dari tangki akumulator I menuju waste

Type : Centrifugal Pump

Kapasitas : 37896,9914 kg/jam = 74987,0684 lb/jam

Bahan Konstruksi : Commercial Steel

Daya pompa : 2 Hp

Jumlah : 1 buah



**25. POMPA VI (L-132)**

Fungsi : Mengalirkan campuran bahan dari reboiler I menuju cooler IV

Type : Centrifugal Pump

Kapasitas : 12626,2626 kg/jam = 27835,8585 lb/jam

Bahan Konstruksi : Commercial Steel

Daya pompa : 2 Hp

Jumlah : 1 buah

**26. KONDENSOR (E-135)**

Fungsi : Mengembunkan kembali campuran bahan yang keluar dari kolom destilasi I menuju tangki akumulator I

Type : Condensor horizontal

Kapasitas : 37896,9914 kg/jam = 74987,0684 lb/jam

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Jumlah : 1 buah

Tube : OD =  $\frac{3}{4}$  in 18 BWG

Panjang = 18 ft

Jumlah tube (Nt) = 98 buah

Passes = 4

Shell : ID = 13  $\frac{1}{4}$  in

Passes = 2

## BAB VI

### PERANCANGAN ALAT UTAMA

- Nama alat : Reaktor** **(Umi Dian L. 05.14.043)**
- Kode : R-110
- Type : Fixed - Bed Multi Tubular Reaktor
- Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara Dimetil succinate, metanol dan hidrogen dengan bantuan katalis copper cromit.
- Kondisi operasi : - Temperatur = 211 °C = 484 K  
- Tekanan = 1 atm = 14,696 psia  
- Waktu Tinggal = 15 menit  
- Fase = gas

#### Prinsip kerja :

Reaktor merupakan tempat terjadinya reaksi antara bahan baku yang digunakan untuk membentuk produk yang diinginkan. Reaktor yang digunakan adalah reaktor tipe Fixed - Bed Multi Tubular. Bahan baku Dimetil succinate, methanol, hidrogen dan katalis copper Cromite direaksikan selama 15 menit. Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis. Sehingga didalam reaktor dilengkapi pendingin untuk menjaga suhu operasi 211 °C, dimana tekanan operasinya berlangsung pada 1 atm. Reaktor ini berupa silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standard dished head* yang dilengkapi dengan *tube*. Dan katalis copper cromite mengalir melalui tube.

## **Tahapan perancangan reaktor**

### **6.1. Perancangan dimensi reaktor**

#### **A. Menentukan Volume Reaktor**

#### **B. Menentukan Dimensi Reaktor**

- Menentukan volume total gas
- Menentukan dimensi tangki
- Menentukan tekanan design
- Menentukan tebal Reaktor
- Menentukan tebal tutup atas (tha) dan tebal tutup bawah (thb)
- Menentukan tinggi tutup atas (tha) dan tinggi tutup bawah (thb)

#### **C. Menentukan Dimensi tube**

- Menentukan panjang tube terisi katalis
- Menentukan volume tube
- Menentukan jumlah tube
- Menentukan luas tube

### **6.2. Perancangan *Nozzle***

- Perancangan *Nozzle* bahan masuk reaktor
- Perancangan *Nozzle* bahan masuk Hidrogen
- Perancangan *Nozzle* produk keluar reaktor
- Perancangan *Nozzle* Pemasukkan air pendingin
- Perancangan *Nozzle* Pengeluaran air pendingin

### **6.3. Perancangan Penguat (*Reinforcement*)**

### **6.4. Perancangan dimensi *Gasket*, *Bolting* dan *Flange* tangki reaktor**

- Perancangan *Gasket*
- Perancangan *Bolting*
- Perancangan *Flange*

#### 6.5. Perancangan sistem penyangga reaktor

- Menentukan berat total
- Menentukan kolom penyangga

#### 6.6. Perancangan Base Plate

- Menentukan luas base plate
- Menentukan panjang dan lebar base plate
- Peninjauan terhadap bearing capacity
- Peninjauan terhadap  $m$  dan  $n$
- Menentukan tebal base plate
- Menentukan ukuran baut

#### 6.7. Perancangan Lug dan Gusset

#### 6.8. Perancangan Pondasi

## Perhitungan Perancangan Reaktor

### 6.1. Perancangan Demensi Reaktor

#### A. Menentukan Volume Reaktor

##### 1. Menentukan densitas campuran bahan masuk reaktor

- Menghitung rapat massa liquid

Data rapat massa liquid diambil dari data Yaws

$$\text{Densitas} = AB^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n} \text{ kg/m}^3$$

Pada  $T = 484 \text{ K}$

Rate massa masuk reaktor

Komponen	Kg/jam	Tc ( K )	Densitas_A	Densitas_B	Densitas_N
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>4</sub>	12769,2607	646	0.3513	0.2533	0.3342
CH <sub>4</sub> O	1276,8260	512.58	0.27197	0.27192	0.2331
<b>Total</b>	<b>14046,0867</b>				

(J. W. Miller, Jr., G.R. Schorr, and C. L. Yaws, *Chem. Eng*)

Densitas C<sub>6</sub>H<sub>10</sub>O<sub>4</sub> pada keadaan liquid :

$$\begin{aligned} &= AB^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n} \\ &= (0,3513)(0,2533)^{-\left(1-\frac{484}{646}\right)^{0,3342}} \\ &= 3554,1696 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Volume C<sub>6</sub>H<sub>10</sub>O<sub>4</sub> dalam keadaan liquid :

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{massa (kg/jam)}}{\rho (\text{kg/m}^3)} \\ &= \frac{12768,2607 \text{ kg/jam}}{3554,1696 \text{ kg/m}^3} \end{aligned}$$

$$= 3,5926 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Densitas CH<sub>4</sub>O pada keadaan liquid :

$$= AB^{-\left(\frac{r}{T_c}\right)}$$

$$= (0,27197)(0,27192)^{-\left(\frac{1-484}{512,58}\right)^{0,233}}$$

$$= 2629,9573 \text{ kg/m}^3$$

Volume CH<sub>4</sub>O dalam keadaan liquid :

$$= \frac{\text{massa}(\text{kg/jam})}{\rho(\text{kg/m}^3)}$$

$$= \frac{1276,9260 \text{ kg/jam}}{2629,9573 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,4855 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Untuk Volume Total} = 4,0781 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Maka Densitas Liquid} = \frac{\text{Massa Feed masuk}}{\text{Volumeliquid}}$$

$$= \frac{14046,0876 \text{ kg/jam}}{4,0781 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$= 3444,2722 \text{ kg/m}^3$$

$$= 215,0184 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Maka didapatkan } \rho \text{ campuran} = 3444,2722 \text{ kg/m}^3 = 215,0184 \text{ lb/ft}^3$$

## 2. Menentukan kapasitas dan volume reaktor per jamnya

Penentuan kapasitas reaktor berdasarkan jumlah reaktor dan jumlah bahan masuk reaktor dimana reaktor yang digunakan berjumlah satu buah sedangkan jumlah bahan masuk berdasarkan perhitungan dari neraca massa adalah 61619,6260 kg/jam = 135846,6275 lb/jam.

$$\text{Rate volumetrik liquid} = \frac{135846,6275 \text{ lb/jam}}{215,0184 \text{ lb/ft}^3} = 631,7907 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume liquid} = 631,7907 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 0,25 \text{ jam} = 157,9476 \text{ ft}^3 = 48,1430 \text{ m}^3$$

### 3. Menentukan volume reaktor

Penentuan volume harus memperhatikan faktor keamanan *performance* operasi reaktor dimana faktor keamanan *over design* volume reaktor sebesar 15 %. Sehingga larutan bahan baku yang masuk pada reaktor mengisi 85 % dari volume reaktor total, sedangkan volume ruang kosong pada reaktor sebesar 15 % dari volume total.

$$V_T = V_{\text{Ruag kosong}} + V_{\text{gas}}$$

$$V_T = 15 \% V_T + 157,9476 \text{ ft}^3$$

$$85 \% V_T = 157,9476 \text{ ft}^3$$

$$V_T = 185,8207 \text{ ft}^3$$

## B. Menentukan Dimensi Reaktor

### 1. Menentukan dimensi tangki

Ditetapkan  $L_s = 1,5 \text{ di}$

$$V_{\text{total}} = V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup atas}} + V_{\text{tutup bawah}}$$

$$185,8207 \text{ ft}^3 = \left( \frac{\pi}{4} \cdot \text{di}^2 \cdot L_s \right) + (0,0847 \cdot \text{di}^3) + (0,0847 \cdot \text{di}^3)$$

$$185,8207 \text{ ft}^3 = \frac{3,14}{4} \cdot \text{di}^2 \cdot 1,5 \text{ di} + 0,0847 \text{ di}^3 + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$185,8207 \text{ ft}^3 = 1,1775 \text{ di}^3 + 0,0847 \text{ di}^3 + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$185,8207 \text{ ft}^3 = 1,3469 \text{ di}^3$$

$$\text{di}^3 = 137,9822 \text{ ft}^3$$

$$d_i = 5.16 \text{ ft}$$

$$= 61.92 \text{ in}$$

$$L_s = 1.5 d_i$$

$$= 1.5 \times 5.16 \text{ ft}$$

$$= 7.74 \text{ ft}$$

$$h_g = L_s = 7.74 \text{ ft}$$

## 2. Menentukan tekanan design

$$\rho_{\text{campuran}} = 215,0184 \text{ lb/ft}^3$$

$$P_d = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho_{\text{campuran}}(h_g - 1)}{144} \\ &= \frac{215,0184 \text{ lb/ft}^3 \times 7,74 - 1 \text{ ft}}{144} \\ &= 11,5502 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} P_d &= (14,696 + 11,5502) \\ &= 26,2462 \text{ psia} \end{aligned}$$

## 3. Menentukan tebal tangki

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_i \times d_i}{2(f \times E - 0,6 \times P_i)} + C \\ &= \frac{26,2464 \text{ psig} \times 61,92 \text{ in}}{2(17900 \times 0,8) - (0,6 \times 26,2464)} + \frac{1}{16} \\ &= 0,163 \times \frac{16}{16} \end{aligned}$$



$$= \frac{2,608}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

Standarisasi di :

$$d_o = d_i + 2 \cdot t_s$$

$$= 63,92 \text{ in}$$

$$= 4,32 \text{ ft}$$

Dari tabel 5.7 *Brownell & Young* hal. 90 didapat :  $d_o$  standart = 72 in

$$d_{i \text{ baru}} = d_o - 2 \cdot t_s$$

$$= 72 \text{ in} - 2 \cdot \frac{3}{16}$$

$$= 71,62 \text{ in}$$

$$= 4,96 \text{ ft}$$

$$L_s \text{ standard} = 1,5 d_{i \text{ baru}}$$

$$= 1,5 \times 71,62 \text{ in}$$

$$= 107,43 \text{ in}$$

$$= 8,95 \text{ ft}$$

**Cek hubungan  $L_s$  dengan  $d_i$  :**

$$V_{\text{total}} = V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup atas}} + V_{\text{tutup bawah}}$$

$$185,8207 \text{ ft}^3 = \frac{\pi}{4} \cdot d_i^2 \cdot L_s + 0,0847 d_i^3 + 0,0847 d_i^3$$

$$185,8207 \text{ ft}^3 = \frac{3,14}{4} \cdot (4,96)^2 \cdot L_s + 0,0847 \cdot (4,96)^3 + 0,0847 \cdot (4,96)^3$$

$$185,8207 \text{ ft}^3 = 18,54 \cdot L_s + 36,0207$$

$$18,54 L_s = 149,8$$

$$L_s = 8,079$$

$$\frac{L_s}{d_i} = \frac{8.079}{4,96} = 1,6288 > 1,5 \text{ (memenuhi)}$$

#### 4. Menentukan tinggi liguid dalam silinder

$V_{Lis}$  = Volume Liguid- Volume tutup bawah

$$= 157,9476 - 0,0847 \text{ di}^3 \text{ ft}^3$$

$$= 157,8629 \text{ ft}^3$$

$$\text{Luas alas silinder tangki} = \frac{\pi}{4} d_i^2 = \frac{\pi}{4} \times (4,96)^2 = 18,54 \text{ ft}^2$$

$$\text{Tinggi Liguida dalam slinder (Lis)} = \frac{157,8629}{18,54} = 8,5147 \text{ ft}$$

#### 5. Menentukan tinggi liguid dalam silinder

$$\rho \text{ campuran} = 215,0184 \text{ lb/ft}^3$$

$$P_d = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho_{\text{campuran}}(h_j - 1)}{144}$$

$$= \frac{215,0184 \text{ lb/ft}^3 \times (8,5147 - 1) \text{ ft}}{144}$$

$$= 11,2208 \text{ psia}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psia}$$

$$P_d = (14,696 + 11,2208)$$

$$= 25,9168 \text{ psia}$$

#### 6. Menentukan tebal tutup atas (tha) dan tebal tutup bawah (thb)

Direncanakan tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standart dishead*

$$r = d_i \text{ baru} = 71,62 \text{ in} = 4,96 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 t_{ha} = t_{hb} &= \frac{0,885 \times \text{Pi} \times r}{(f \times E - 0,1 \times \text{Pi})} + C && (\text{pers. 13-12 hal. 258 Brownell \& Young}) \\
 &= \frac{0,885 \times 25,9168 \times 71,62}{(17900 \times 0,8) - (0,1 \times 25,9168)} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,2772 \text{ in} \times \frac{16}{16} \\
 &= \frac{4,435}{16} \approx \frac{5}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

**7. Menentukan tinggi tutup atas ( $h_a$ ) dan tinggi tutup bawah ( $h_b$ )**

$$r = \text{di baru} = 71,62 \text{ in}$$

$$\text{icr} = 0,06 r = 0,06 \cdot 71,62 = 4,297$$

Dari tabel 5.6 *Brownell & Young* hal.88 untuk  $t_s = \frac{3}{16}$  in diperoleh :

$$\text{sf} = 2 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 *Brownell & Young* hal.90 didapat :

$$r = 72 \text{ in}$$

Dari *Brownell and Young*, fig 5-8, hal 87, diperoleh :

$$a = \frac{\text{di}}{2}$$

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

$$\text{AB} = \frac{\text{di}}{2} - \text{icr}$$

$$\text{BC} = r - \text{icr}$$

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

$$h_a = t_h + b + \text{sf}$$

Dimana :

$$d_i = \text{diameter dalam} = 71,62 \text{ in}$$

$$t_s = \text{tebal silinder} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$t_{ha} = \text{tebal tutup atas} = \frac{5}{16} \text{ in}$$

$$r = d_i = 71,62 \text{ in}$$

$$i_{cr} = \text{knuckle radius} = 4,29 \text{ in}$$

sehingga :

$$a = \frac{1}{2} d_i = \frac{1}{2} (71,62 \text{ in}) = 35,81 \text{ in}$$

$$AB = a - i_{cr} = 35,81 - 4,29 = 31,52 \text{ in}$$

$$BC = r - i_{cr} = 71,62 - 4,29 = 67,33 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = \sqrt{(67,33)^2 - (31,52)^2} = 59,49 \text{ in}$$

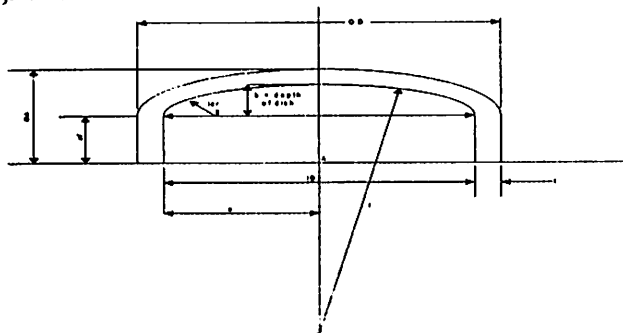
$$b = r - AC = 71,62 - 59,4963 = 12,12 \text{ in}$$

$$h_a = h_b = t_h + b + sf$$

$$= \frac{5}{16} + 12,12 + 2$$

$$= 14,43 \text{ in}$$

$$= 1,20 \text{ ft}$$



Gambar 6.1.1

Penampang tutup atas Reaktor

## 8. Menentukan Tinggi Reaktor Total

Tinggi reaktor = Tinggi tutup atas + Tinggi silinder + Tinggi tutup bawah

$$\begin{aligned} H_{\text{reaktor}} &= h_a + L_s + h_b \\ &= 14,43 + 107,43 + 14,43 \\ &= 136,29 \text{ in} = 11,353 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari Perhitungan diatas maka diperoleh dimensi reaktor :

$$\begin{array}{ll} D_i = 71,62 \text{ in} & t_{ha} = \frac{5}{16} \\ D_o = 72 \text{ in} & t_{hb} = \frac{5}{16} \text{ in} \\ L_s = 107,43 \text{ in} & t_s = \frac{5}{16} \text{ in} \\ L_{is} = 8,5147 \text{ ft} & H = 136,29 \text{ in} \end{array}$$

### C. Perhitungan tube

#### 1. Menentukan panjang tube yang terisi katalis

Katalis yang digunakan adalah katalis copper cromite.

Dari table 4-22 *Ulrich* hal.217 ditetapkan porosity ( $\epsilon$ )

Porosity ( $\epsilon$ ) = 0,70, diambil  $\epsilon = 0,70$

$$\begin{aligned} V_{\text{katalis}} &= 0,7 \times V_{\text{gas}} \\ &= 0,7 \times 157,9476 \text{ ft}^3 \\ &= 110,5633 \text{ ft}^3 \\ \rho_{\text{katalis}} &= 306,4689 \text{ lb/ft}^3 \\ M_{\text{katalis}} &= \rho_{\text{katalis}} \times V_{\text{katalis}} \\ &= 306,4689 \text{ lb/ft}^3 \times 110,5633 \text{ ft}^3 \\ &= 34.884,14 \text{ lb} \end{aligned}$$

## 2. Menentukan volume tube

$$\begin{aligned} V_{\text{tube}} &= V_{\text{katalis}} + V_{\text{gas}} \\ &= 110,5633 \text{ ft}^3 + 157,9476 \text{ ft}^3 \\ &= 268,5109 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$V_{\text{tube}} = \frac{\pi}{4} \times di^2 \times L$$

$$L = \frac{V_{\text{tube}}}{\frac{\pi}{4} \times di^2} = \frac{V_{\text{tube}}}{\text{flow area}}$$

Direncanakan :

Pipa yang dipakai 4 in, OD Sch 40, 16 BWG, 1

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

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

Dari data table 11 *Kern*, hal.844 diperoleh :

$$a' = 12,73 \text{ in}^2 = 0,0884 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{268,5109}{0,0884 \text{ ft}} = 3037,4536 \text{ ft}$$

Asumsi panjang tube standart = 8,95 ft

## 3. Menentukan jumlah tube

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{L}{\text{panjang tube standart}} \\ &= \frac{3037,4536 \text{ ft}}{8,95 \text{ ft}} \\ &= 339,380 \quad 339 \text{ buah} \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Kec. aliran} &= \frac{V_{\text{act}}}{\text{waktu reaksi}} = \frac{157,9476}{900 \text{ detik}} \\ &= 0,175 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate tiap 1 pipa} &= \frac{\text{kecepatan gas}}{N_t} \\ &= \frac{0,175 \text{ ft}^3/\text{detik}}{339} \\ &= 0,00051 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Volume tiap panjang tube yang terisi katalis (ft) =  $a' \times L \times \epsilon$

Dimana :  $a'$  = flow area (ft<sup>2</sup>)

$L$  = panjang tube yan berisi katalis (ft)

$\epsilon$  = porositas

Sehingga :

$$V = 0,0884 \text{ ft}^2 \times 8,95 \text{ ft} \times 0,7 = 0,5538 \text{ ft}^3$$

#### D. Menentukan luas tube

Direncanakan susunan pipa berbentuk segitiga (triangular pitch) dengan sudut 60°. Dari *tabel 9, Kern*, hal 842 diperoleh :

$$P_T = 1 \frac{9}{16} \text{ in}$$

$$\text{Luas 1 pipa : } t = P_T \times \sin 60^\circ$$

$$= 1 \frac{9}{16} \text{ in} \times \sin 60^\circ$$

$$= 1,3532 \text{ in}$$

$$\text{Luas triangular pitch} = 0,5 \times P_T \times t$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,5 \times 1 \frac{9}{16} \text{ in} \times 1,3532 \\
 &= 1,0571 \text{ in}^2 \\
 &= 0,0070 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dengan  $N_t = 339$  buah, maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Luas pipa} &= N_t \times \text{luas segitiga} \\
 &= 339 \times 0,0070 \\
 &= 2,373 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Asumsi : Luas pipa = 90 %  $\times$  luas total

$$\begin{aligned}
 \text{Luas tota} &= \frac{\text{Luas pipa}}{0,9} \\
 &= \frac{2,373 \text{ ft}^2}{0,9} = 2,636 \text{ ft}^2 = 346,1210 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

• **Cheking Perancangan reaktor:**

Bagian sheel (air pendingin)	Bagian tube ( bahan masuk)
<p>5. <math display="block">a_s = \frac{IDS \times C' \times B}{n' \times Pt \times 144}</math></p> $a_s = \frac{71,62 \times 1,913 \times 6,1}{1 \times 1 \frac{9}{16} \times 144}$ $a_s = 3,7144 \text{ ft}^2$ $G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{75.351,769}{3,7144}$ $= 20.286,39$ <p>Pada <math>T_c = 86^\circ \text{F}</math> didapat: <math>\mu = 0,2600 \text{ cp}</math>  <math>k = 0,3 \text{ Btu/j.ft}^\circ \text{F/ft}</math></p>	$a_t = \frac{a' \times N_t}{n' \times 144}$ $a_t = \frac{1,7340 \times 339}{2 \times 144}$ $a_t = 66.558,8571 \text{ ft}^2$ $G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{135846,6275}{2,0410}$ $= 66.558,85$ <p>Pada <math>T_c = 411^\circ \text{F}</math> didapat: <math>\mu = 2,1527 \text{ cp}</math>  <math>k = 0,3 \text{ Btu/j.ft}^\circ \text{F/ft}</math></p>



<p><math>C_p=1,6</math></p> <p>Diameter ekivalen</p> $De = \frac{4.(P_{T, 3,14}.do^2/4}{3,14.do}$ $= 1,1015$ $Nre = \frac{de \times Gt}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{1,1015 \times 20.286,39}{0,2600 \times 2,42}$ $= 32.291,12$ <ul style="list-style-type: none"> <li><math>JH = 125</math></li> </ul> $ho = JH \frac{k}{de} \left( \frac{CP \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $ho = 64,4826$	<p><math>C_p=2,63</math></p> $Nre = \frac{di \times Gt}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{4,026 \times 66.558,85}{0,2600 \times 2,42}$ $= 42.607,32$ <ul style="list-style-type: none"> <li><math>JH = 160</math></li> </ul> $ho = JH \frac{k}{de} \left( \frac{CP \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $hi = 942,5328$
--	--

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho} \rightarrow hio = hi \times \frac{di}{do} = 1042,9867$$

$$= \frac{1042,9867 \times 69,4826}{1042,9867 + 69,4826} = 64,2053$$

❖ Mencari faktor kekotoran pipa terpakai (Rd)

$$= \frac{64,2053 - 40,0000}{64,2053 \times 40,0000}$$

$$= 0,00942 > 0,0035$$

$Rd > Rd$  ketentuan (memenuhi)

❖ Cheking Presurre drop.

$$NRet = 42.607,32$$

Dari Kern, fig.26, hal.836 diperoleh harga  $f=0,00022 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ .

$$\rho = 1,6876$$

$$S = \frac{\rho}{62,5}$$

$$= \frac{1,6876}{62,5} = 0,270$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot \rho \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot S \phi_t}$$

$$= 0,0058 \text{ psi}$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \cdot \frac{V^2}{2g}$$

$$= 0,001 \text{ psi}$$

Bedasarkan Kern, fig.267 hal.837 diperoleh harga  $V^2/2g = 0,001$

sehingga :

$$\Delta P_r = \frac{4 \times 2 \times 0,001 \times 62,5}{0,270 \times 144}$$

$$= 0,0228 \text{ psi}$$

Maka total pressure drop pada tube reaktor adalah:

$$\square P_{tot} = \square P_t + \square P_r$$

$$= 0,0058 + 0,0228$$

$$= 0,0286 \text{ psi}$$

Maximum Pressure drop yang diijinkan dalam tube reaktor adalah 2 psi maka

perancangan tube telah memenuhi.

## 6.2. Perancangan *Nozzle*

Perancangan nozzle pada reaktor tergantung pada bahan-bahan yang masuk maupun yang keluar reaktor. Dimana terdapat 3 macam *nozzle* yaitu :

- *Nozzle* pada tutup bawah standard dishead
  - *Nozzle* untuk pemasukan bahan baku
  - *Nozzle* untuk pemasukan gas dari heater
- *Nozzle* pada tutup atas standard dishead
  - *Nozzle* untuk pengeluaran bahan baku
- *Nozzle* untuk silinder reaktor
  - *Nozzle* untuk pemasukan air pendingin
  - *Nozzle* untuk pengeluaran air pendingin.

### ❖ *Nozzle* pada tutup bawah standard dishead

#### A. *Nozzle* untuk *feed* dari tangki pencampur katalis

$$\text{Suhu feed} = 211 \text{ }^{\circ}\text{C} = 48 \text{ K}$$

$$\text{Jumlah feed masuk} = 14046,0867 \text{ kg/jam} = 30966,0027 \text{ lb/jam.}$$

$$\text{Densitas campuran} = 3444,2722 \text{ kg/m}^3 = 215,0184 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas campuran, dihitung dengan menggunakan data propertis Yaws :

$$\text{Viskositas} = \log (\text{viskositas}) = A+B/T+CT+DT^2, \text{ centripoise, } T = \text{K}$$

Komponen	A	B	C	D
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>4</sub>	-6,3673	6,58E+02	1,94E-02	-2,73E-05
CH <sub>4</sub> O	-9,0562	1,25E+03	2,24E-02	-2,35E-05

(J. W. Miller, Jr., G.R. Schorr, and C. L. Yaws, *Chem. Eng.*, hal : 483 & 501)

Komponen	Kg/jam	BM	Kmol/jam	Fraksi mol	Viskositas
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>4</sub>	12769,2607	146,140	87,3769	0,6867	10,7770
CH <sub>4</sub> O	1276,8260	32,042	39,8485	0,3132	9,8331
<b>Jumlah</b>	<b>14046,0867</b>		<b>40,7118</b>	<b>1</b>	<b>20,610</b>

Maka didapatkan viskositas campuran = 20,610 cp

$$= 2,2544 \text{ lb/ft.jam}$$

$$= 0,00006 \text{ lb/ft.detik}$$

➤ **Menentukan rate volumetrik**

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{massa bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= \frac{30966,0027 \text{ lb/jam}}{215,0124 \text{ lb/ft}^3} = 144,0196 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,040 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Dari Peters Timmerhauss pers. 15. hal.496 didapatkan Di optimal

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

Dimana :

D<sub>i</sub> opt = diameter dalam pipa optimum

Q = kecepatan volumetrik (cuft/det)

ρ = densitas bahan, (lb/cuft)

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimum} &= 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \cdot (0,040 \text{ ft}^3/\text{detik})^{0,45} \cdot (215,0124 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 1,8343 \text{ in} \approx 2 \text{ in (standarisasi)} \end{aligned}$$

Dipilih pipa standard (*App. A.5 Geankoplis*) diperoleh :

$$D_{\text{nominal}} = 2 \text{ in sch 40}$$

$$\text{OD} = 2,375 \text{ in.}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in} = 0,17225 \text{ ft}$$

Asumsi aliran turbulen

Checking asumsi

$$\text{Nre} = \frac{\text{ID} \times V \times \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, pers. 3.4-1 hal. 144})$$

$$\text{Dimana laju alir liquid (V)} = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\pi/4(\text{ID})^2}$$

$$V = \frac{0,17225}{\frac{\pi}{4}(0,17225)^2}$$

$$V = 7,3955 \text{ ft/detik}$$

$$\text{Nre} = \frac{0,17225 \text{ ft} \times 0,040 \text{ ft/s} \times 215,0124 \text{ lb/ft}^3}{0,00006 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 16721,4992 \approx \text{jenis aliran turbulent}$$

### B. *Nozzle untuk bahan baku dari Heater*

$$\text{Suhu feed} = 211 \text{ }^\circ\text{C} = 484 \text{ K}$$

$$\text{Jumlah feed masuk} = 10347,3666 \text{ kg/jam} = 22811,8044 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas Campuran} = 333,5246 \text{ lb/ft}^3$$

**Menentukan rate volumetric**

$$\begin{aligned} \text{Rate gas} &= \frac{\text{massa bahan masuk}}{\rho} \\ &= \frac{22811,8044 \text{ lb/jam}}{333,5246 \text{ lb/ft}^3} = 68,396 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,018 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Dari Peters Timmerhauss pers. 15. hal.496 didapatkan Di optimal

$$\begin{aligned}
 Di_{\text{ optimal}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\
 &= 3,9 (0,018)^{0,45} (333,5246)^{0,13} \\
 &= 1,361 \text{ in} \approx 1,5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih pipa standard (*App. A.5 Geankoplis*) diperoleh :

$$DI = 1,900 \text{ in}$$

$$Do = 1,6010 \text{ in}$$

❖ **Nozzle pada tutup atas standard dishead**

➤ *Nozzle* untuk pengeluaran bahan baku

$$\text{Suhu produk} = 211^\circ\text{C} = 484 \text{ K}$$

$$\text{Jumlah poroduk keluar} = 61619,6260 \text{ kg/jam} = 135846,6275 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas Campuran} = 333,5246 \text{ lb/ft}^3$$

Menghitung viskositas campuran

Viskositas campuran, dihitung dengan menggunakan data propertis Yaws :

$$\text{Viskositas} = \log (\text{viskositas}) = A + BT + CT^2, \text{ mikroPoise, } T = K$$

Komponen	A	B	C
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O	11.085	3223	-5.34E-05
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	-16.254	2862	-4.92E-05
H <sub>2</sub> O	-36.826	4.29E-01	-1.62E-05
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>4</sub> sisa	-11.227	2843	-4.75E-05
CH <sub>4</sub> O sisa	-14.236	3.89E-01	-6.38E-05
H <sub>2</sub> sisa	27,758	2,12E-01	-3,28E-05

(J. W. Miller, Jr., G.R. Schorr, and C. L. Yaws, *Chem. Eng.*, hal : 455, 456 & 474)

Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	fraksi mol	Viskositas
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O	72,11	12027,7016	166,7966	0,0640	6,2539
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	90,124	12027,7016	133,4573	0,0512	6,2094
H <sub>2</sub> O	18,016	36083,1047	2002,8366	0,7684	5,3700
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>4</sub> sisa	146,14	740,5591	5,0675	0,0019	6,2069
CH <sub>4</sub> O sisa	32,042	148,1118	4,6224	0,0018	5,3700
H <sub>2</sub> sisa	2,016	592,4473	293,8727	0,1127	5,3699
<b>Jumlah</b>		<b>61619,6260</b>		<b>1,0000</b>	<b>40,1501</b>

Maka didapatkan viskositas

$$= 40,1501 \text{ cp}$$

$$= 0,0536 \text{ lb/ft.jam.}$$

$$= 0,00005 \text{ lb/ft.detik}$$

➤ **Menentukan rate volumetrik**

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{massa produk keluar}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$= \frac{61619,6260 \text{ lb/jam}}{333,5246 \text{ lb/ft}^3} = 184,7528 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,051 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

➤ **Menentukan diameter optimum**

Dari Peters Timmerhaus pers. 15. hal.496 didapatkan Di optimal

$$D_i \text{ optimal} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

$$= 3,9 (0,051)^{0,45} (333,5246)^{0,13}$$

$$= 2,17 \text{ in} \approx 2,5 \text{ in}$$

Dipilih pipa standard (*App. A.5 Geankoplis*) diperoleh :

$$\text{OD} = 2,875 \text{ in.}$$

$$\text{ID} = 2,469 \text{ in} = 0,2057 \text{ ft}$$

Asumsi aliran turbulen

Checking asumsi

$$\text{Nre} = \frac{iD \times V \times \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, pers. 3.4-1 hal. 144})$$

$$\text{Dimana laju alir liquid ( V )} = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\pi/4(\text{ID})^2}$$

$$V = \frac{0,2057}{\frac{\pi}{4}(0,2057)^2}$$

$$V = 6,5423 \text{ ft/detik}$$

$$\text{Nre} = \frac{0,2057 \text{ ft} \times 0,051 \text{ ft/s} \times 333,5246 \text{ lb/ft}^3}{0,00005 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 68606,0102 \approx \text{jenis aliran turbulent}$$

#### ❖ *Nozzle* untuk silinder reaktor

##### A. *Nozzle* untuk pemasukan air pendingin

$$\text{Suhu feed} = 211 \text{ }^\circ\text{C} = 484 \text{ K}$$

$$\text{Jumlah air} = 34.179,3383 \text{ kg/jam} = 75351,7692 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas air} = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,1581 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas air} = 8,007 \cdot 10^{-04} \text{ kg/m.detik} = 5,3804 \cdot 10^{-04} \text{ lb/ft.detik}$$

##### ➤ Menentukan rate volumetrik

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{massa bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}}$$



$$= \frac{75351.7692 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3} = 1212,2598 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,33 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Menentukan diameter optimum

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, hal. 496})$$

Dimana :

$D_i \text{ opt}$  = diameter dalam pipa optimum

$Q$  = kecepatan volumetrik (cuft/det)

$\rho$  = densitas bahan, (lb/cuft)

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \cdot (0,33 \text{ ft}^3/\text{detik})^{0,45} \cdot (62,1581 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$= 4,05 \text{ in} = 4 \text{ in}$$

Dipilih pipa standard (*App. A.5 Geankoplis*) diperoleh :

$$OD = 4,500 \text{ in.}$$

$$ID = 4,260 \text{ in} = 0,35 \text{ ft}$$

### **B. Nozzle untuk pengeluaran air pendingin**

$$\text{Suhu feed} = 211 \text{ }^\circ\text{C} = 484 \text{ K}$$

$$\text{Jumlah air} = 34.179,3383 \text{ kg/jam} = 75351,7692 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas air} = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,1581 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas air} = 8,007 \cdot 10^{-04} \text{ kg/m.detik} = 5,3804 \cdot 10^{-04} \text{ lb/ft.detik}$$

#### ➤ **Menentukan rate volumetrik**

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{massa bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$= \frac{75351.7692 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3} = 1212,2598 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,33 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Menentukan diameter optimum

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \quad (\text{Peters and Timmerhaus, hal .496})$$

Dimana :

$D_i \text{ opt}$  = diameter dalam pipa optimum

$Q$  = kecepatan volumetrik (cuft/det)

$\rho$  = densitas bahan, (lb/cuft)

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimum} &= 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \cdot (0,33 \text{ ft}^3/\text{detik})^{0,45} \cdot (62,1581 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 4,05 \text{ in} = 4 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa standard (*App. A.5 Geankoplis*) diperoleh :

$$\text{OD} = 4,500 \text{ in.}$$

$$\text{ID} = 4,260 \text{ in}$$

### Kesimpulan Perancangan Nozzle

a. Nozzle pemasukkan bahan baku

Ukuran: 2 in, 40 Sch

b. Nozzle pemasukkan bahan baku gas

Ukuran: 1,5 in, 40 Sch

c. Nozzle Pengeluaran bahan baku

Ukuran: 2,5 in, 40 Sch

d. Nozzle pemasukkan air pendingin

Ukuran: 4 in, 40 Sch

e. Nozzle pengeluaran air pendingin

Ukuran: 4 in, 40 Sch

Flange yang digunakan pada keempat nozzle tersebut adalah flange setandart type Welding Neck.

Dari Brownell & Young tabel, 12.2 hal. 221 diperoleh dimensi flange sebagai berikut:

- Nozzle A = Nozzle untuk feed dari tangki pencampur katalis
- Nozzle B = Nozzle untuk feed dari heater
- Nozzle C = Nozzle untuk pengeluaran produk
- Nozzle D = Nozzle untuk pemasukan pendingin
- Nozzle E = Nozzle untuk pengeluaran pendingin
- NPS = ukuran pipa nominal, in
- A = diameter luar *flange*, in
- T = ketebalan *flange* minimum, in
- R = diameter luar bagian yang menonjol, in
- E = diameter *hub* dasar, in
- K = diameter *hub* pada titik pengelasan, in
- L = panjang *hub*, in
- B = diameter dalam dari dinding pipa standard, in

Dari tabel 12.2 hal 224 (Brownell & Young, 1959) didapatkan nilai-nilai flange sebagai berikut :

Tabel dimensi *Flange* pada masing-masing lubang (in)

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	2	6	3/4	3 $\frac{5}{8}$	3 $\frac{1}{16}$	2,38	2 $\frac{1}{2}$	2,07
B	1 $\frac{1}{2}$	5	1 $\frac{1}{16}$	2 $\frac{7}{8}$	2 $\frac{9}{16}$	1,90	2 $\frac{7}{16}$	1,61
C	2 $\frac{1}{2}$	7	$\frac{7}{8}$	4 $\frac{1}{8}$	3 $\frac{9}{16}$	2,88	2 $\frac{3}{4}$	2,47
D	4	9	$\frac{15}{16}$	6 $\frac{3}{16}$	5 $\frac{5}{16}$	4,50	3	4,03
E	4	9	$\frac{15}{16}$	6 $\frac{3}{16}$	5 $\frac{5}{16}$	4,50	3	4,03

### 6.3. Perhitungan *Reinforcement* (Penguat)

Untuk menentukan lubang maksimum tanpa penguat, dapat menggunakan persamaan Hesse dan Rouston, pers. 10.29, hal. 280:

$$K = \frac{P \cdot D_o}{2 \cdot t \cdot f} \quad (\text{Pers. 10-29, Herman C. Hesse, hal 280})$$

Dimana:

P = Tekanan design = 11,5502 psig

D<sub>o</sub> = diameter luar dinding shell = 72 in

t = tebal shell =  $\frac{3}{16}$  in.

F = stress yang diijinkan = 17900 psi.

$$K = \frac{11,5502 \cdot (72)}{2 \cdot (0,1875) \cdot (17900)}$$

$$= 0,1238$$

$$D_o \times t = 72 \times \frac{3}{16}$$

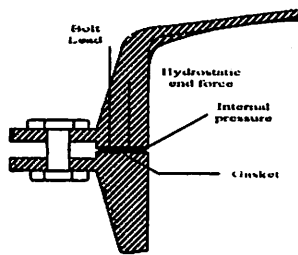
$$= 13,5 \text{ in. (lubang maksimum)}$$

Diameter lubang maksimum 13,5 in, sehingga tiap lubang yang lebih besar dari 13,5 in memerlukan penguat. Dari perhitungan diatas mencari diameter

lubang nozzle disimpulkan bahwa dalam perencanaan reaktor ini tidak memerlukan penguat

#### 6.4. Sambungan Tutup (*Head*) dengan Dinding (*Shell*) Reaktor

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



Gambar 6.4.1. Dimensi *gasket* dan *bolting*

##### A. Flange

Baan : High alloy steel SA – 240, Grade M, type 316

Tensile stress min : 75000 psi

Allowable stress : 17900 psi

Flange type : Ring Flange Loose Type

(Brownell & Young, App. D, hal. 342)

##### B. Bolting

Bahan : Low alloy Steel SA 193 Grade B8c Type 34

Tensile stress min : 75000 psi

Allowable stress : 13600

(Brownell & Young, App. D, hal. 344)

##### C. Gasket

Bahan : Flat metal, jacketed, asbestos filled

Gasket reactor (m) : 3,75

Minimum design seating stress (y) : 9000 psi

(Fig. 12-11 Brownell & Young hal. 228)

## 1. Gasket

### - Menentukan Lebar Gasket

Penentuan lebar gasket dengan menggunakan rumus dari *Brownell & Young, pers. 12.2, hal. 226*

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - p.m}{y - p(m+1)}}$$

(Pers. 12.2 Brownell & Young hal. 226)

Dimana :

$d_o$  : diameter luar gasket, in

$d_i$  : diameter dalam gasket, in

P : tekanan design = 11,5502 psig

m : gasket factor = 3,75

y : yield stress = 9000 lb/in<sup>2</sup> = 9000 psia

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{9000 - 11,5502 \times 3,75}{9000 - 11,5502 (3,75 + 1)}} = 1,0005$$

Dengan,  $d_i = d_o \text{ shell} = \text{in}$

$$d_o = d_i \times 1,0005$$

$$= 72 \times 1,0005$$

$$= 72,036 \text{ in}$$

Lebar gasket minimum (n) :

$$n = \frac{d_o - d_i}{2} = \frac{72,036 - 72}{2}$$

$$= 0,036 \text{ in} \times \frac{16}{16} \approx \frac{1}{16} \text{ in}$$

$$\text{Diameter rata-rata gasket (G)} = d_i + \text{lebar gasket} = 72 + \frac{1}{16} = 72,0625 \text{ in}$$

#### - Perhitungan Beban Gasket

$$W_{m2} = H_Y = b \times \pi \times G \times y \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.88, hal. 240})$$

Dimana :

B = lebar efektif gasket (in)

y = yield (lb/in<sup>2</sup>)

G = diameter rata-rata gasket = 72,0625 in

Dari fig. 12.12, *Brownell & Young* hal. 229 didapat :

$$\text{Lebar seating gasket, } b_o = \frac{n}{2} = \frac{0,0625}{2} = 0,03125 \text{ in}$$

untuk  $b_o \leq 0,25$ ,  $b = b_o = 0,0313 \text{ in}$

sehingga :

$$W_{m2} = H_y = 0,03125 \times 3,14 \times 72,0625 \times 9000$$

$$= 63640,1953 \text{ lb}$$

Beban karena tekanan dalam (H) :

$$H = \frac{\pi \times G^2 \times p}{4} \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.89, hal.240})$$

$$= \frac{\pi \times (72,0261)^2 \times 11,5502}{4}$$

$$= 147695,9575 \text{ lb}$$

Beban baut agar tidak bocor ( $H_p$ ) :

$$H_p = 2 \times b \times \pi \times G \times m \times p \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.90, hal.240})$$

$$\begin{aligned} H_p &= 2 \times 0,03125 \times 3,14 \times 72,0625 \times 3,75 \times 11,5502 \\ &= 612,5474 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jadi berat beban :

$$\begin{aligned} W_{m1} &= H + H_p \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.91, hal.240}) \\ &= 147695,9575 + 612,5474 \\ &= 148308,5049 \text{ lb} \end{aligned}$$

Karena  $W_{m1} > W_{m2}$  maka yang mengontrol adalah  $W_{m1}$ .

## 2. Baut (*Bolting*)

- Perhitungan luas bolting minimum bolting (baut) area

$$\begin{aligned} A_{m1} &= \frac{W_{m1}}{f_b} \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.92, hal. 240}) \\ &= \frac{148308,5049}{13600} \\ &= 10,9050 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

- Ukuran baut optimum (optimum bolting area)

Berdasarkan *Brownell & Young, tabel 10.4, hal. 188* diperoleh :

Dicoba ukuran baut = 1,5 in

Root area = 1,294 in<sup>2</sup>

$$\begin{aligned} N &= \frac{A_{m1}}{\text{Root area}} = \frac{10,9050}{1,294} \\ &= 8,4273 \approx 8 \text{ buah} \end{aligned}$$



Dari tabel 10.4. *Brownell & Young* hal. 188 diperoleh :

- ukuran nominal baut = 1,5 in
- root area (A) = 1,294 in
- bolting spacing = 3,25 in
- jarak radial minimum (R) = 2 in
- jarak dari tepi (E) = 1 1/2 in
- bolt area diameter (C)

$$C = ID \text{ Shell} + 2 (1,4159 \times go + R)$$

$$IDs = 71,62 \text{ in}$$

$$go = \text{tebal shell} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} C &= 71,62 + 2 \left( 1,4159 \times \frac{3}{16} + 2 \right) \\ &= 75,995 \text{ in} \end{aligned}$$

Diameter luar flange (A) :

$$A = OD = \text{bolt area diameter} + 2 E$$

$$= C + 2 E$$

$$= 75,995 + 2 \left( 1 \frac{1}{2} \right)$$

$$= 80,99 \text{ in}$$

Cek lebar gasket :

$$Ab \text{ aktual} = \text{jumlah baut} \times \text{root area}$$

$$= 8 \times 1,294$$

$$= 10,352$$

Lebar gasket minimum :

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{Ab \text{ aktual} \times F}{2 \times \pi \times Y \times G} \\
 &= \frac{10,352 \times 13600}{2\pi \times 9000 \times 71,62} \\
 &= 0,034 < 0,1875 \text{ in (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

Karena  $W = 0,034 <$  dari lebar gasket yang ditetapkan  $= 0,1875$  in, maka lebar gasket memenuhi.

- Perhitungan Momen

Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam)

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{(Ab + Am_1) \times Fa}{2} && \text{(Brownell \& Young, pers. 12.94, hal. 242)} \\
 &= \frac{(10,352 + 10,9050) \times 13600}{2} \\
 &= 144547,6 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Jarak radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle ( $h_G$ ) adalah

$$\begin{aligned}
 h_G &= \frac{1}{2}(C - G) && \text{(Brownell \& Young, pers. 12.101, hal. 242)} \\
 &= \frac{1}{2}(80,99 - 72,0625) \\
 &= 4,463 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Moment Flange ( $Ma$ ) :

$$\begin{aligned}
 Ma &= h_G \times W \\
 &= 4,463 \times 144547,6 \\
 &= 645115,9388 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

Untuk keadaan moment pada kondisi operasi :

$$W = W_{m1} = 148308,5049 \text{ lb}$$

Gaya hydrostatic pada daerah dalam flange ( $H_D$ ) :

$$H_D = 0,785 \times B^2 \times P \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.96, hal. 242})$$

Dimana :

$$B = \text{do shell} = 72 \text{ in}$$

$$P = \text{tekanan design} = 11,5502 \text{ psi}$$

Maka :

$$\begin{aligned} H_D &= 0,785 \times (72)^2 \times 11,5502 \\ &= 47002,8459 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jarak jari-jari bolt circle pada  $H_D$  ( $h_D$ ) :

$$\begin{aligned} h_D &= 0,5 (C-B) \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.100, hal. 242}) \\ &= 0,5 (75,995 - 72) \\ &= 1,9975 \text{ in} \end{aligned}$$

Moment komponen ( $M_D$ ) :

$$\begin{aligned} M_D &= h_D \times H_D \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.96, hal. 242}) \\ &= 1,9975 \times 47002,8459 \\ &= 93888,1846 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Perbedaan antara beban baut flange dengan gaya hidrostatik total ( $H_G$ )

$$\begin{aligned} H_G &= W - H = W_{m1} - H \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.98, hal. 242}) \\ &= 148308,5049 - 147695,9575 \\ &= 612,5474 \text{ lb} \end{aligned}$$

Moment komponen ( $M_G$ )

$$M_G = H_G \times h_G \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.98, hal. 242})$$

$$= 612.5474 \times 4,463$$

$$= 2733,7990 \text{ lb.in.}$$

Perbedaan antara gaya hidrostatis total dengan gaya hidrostatis dalam area flange :

$$H_T = H - H_D \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.97, hal. 242})$$

$$= 147695,9575 - 47002,8459$$

$$= 100693,1116 \text{ lb}$$

$$h_T = 0,5 \times (h_D + h_g) \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.102, hal.242})$$

$$= 0,5 \times (1,9975 + 4,463)$$

$$= 3,2302 \text{ lb}$$

Moment komponen ( $M_T$ )

$$M_T = H_T \times h_T \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.97, hal. 242})$$

$$= 100693,1116 \times 3,2302$$

$$= 325258,8891 \text{ lb.in}$$

Total moment pada keadaan operasi ( $M_o$ )

$$M_o = M_D + M_G + M_T \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.97, hal. 242})$$

$$= 93888,1846 + 2733,7990 + 325258,8891$$

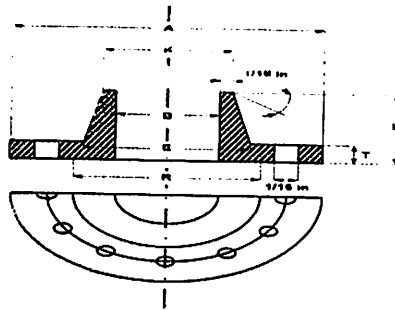
$$= 421880,8727 \text{ lb.in}$$

$$M \text{ max} = 421880,8727 \text{ lb.in}$$

### 3. Flange

Kondisi operasi reaktor berlangsung pada suhu 211°C dan tekanan 1 atm untuk itu dipilih standard *flange* :

150 lb *steel welding neck flanges* (168)



Gambar 6.4. Dimensi *Flange* pada *Nozzle*

(Brownell & Young hal 221)

Dari Brownell & Young tabel, 12.2 hal. 221 diperoleh dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standard type 150 lb *steel welding neck flanges* (168) dengan dimensi nozzle sebagai berikut :

- Nozzle A = Nozzle untuk feed dari tangki pencampur katalis
- Nozzle B = Nozzle untuk feed dari Heater
- Nozzle C = Nozzle untuk pengeluaran produk
- Nozzle D = Nozzle untuk pemasukan pendingin
- Nozzle E = Nozzle untuk pengeluaran pendingin
- Nozzle F = Nozzle untuk hand hole
- NPS = ukuran pipa nominal, in
- A = diameter luar *flange*, in
- T = ketebalan *flange* minimum, in
- R = diameter luar bagian yang menonjol, in
  - E = diameter *hub* dasar, in
  - K = diameter *hub* pada titik pengelasan, in
  - L = panjang *hub*, in
- B = diameter dalam dari dinding pipa standard, in

### Perhitungan Tebal Flange

$$t_r = \left( \frac{y \times M_{\max}}{f \times B} \right)^{0,5} \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.85, hal. 239})$$

Dimana :

$f$  = stress yang diijinkan untuk bahan flange = 17900 psi

$B$  = diameter luar reaktor = 72 in

$A$  = diameter luar flange = 80,99 in

Maka :

$$K = \frac{A}{B} = \frac{80,99}{72} = 1,1248$$

Dari fig. 12-22, Brownell & Young hal. 238 diperoleh harga  $y = 20$

Maka :

$$\begin{aligned} t_r &= \left( \sqrt{\frac{20 \times 421880,8727}{17900 \times 72}} \right)^{0,5} \\ &= 2,04 \text{ in} \approx 2 \text{ in} \end{aligned}$$

### - Perhitungan Las Nozzle Terhadap Dinding Flange

Dari App. K, *Brownell & Young*, hal. 386 didapat :

Pipa 2 in IPS Sch 40 dengan tebal ( $n$ ) = 0,154 in

$$\text{Tebal shell (ts)} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

Untuk  $t$  dan  $n \leq 0,258$  in dan  $n > t$ , maka :

$$\begin{aligned} (t_1 + t_2)_{\min} &= 1,2 t + 0,1 n \\ &= \left( 1,2 \times \frac{3}{16} \right) + (0,1 \times 0,154) \\ &= 0,2404 \text{ in} \end{aligned}$$

Jadi ditetapkan tebal las  $t_1$  dan  $t_2 = 2$  in

**Kesimpulan Perancangan :**

- Flange

Bahan = High Alloy Steel SA 240 grade M type 316

Stress = 17900 psi

Tebal = 2 in

OD = 80,99 in

Type = Ring flange Loose Type

- Bolting

Bahan = Low alloy Steel SA 193 grade B8c Type 347

Stress = 13600 psia

Ukuran = 1,5 in

Jumlah = 8 buah

Bolting area diameter (C) = 75,995 in

Edge distance (E) = 1½ in

Minimum radial (R) = 2 in

- Gasket

Bahan = Flat metal, Jacketed, asbestos filled

Stress minimum = 9000 psi

Tebal =  $\frac{1}{16}$  in

Lebar =  $\frac{1}{16}$  in

## 6.5. Sistem Penyangga (*Support*)

### a. Menentukan Berat Bejana Total

Dari perancangan silinder reaktor dapat diketahui data sebagai berikut :

- Bahan konstruksi = Carbon Steel SA 283 grade C
- Tebal silinder ( $t_s$ ) =  $\frac{5}{16}$  in
- Diameter dalam silinder ( $d_i$ ) = 71,62 in = 4,96 ft
- Diameter luar silinder ( $d_o$ ) = 72 in = 5 ft
- Tekanan internal tangki ( $P_i$ ) = 11,552 psi

### Perhitungan

- Berat Tutup Reaktor ( $W_1$ )

Data :

$$\text{OD silinder} = 72 \text{ in} = 5 \text{ ft}$$

$$\text{ID silinder} = 71,62 \text{ in} = 4,96 \text{ ft}$$

$$\text{Tebal tutup} = \frac{5}{16} \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ bahan} &= 493,75 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 0,2857 \text{ lb/in}^3. \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 *Brownell & Young hal 88*, didapat :

$$s_f = 2 \text{ in}$$

$$\text{icr} = 5,0175 \text{ in}$$

Dengan persamaan 5.12 *Brownell & Young, hal. 88* :

$$D = \text{OD} - \frac{\text{OD}}{42} + 2s_f + \frac{2}{3} \text{icr}$$



$$\begin{aligned}
 &= 72 - \frac{72}{42} + 2(2) + \frac{2}{3}(5,0175) \\
 &= 77,645 \text{ in} \\
 &= 6,4704 \text{ fit}
 \end{aligned}$$

Berat tutup bawah dan atas ( $W_1$ ) :

$$\begin{aligned}
 W_1 &= \frac{\pi}{4} D^2 \times th \times \rho \\
 &= \frac{\pi}{4} \times (77,645 \text{ in})^2 \times \frac{5}{16} \text{ in} \times 0,2857 \text{ lb/in}^3 \\
 &= 422,529 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Karena dimensi tutup atas dan bawah sama, maka total berat tutup atas dan bawah adalah :

$$\begin{aligned}
 W_1 &= 2 \times 422,529 \text{ lb} \\
 &= 845,058 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Berat Dinding Reaktor Data :

$$\text{Tinggi shell (H)} = 136,29 \text{ in} = 11,353 \text{ ft}$$

Volume bahan (dinding reaktor) adalah :

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{\pi}{4} (d_o^2 - d_i^2) \times L \\
 &= \frac{\pi}{4} (72^2 - 71,62^2) \times 136,29 \\
 &= 7439,1085 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

Berat dinding reaktor ( $W_2$ ) adalah :

$$\begin{aligned}
 W_2 &= \rho \times V_{\text{bahan}} \\
 &= 0,2857 \text{ lb/in}^3 \times 7439,1085 \text{ in}^3 \\
 &= 2125,3532 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

- Berat Isi Reaktor

• **Tube**

Pipa yang dipakai = 4 in

Dari tabel 11, Kern hal. 844 didapat :

$D_i = 4,026$  in

$d_o = 4,5$  in

$L = 8,95$  ft ft = 107,4 in

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan tube} &= \frac{1}{4} \pi (d_o^2 - d_i^2) L \\ &= \frac{1}{4} \pi \times (4,5^2 - 4,026^2) \times 107,4 \\ &= 340,7199 \text{ in}^3. \end{aligned}$$

Volume total tube :

$$\begin{aligned} V &= \text{Vol. Bahan} \times \text{jml tube} \\ &= 340,7199 \times 339 \\ &= 115504,0461 \text{ in}^3. \end{aligned}$$

Berat tube ( $W_3$ ) :

$$\begin{aligned} W_3 &= V_{\text{total tube}} \times \rho \\ &= 115504,0461 \text{ in}^3 \times 0,2857 \text{ lb/in}^3 \\ &= 32999,5059 \text{ lb}. \end{aligned}$$

• **Baffle**

Data :

Tinggi tube = 8,95 ft ft = 107,4 in

IDs = 71,62 in

Baffle spacing (B) = 0,5 IDs

$$= 41,8125 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah baffle} &= \frac{\text{tinggi tube}}{\text{bafflespacing}} \\ &= \frac{107,4}{41,8125} \\ &= 2,9568 \approx 3 \text{ buah.} \end{aligned}$$

$$\text{tebal baffle} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas dari baffle} &= \frac{\pi}{4} 75\% \times \text{IDs} \\ &= \frac{\pi}{4} (0,75 \times 71,62) \\ &= 53,715 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume baffle} &= \text{luas baffle} \times t \\ &= 53,715 \times \frac{3}{16} \\ &= 10,0715 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat baffle (W}_4) &= \text{volume baffle} \times \rho \\ &= 10,0715 \text{ in}^3 \times 0,2875 \frac{\text{lb}}{\text{in}^3} \\ &= 2,895 \text{ lb} \end{aligned}$$

- **Tube Sheet**

$$\text{Luas baffle} : 53,715 \text{ in}^2$$

$$\text{Tebal} : \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$\text{Luas baffle} = 75 \% \times \text{luas tube sheet}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas tube sheet} &= \frac{\text{luas baffle}}{75\%} \\ &= \frac{53,715}{0,75} \\ &= 71,62 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat tube sheet (W}_5) &= 2 \times \text{luas tube sheet} \times \text{tebal baffle} \times \rho_{\text{bahan}} \\
 &= 2 \times 71,62 \times \frac{3}{16} \times 0,2857 \\
 &= 7,631 \text{ lb.}
 \end{aligned}$$

- Menghitung Berat air pendingin

$$W_{\text{air}} = 34.179,3383 \text{ kg/jam} = 75351,7692 \text{ lb/jam}$$

- **Attchment**

Berat attachment meliputi seluruh perlengkapan seperti nozzle dan sebagainya.

$$W_a = 18 \% \times W_s \quad (\text{Brownell And Young, hal 157})$$

Dimana :

$W_a$  = berat attachment (lb)

$W_s$  = berat silinder tangki = 2125,3532 lb

$$\begin{aligned}
 W_a &= 18 \% \times 2203,9487 \text{ lb} \\
 &= 369,7107 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Berat total} &= W_1 + W_2 + W_3 + W_4 + W_5 + \text{Air pendingin} + \text{Berat katalis} + W_a \\
 &= 845,058 \text{ lb} + 2125,3532 \text{ lb} + 32999,5059 \text{ lb.} + 2,895 \text{ lb} + 7,631 \text{ lb} \\
 &+ 75351,7692 \text{ lb} + 34.884,14 \text{ lb} + 369,7107 \text{ lb} \\
 &= 146586,063 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Untuk factor keamanan (factor safety) 20% maka berat total :

$$\begin{aligned}
 W_{\text{total}} &= 1,2 \times 146586,063 \text{ lb} \\
 &= 175903,2756 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Sebagai penyangga digunakan sistem lug, sehingga :

$$P = \frac{4 \times P_w \times (H - L) + \Sigma W}{n \times D_{bc}} \cdot n$$

(Brownell & Young, pers. 10.76, hal. 197)

Dimana :

P = beban kompresi total maksimum untuk tiap lug (lb)

P<sub>w</sub> = total beban permukaan karena angin (lb)

H = tinggi vessel dari pondasi (ft)

L = jarak antara level dengan dasar pondasi (ft)

D<sub>bc</sub> = diameter (ft)

n = jumlah support

Σ W = berat total (lb)

Reaktor terletak dalam ruangan, sehingga tekanan angin tidak dikontrol, sehingga berlaku rumus :

$$P = \frac{\Sigma W}{4}$$

$$= \frac{146586,063}{4}$$

$$= 36646,5157 \text{ lb}$$

Penyangga:

$$\triangleright W_{\text{total}} = 146586,063 \text{ lb}$$

$$\triangleright \text{Berat yang ditahan} = 36646,5157 \text{ lb}$$

## b. Menentukan Kolom Support

Rencana :

Kolom Penyangga = 4 buah

Jenis kolom = I - Beam

Data :

$$\text{Beban tiap kolom} = 36646,5157 \text{ lb}$$

$$\text{Tinggi total (H)} = 11,353 \text{ ft}$$

Menentukan Tinggi Kolom (L)

Ditentukan jarak reaktor dengan lantai = 5 ft

$$L = \frac{1}{2} H + 5 \text{ ft}$$

$$= \frac{1}{2} (11,353 \text{ ft}) + 5 \text{ ft}$$

$$= 10,6765 \text{ ft} = 128,118 \text{ in}$$

$$\text{Jadi tinggi leg} = 10,6765 \text{ ft}$$

$$= 128,118 \text{ in}$$

-Trial Ukuran I Beam

Untuk pemilihan I beam, dicoba 5" ukuran berat 5 × 3, berat 14,75 lb, dengan cara pemasangan I beam dengan eksentrik (terhadap sumbu).

Dari App. G *Brownell & Young*, hal. 355 diperoleh :

$$b = 3 \text{ in}$$

$$h = 5 \text{ in}$$

$$A_y = 4,29 \text{ in}^2$$

$$r_{1-1} = 1,87 \text{ in}$$

Maka :

$$\frac{L}{r} = \frac{128,118}{1,87}$$

$$= 68,5122 \text{ in}$$

untuk  $L/r < 120$ , maka :

$$f_c \text{ aman} = 17000 - 0,485 (L/r)^2$$

$$= 17000 - 0.485 (68,5122)^2$$

$$= 14487,7353$$

$$\text{Luas (A) yang dibutuhkan} = \frac{P}{f_c \text{ aman}} = \frac{36646,5157}{14487,7353}$$

$$= 2,4615 \text{ in}^2$$

Karena A yang dibutuhkan < dari A yang disediakan, maka I - beam dengan ukuran 5 in, 5 × 3, berat 14,75 lb, telah memenuhi.

#### Kesimpulan I – Beam :

- Ukuran: 5 in, 5 × 3"
- Berat : 14,75 lb
- Peletakan beban dengan beban eksentrik.

#### 6.6. Base Plate

Bahan base plate = concrete (beton), maka :

$$f_{bp} = 600 \text{ lb/in}^2. \quad (\text{H. C. Hesse, tabel 7.7, hal. 162})$$

Dimana :

$$A_{bp} = \text{luas base plate (in}^2\text{)}$$

P = beban dari tiap base plate

$$F_b = \text{stress yang diterima oleh pondasi yang terbuat dari beton}$$

$$= 600 \text{ lb/in}^2 \quad (\text{tabel 7-7 hal. 162, Hesse})$$

Sehingga :

$$A_{bp} = \frac{36646,5157}{600} = 61,077 \text{ in}^2$$

#### - Menentukan Panjang dan Lebar Base Plate

$$A_{bp} = l \times p$$

Dimana :

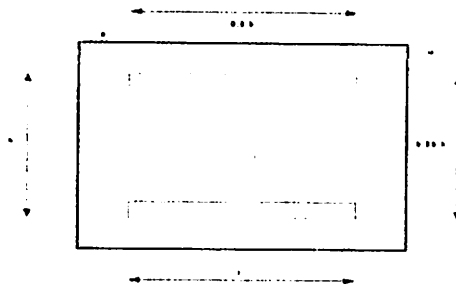
$$l = \text{lebar base plate} = 2n + 0,80 b$$

$$p = \text{panjang base plate} = 2m + 0,95 h$$

Dengan I beam 5 × 3, diperoleh :

$$h = 5 \text{ in}$$

$$b = 3 \text{ in}$$



Dengan mengasumsikan  $m = n$ . maka :

$$Abp = (2m + 0,95d) \times (2n + 0,80b)$$

$$61,077 \text{ in}^2 = [2m + (0,95 \times 5)] \times [2m + (0,8 \times 3)]$$

$$61,077 \text{ in}^2 = (2m + 4,75) \times (2m + 2,4)$$

$$61,077 \text{ in}^2 = 4 m^2 + 14,3 m + 11,4$$

$$4m^2 + 14,3 m - 29,2428 = 0$$

Dengan menggunakan rumus ABC diperoleh :

$$x_{1,2} = \frac{-14,3 \pm \sqrt{14,3^2 - [4 \times 4 \times (-29,2428)]}}{2 \times 4}$$

$$x_1 = 1,4538 \text{ in}$$

$$x_2 = -5,0288 \text{ in}$$

Diambil : harga  $\times$  positif = 1,4538 in

Karena  $m = n = 1,4538 \text{ in}$ , maka :



$$\begin{aligned}
 L &= 2n + 0.8 b \\
 &= (2 \times 1,4538 \text{ in}) + (0,8 \times 3) \\
 &= 5,3076 \approx 6 \text{ in.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P &= 2m + 0,95 d \\
 &= (2 \times 1,4538) + (0,95 \times 5) \\
 &= 7,6576 \approx 8 \text{ in.}
 \end{aligned}$$

Ditetapkan ukuran base plate  $8 \times 6 \text{ in}$  dengan luas =  $48 \text{ in}^2$ .

Beban yang harus ditahan :

$$\begin{aligned}
 f &= \frac{P}{A} \\
 &= \frac{36646,51578}{99} \\
 &= 370,166 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} < 600 \text{ psia (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan :

Base plate dengan ukuran  $5 \times 3$  ini dapat digunakan dengan aman karena beban yang harus ditahan  $370,166 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ lb/in}^2$  (harga stress maksimum).

Cek harga m dan n :

- Panjang base plate
 
$$8 = 2m + (0,95 \times 5)$$

$$m = 1,625 \text{ in}$$
- Lebar base plate
 
$$6 = 2n + (0,8 \times 3)$$

$$n = 1,8 \text{ in}$$

Dari nilai  $m$  dan  $n$  tersebut, maka yang mengontrol dalam pemilihan tebal base plate adalah nilai  $n$  karena  $n > m$ .

### Menentukan Tebal Base Plate

$$tbp = \sqrt{1,5 \cdot 10^4 \times p \times n^2} \quad (H. C. Hless, pers. 7.12, hal. 163)$$

Dengan :

$tbp$  = tebal base plate, in

$p$  = actual unit pressure yang terjadi pada base plate = 549,3267 psi

$n$  = 3,3 in

$$\begin{aligned} tbp &= \sqrt{1,5 \cdot 10^4 \times p \times n^2} \\ &= \sqrt{1,5 \cdot 10^{-4} \times 370,166 \times 1,635^2} \\ &= 0,3011 \text{ in} \approx 1 \text{ in} \end{aligned}$$

### Menentukan Ukuran Baut

Data :

Beban baut = 36646,5157 lb.

Jumlah baut = 8 buah

$$\text{Beban tiap baut} = \frac{36646,5157}{8} = 4580,8144 \text{ lb}$$

Menentukan luas baut :

$$A_b = \frac{P_b}{f_s}$$

Dimana :

$A_b$  = luas baut

$P_b$  = beban tiap baut

$f_s$  = beban tiap baut maksimal = 13600 psi

Maka :

$$A_b = \frac{4580,8144}{13600} = 0,336 \text{ in}^2$$

$$A_b = \frac{1}{4} \times \pi \times db^2$$

$$0,336 = \frac{1}{4} \times \pi \times db^2$$

$$db = 0,908 \text{ in} \approx 1 \text{ in}$$

Dari tabel 10-4 *Brownell & Young*, hal. 188, didapat ukuran baut 1 in dengan dimensi baut sebagai berikut :

Ukuran baut	: 1 in
Root area	: 0,551
Bolt spacing minimal	: 2 ¼ in
Jarak radial minimum	: 1 ⅜ in
Edge distance	: 1 ⅙ in
Nut dimension	: 1 ⅝ in
Radius fillet maksimum:	⅞ in

### 6.7. Menentukan Dimensi Lug dan Gusset

Direncanakan menggunakan :

- 2 plate horizontal (lug)
- 2 plate vertikal (gusset).

Dari fig. 10.6, *Brownell & Young* hal. 191 diperoleh :

$$A = \text{Lebar lug} = \text{ukuran baut} + 9 \text{ in}$$

$$= 1 + 9 = 10 \text{ in.}$$

B = Jarak antar gusset = ukuran baut + 8 in

$$= 1 + 8 = 9 \text{ in}$$

L = Lebar gusset =  $2 \times (\text{lebar kolom} - 0,5 \text{ ukuran baut})$

$$= 2 \times (3 - (0,5 \times 1))$$

$$= 5 \text{ in.}$$

Lebar lug atas (a) =  $\frac{1}{2} (L + \text{ukuran baut})$

$$= \frac{1}{2} (5 + 1)$$

$$= 3 \text{ in.}$$

Perbandingan tebal base plate (B/L) =  $9/5 = 1,8 \text{ in}$

Dari table 10,6 *Brownell & Young*, hal. 192, didapat

$$\tau_1 = 0,073$$

e =  $\frac{1}{2}$  nut dimension

$$e = \frac{1}{2} \times 3 \frac{1}{8} = 0,8125 \text{ in}$$

Menentukan maksimum bending moment sepanjang sumbu radial

Dari pers. 10-40, *Brownell & Young*, hal. 192 :

$$M_y = \frac{P}{4\pi} \left[ (1 + \mu) \times \ln \frac{2L}{\pi \cdot e} + (1 - \tau_1) \right]$$

dimana:

P = beban tiap baut (4580,8144 lb)

$\mu$  = poisson ratio (0,30 untuk steel)

L = panjang horizontal plate bawah (5 in)

e = nut dimension = 0,8125 in

maka :

$$M_y = \frac{4580,81449}{4\pi} \left[ (1+0,3) \times \ln \frac{2,5}{\pi \cdot 0,8125} + (1-0,042) \right]$$

$$= 267,1784 \text{ lb}$$

$M_y$  disubstitusikan ke pers. 10.41 *Brownell & Young* hal. 193, diperoleh :

$$t_{hp} = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f}} \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 10.41, hal. 193})$$

Dimana :

$t_{hp}$  = tebal horizontal plate

$$t_{hp} = \sqrt{\frac{6 \times 267,1784}{13600}} = 0,3432 \text{ in}$$

maka digunakan plate steel dengan tebal 0,3432 in

- Tebal gusset minimal =  $\frac{3}{8} \times t_{hp}$ 

$$= \frac{3}{8} \times 0,3432$$

$$= 0,1287 \text{ in}$$
- Tinggi gusset =  $H_g = A + \text{ukuran baut}$ 

$$= 10 \text{ in} + 1 \text{ in}$$

$$= 11 \text{ in}$$
- Tinggi lug =  $H_g + 2 t_{hp}$ 

$$= 11 \text{ in} + 2 (0,3432 \text{ in})$$

$$= 11,6864 \text{ in}$$

**Kesimpulan dimensi lug dan gusset :**

- Lug

Lebar = 10 in

Tebal = 0.3432 in

Tinggi = 11.6864 in

- Gusset

Lebar = 5 in

Tebal = 0,1287in

Tinggi = 11 in

### 6.8. Menentukan Dimensi Pondasi

Beban yang harus ditahan pondasi :

- a. Berat beban bejana total
- b. Berat kolom penyangga
- c. 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

Data :

- Beban yang ditanggung tiap kolom penyangga = 36646,5157 lb

#### Menentukan beban base plate

$$W_{bp} = p \times l \times t \times \rho$$

Dimana :

$W_{bp}$  = beban base plate (lb)

$p$  = panjang base plate = 8 in = 0,67 ft

$l$  = lebar base plate = 6 in = 0,5 ft

$t$  = tebal base plate = 1 in = 0,0833 ft

$\rho$  = densitas bahan konstruksi (489 lb/ft<sup>3</sup>)

Sehingga :

$$\begin{aligned} W_{bp} &= 0,67 \times 0,5 \times 0,0833 \times 489 \\ &= 13,6458 \text{ lb} \end{aligned}$$

### Menentukan beban penyangga kolom

Persamaan yang digunakan :

$$W_p = l \times A \times \rho \times f$$

Dimana :

$W_p$  = beban kolom (lb)

$l$  = tinggi kolom = 10,6765 ft

$A$  = luas kolom I Beam = 4,29 in<sup>2</sup> = 0,0298 ft<sup>2</sup>

$P$  = densitas bahan konstruksi (baja) = 489 lb/ft<sup>3</sup>

$F$  = faktor korosi = 3,4

Maka :

$$\begin{aligned} W_p &= 10,6765 \times 0,0298 \times 489 \times 3,4 \\ &= 528,9723 \text{ lb} \end{aligned}$$

Berat total :

$$\begin{aligned} W &= W + W_{bp} + W_p \\ &= 36646,5157 \text{ lb} + 13,6458 \text{ lb} + 528,9723 \text{ lb} \\ &= 37189,1338 \text{ lb} \\ &= 16868,8804 \text{ kg} \end{aligned}$$

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

$$\text{Luas atas} = (20 \times 20) \text{ in} = 400 \text{ in}^2$$

$$\text{Luas bawah} = (50 \times 50) \text{ in} = 2500 \text{ in}^2$$

$$\text{Tinggi pondasi} = 20 \text{ in}$$

Maka luas permukaan rata-rata (A) :

$$A = \left\{ \left( \frac{20+50}{2} \right) \times \left( \frac{20+50}{2} \right) \right\}$$

$$= 1225 \text{ in}^2 = 8,5069 \text{ ft}^2$$

Menentukan volume pondasi :

$$V = A \times t$$

$$= 1225 \text{ in}^2 \times 20 \text{ in}$$

$$= 24500 \text{ in}^3$$

$$= 14,1782 \text{ ft}^3$$

Menentukan berat pondasi :

$$W = V \times \rho$$

Dimana :

W = berat pondasi (lb)

V = volume pondasi (ft<sup>3</sup>)

$\rho$  = densitas pondasi beton = 196 lb/ft<sup>3</sup>

Maka :

$$W = 14,1782 \times 196$$



$$= 2778.9272 \text{ lb}$$

Asumsi :

Tanah atas pondasi berupa cemented sand and gravel dengan minimum safe bearing power 5 ton/ft<sup>3</sup>, maksimum safe bearing power = 10 ton/ft<sup>3</sup>

(Tabel 12.2 *Herman C Hess*, hal. 327)

Diambil kemampuan maksimum tanah menahan tekanan :

$$P = \frac{10 \text{ ton}}{1 \text{ ft}^2} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{0,4359 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ ft}^2}{144 \text{ in}^2} = 30,2708 \text{ lb/in}^2$$

Tekanan dari system pondasi terhadap luas tanah (P) :

$$P = \frac{\text{berat pondasi} + \text{berat beban total}}{\text{luas tanah}}$$

$$= \frac{2778,9272 + 16868,88084}{2500}$$

$$= 7,8591 \text{ lb/in}^2 < 30,2708 \text{ lb/in}^2 \text{ (memenuhi)}$$

Kesimpulan pondasi :

- Luas = 20 × 20 = 400 in<sup>2</sup>
- Luas bawah = 50 × 50 = 2500 in<sup>2</sup>
- Tinggi = 20 in
- Bahan konstruksi cemented sand and gravel

### Kesimpulan Spesifikasi Reaktor

Kode : R-110

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara dimetil succinat, Metanol dan hidrogen dengan bantuan katalis copper cromit

Type : Fixed - Bed Multi Tubular Reaktor (Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dishead).

- Kondisi operasi : - Temperatur = 211 °C = 484K  
 - Tekanan = 1 atm = 14,7 psi  
 - Waktu Tinggal = 15 Menit

### 1. Dimensi Reaktor

$$d_o = 72 \text{ in}$$

$$d_i = 71,62 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{5}{16} \text{ in.}$$

$$t_n = \frac{5}{16} \text{ in}$$

$$N_t = 339 \text{ buah}$$

$$L_s = 107,43 \text{ in}$$

### 2. Nozzle

#### a. Nozzle pada tutup atas *standard dished*

*Nozzle* untuk pengeluaran produk:

$$\text{NPS} = 2,5 \text{ in Sch 40}$$

$$\text{OD} = 2,875 \text{ in.}$$

$$\text{ID} = 2,469 \text{ in.}$$

#### b. Nozzle pada tutup bawah *standard dishead*

*Nozzle* untuk pemasukan bahan baku dari tangki pecampur:

$$\text{NPS} = 2 \text{ in Sch 40}$$

$$\text{OD} = 2,375 \text{ in.}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in.}$$

#### c. Nozzle pada tutup bawah *standard dishead*

*Nozzle* untuk pemasukan bahan baku gas Hidrogen:

NPS = 1,5 in Sch 40

OD = 1,900 in.

ID = 1,6010 in.

**d. Nozzle pada silinder**

*Nozzle* untuk pemasukan air pendingin:

NPS = 4 in Sch 40

OD = 4,500 in.

ID = 4,260 in

**e. Nozzle pada silinder**

*Nozzle* untuk pengeluaran air pendingin:

NPS = 4 in Sch 40

OD = 4,500 in.

ID = 4,260 in

**3. Flange**

Bahan = *High alloy steel SA – 240, Grade M, type 316*

*Allowable stress* (f) = 17900 psi

Diameter luar *flange* (do) = 80,99 in

Diameter dalam *flange* (di) = 72 in

*Flange type* = Ring Flange Loose Type

**4. Bolting**

Bahan = *Low alloy Steel SA 193 Grade B8c Type 34*

*Tensile stress min* = 75000 psi

*Allowable stress* = 13600 psi

Ukuran baut	= 1.5 in
Jumlah baut	= 8 buah
<i>Bolting area</i> ( C )	= 75,995 in
<i>Edge distance</i> (E)	= 1½ in
Minimum radial ( R )	= 2 in

### 5. Gasket

Bahan	= <i>Flat metal, jacketed, asbestos filled</i>
<i>Gasket factor</i> (m)	= 3,75
Diameter dalam gasket (di)	= 72 in
Diameter luar gasket (do)	= 72,036 in
Diameter rata – rata gasket	= 72,065 in
Lebar gasket minimum(n)	= 1/16 in
<i>Minimum design seating stress</i> (y)	= 9000 psi

### 6. Sistem Penyangga

Berat yang ditahan penyangga = 36646,5157 lb

### 7. Kolom Penyangga Reaktor (leg)

Jenis	= I-beam
Ukuran	= 5 × 3 in
<i>Area of section</i> (Ay)	= 4,29 in <sup>2</sup>
<i>Depth of beam</i> (h)	= 5 in
<i>Width of flange</i> (b)	= 3 in
Axis ( r )	= 1,87 in
Panjang penyangga	= 128,118 in

Jumlah penyangga = 4 buah

### 8. Base Plate

Panjang ( p ) = 11 in

Lebar ( l ) = 9 in

Tebal ( t ) = 1 in

Luas (A) = 61,077 in<sup>2</sup>

Ukuran baut = 1 in

*Root area* = 0,551 in

*Bolt spacing min* = 2<sup>1</sup>/<sub>4</sub> in

*Min radial distance* = 1<sup>3</sup>/<sub>8</sub> in

*Edge distance* = 1<sup>1</sup>/<sub>16</sub> in

*Nut dimention* = 3<sup>5</sup>/<sub>8</sub> in

*Max filled radius* = <sup>7</sup>/<sub>16</sub> in

### 9. Lug dan Gusset

#### Lug

Lebar = 10 in

Tebal = 0,3432 in

Tinggi = 11,6864 in

#### Gusset

Lebar = 5 in

Tebal = 0,1287 in

Tinggi = 11 in

**10. Pondasi**

Luas = 20 × 20 in

Luas bawah = 50 × 50 in

Tinggi = 20 in

## BAB VI

### PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama Alat : Kolom Destilasi (Novita Andrian Kusuma 05.14.029)

Kode Alat : D-130

Type : Sieve Tray

Fungsi : Memisahkan  $C_4H_8O$  sebagai produk utama dari campuran

#### Prinsip kerja :

Kolom Destilasi berupa bejana tegak, yang berdiri pada skirt dan pondasi beton. Feed diumpankan ke dalam kolom yang memiliki plate yang tersusun secara seri. Dalam operasi normal, uap bergerak ke atas melalui lubang-lubang tray yang terdispersi oleh liquida yang mengalir di atasnya. Akibat kontak tersebut, sejumlah liquida diuapkan, kemudian uap yang terjadi akan dikondensasikan sebagai destilat.

Dari neraca massa Appendiks A dan neraca panas Appendiks B

#### 1. Feed masuk

Rate = 51013,6137 kg/jam = 112464,6128 lb/jam

Temperatur = 95,75 °C = 368,75 K

#### 2. Destilat

Rate = 37896,9914 kg/jam = 84628,7543 lb/jam

Temperatur = 95,01 °C = 368,01 K

## 3. Bottom

$$\text{Rate} = 12626,2626 \text{ kg/jam} = 27835,8585 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Temperatur} = 96,95 \text{ }^{\circ}\text{C} = 369,95 \text{ K}$$

**Tahap Perancangan:**

## 1. Perancangan Kolom Distilasi

- a. Jumlah plate yang dibutuhkan untuk mendapatkan hasil yang dikehendaki
- b. Ukuran diameter kolom
- c. Jarak antara tray (tray spacing)
- d. Menentukan type tray
- e. Konstruksi detail tray

## 2. Perencanaan nozzle

## 3. Perencanaan mekanis

## 4. Perencanaan skirt support dan pondasi

**1. Menentukan jumlah plate**

Dari Appendix B Neraca Panas diketahui :

$$R = 0,0446$$

$$\frac{R}{R+1} = \frac{0,0446}{0,0446+1} = 0,0427$$

$$R_{\min} = 0,0268$$

$$\frac{R_{\min}}{R_{\min}+1} = \frac{0,0298}{0,0298+1} = 0,0289$$



Sehingga diperoleh :

$$\frac{N_{\min}}{N} = 0,17$$

(Christie J. Geankoplis, *Transport Process & Unit Operation*, 3<sup>th</sup> edition, hal. 688)

Penentuan jumlah plate minimum ( $N_{\min}$ ) dengan menggunakan metode Fenske (pers.11.7-12, *Geankoplis* 3<sup>th</sup>, hal 683). Relatif volatil ( $\alpha$ ) dari light key, dihitung dari temperatur dew point top dan dew point bottom dimana :

$$\alpha_{LD} = 2,2806$$

$$\alpha_{LW} = 1$$

$$X_{LD} = 0,9999$$

$$X_{HD} = 0,0001$$

$$X_{LW} = 0,0121$$

$$X_{HW} = 0,9879$$

$$\alpha_{LK} = (\alpha_{LD} \times \alpha_{LW})^{1/2}$$

(Christie J. Geankoplis, *Transport Process & Unit Operation*, 3<sup>th</sup> edition, per. 11-7-12, hal. 683)

$$= (2,2806 \times 1)^{1/2}$$

$$= 1,5102$$

$$N_{\min} = \frac{\log\left(\frac{X_{LD}}{X_{HD}} \times \frac{X_{HW}}{X_{LW}}\right)}{\log\alpha_{LK}}$$

(Christie J. Geankoplis, *Transport Process & Unit Operation*, 3<sup>th</sup> edition, per. 11-7-11 hal. 683)

$$= \frac{\log\left(\frac{0,9999}{0,0001} \times \frac{0,9879}{0,0121}\right)}{\log 1,5102} = 33,0089 \approx 33 \text{ buah}$$

Jumlah plate aktual ditentukan dengan *Gilliand Correlation* antara plate aktual dengan refluks minimum dan plate teoritis, sehingga :

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = \frac{N_{\min}}{N}$$

(Ernest J. Henley, *Separation Process Principles*, Gambar 9.11, hal. 510)

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0,17$$

$$N - 33 = 0,17 (N + 1)$$

$$N - 33 = 0,17 N + 0,17$$

$$N = 40,1486 \approx 40 \text{ buah}$$

Jadi jumlah plate aktual adalah 40 buah

## 2. Menentukan letak umpan masuk

Penentuan letak umpan masuk menggunakan metode *Kirk-Bride's*, dimana :

$$X_{LF} = 0,0757$$

$$X_{HF} = 0,9243$$

$$X_{LW} = 0,0121$$

$$X_{HD} = 0,0001$$

$$W = 12626,2626 \text{ kg/jam}$$

$$D = 37896,9914 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Log } \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[ \left( \frac{X_{HF}}{X_{LF}} \right) \times \frac{W}{D} \times \left( \frac{X_{LW}}{X_{HD}} \right)^2 \right]$$

(Christie J. Geankoplis, *Transport Process & Unit Operation*, 3<sup>th</sup> edition, per. 11-7-21, hal. 687)

$$\text{Log } \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[ \left( \frac{0,9243}{0,0757} \right) \times \frac{12626,2626}{37896,9914} \times \left( \frac{0,0121}{0,0001} \right)^2 \right]$$

$$\text{Log } \frac{N_e}{N_s} = 0,9825$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 9,6051$$

$$N_e = 9,6051 N_s \dots\dots\dots(1)$$

$$N_e + N_s = 40$$

$$N_e = 40 - N_s \dots\dots\dots(2)$$

Substitusikan pers. (2) ke pers. (1) :

$$9,6051 N_s = (40 - N_s)$$

$$10,6051 N_s = 40$$

$$N_s = 3,7718 \approx 4$$

$$N_e + N_s = 40$$

$$N_e = 36,2282 \approx 36$$

Jadi feed masuk pada plate ke - 36 dari atas dan ke - 4 dari bawah

### 3. Menentukan distribusi beban massa pada kolom

Aliran uap masuk kondensor (V)

$$V = (R + 1).D$$

$$= (0,0446 + 1) \times 2130,2120 \text{ kmol/jam}$$

$$V = 2225,2195 \text{ kgmol/jam} = 4905,7188 \text{ lbmol/jam}$$

Aliran liquida keluar kondensor (L)

$$L = R \times D$$

$$= 0,0446 \times 2130,2120 \text{ kmol/jam}$$

$$= 95,0075 \text{ kmol/jam} = 209,4534 \text{ lbmol/jam}$$



*Enriching*

- Bagian atas :

$$\begin{aligned} \text{BM liquida} &= (X_D \text{ C}_4\text{H}_8\text{O} \times \text{BM C}_4\text{H}_8\text{O}) + (X_D \text{ H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O}) \\ &= 18,0214 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BM uap} &= (Y_D \text{ C}_4\text{H}_8\text{O} \times \text{BM C}_4\text{H}_8\text{O}) + (Y_D \text{ H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O}) \text{ CH}_4\text{OH} \\ &= 18,0268 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

- Bagian bawah :

$$\begin{aligned} \text{BM liquida} &= (X_F \text{ C}_4\text{H}_8\text{O} \times \text{BM C}_4\text{H}_8\text{O}) + (X_F \text{ H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O}) \\ &= 22,1109 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BM uap} &= (Y_F \text{ C}_4\text{H}_8\text{O} \times \text{BM C}_4\text{H}_8\text{O}) + (Y_F \text{ H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O}) \text{ CH}_4\text{OH} \times \\ &= 24,4739 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

*Exhausting*

- Bagian atas :

$$\begin{aligned} \text{BM liquida} &= \text{BM liquida bagian bawah enriching} \\ &= 22,1109 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BM uap} &= \text{BM uap bagian bawah enriching} \\ &= 24,4739 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

- Bagian bawah :

$$\begin{aligned} \text{BM liquida} &= (X_B \text{ H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O}) + (X_B \text{ C}_4\text{H}_8\text{O} \times \text{BM C}_4\text{H}_8\text{O}) \\ &= 71,4555 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BM uap} &= (Y_B \text{ H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O}) + (Y_B \text{ C}_4\text{H}_8\text{O} \times \text{BM C}_4\text{H}_8\text{O}) \\ &= 71,7728 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

## Perhitungan Beban Destilasi

	Uap			Liquid		
	lbmol/jam	BM	lb/jam	lbmol/jam	BM	lb/jam
<i>Enriching</i>						
Atas	4905,7188	18,0268	88434,4117	209,4534	18,0214	3774,6435
Bawah	4905,7188	24,4739	120062,0713	209,4534	22,1109	4631,2032
<i>Exhausting</i>						
Atas	4905,7188	24,4739	120062,0713	5295,2645	22,1109	117083,0638
Bawah	4905,7188	71,7728	352097,1743	5295,2645	71,4555	378375,7725

Perhitungan beban destilasi terletak pada *Exhausting* bagian bawah

$$L = 378375,7725 \text{ lb/jam} \quad \text{BM} = 71,4555$$

$$V = 352097,1743 \text{ lb/jam} \quad \text{BM} = 71,7728$$

Perhitungan densitas campuran :

Densitas uap pada  $T = 95,01 \text{ }^\circ\text{C} = 368,01 \text{ K}$  dan  $P = 1 \text{ atm}$

$$\begin{aligned} \rho_v &= \frac{\text{BM} \times T_o \times P_i}{V_o \times T_i \times P_o} = \frac{71,4555 \times 273,15 \times 1}{359 \times 368,01 \times 1} \\ &= 0,1477 \text{ lb/ft}^3 = 0,000276 \text{ g/cm}^3 = 3,8455 \cdot 10^{-6} \text{ mol/cm}^3 \end{aligned}$$

Densitas liquida pada  $T = 96,95 \text{ }^\circ\text{C} = 369,95 \text{ K}$  dan  $P = 1 \text{ atm}$

$$\text{Densitas liquida : } \rho_L = A \cdot B \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n, \quad \rho_L = \text{g/mL} = \text{g/cm}^3$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Massa (lb/jam)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho$ (lb/ft <sup>3</sup> )
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O	12600,4499	27778,9519	1287,1952	80,3568
H <sub>2</sub> O	38413,1638	84685,6609	1417,5739	88,4960
Total	51013,6137	112464,6128	5128,4569	320,1584

$$\rho = \frac{M_{\text{total}}}{\frac{m_1}{\rho_1} + \frac{m_2}{\rho_2}}$$

$$\rho = \frac{112464,6128}{\frac{27778,9519}{80,3568} + \frac{84685,6609}{88,4960}}$$

$$\rho = 86,3361 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho = 1,6119 \text{ g/cm}^3 = 0,0226 \text{ mol/cm}^3$$

#### 4. Menentukan Surface Tension bahan ( $\sigma$ )

$$\sigma^{1/4} = \sum X_i \cdot [P_i] \cdot \rho_L$$

(Robert H. Perry & Cecil H. Chilton, *Chem. Eng. 's Handbook*, Edisi 5, pers. 3-71, hal. 3-241)

$$\text{C}_4\text{H}_8\text{O} : [P] = ((48 \times 4) + (11,5 \times 2) + 20) = 304$$

$$\text{H}_2\text{O} : [P] = (11,5 \times 2) + 20 = 43$$

(Robert H. Perry & Cecil H. Chilton, *Chem. Eng. 's Handbook*, Edisi 5, tabel 3-317, hal. 3-241)

Perhitungan jumlah Parachor [P]

Komponen	m(kgmol/jam)	Xi	P	Xi × P
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O	174,7393	0,0757	304	23,0128
H <sub>2</sub> O	2132,1694	0,9243	43	39,7449
Total	2306,9087	1,0000		62,7577

Surface tension pada bahan ( $\sigma^{1/4}$ ) = 62,7577 dyne/cm

$$\sigma = 2,8146 \text{ dyne/cm}$$

### 5. Dasar Perancangan Kolom Distilasi

$$L = 378375,7725 \text{ lb/jam} \quad \rho_L = 86,3361 \text{ lb/ft}^3$$

$$V = 352097,1743 \text{ lb/jam} \quad \rho_V = 0,1477 \text{ lb/ft}^3$$

#### a. Menentukan diameter tray dan spacing kolom distilasi

$$G = C \sqrt{\rho_V (\rho_L - \rho_V)}$$

(Ernest E. Ludwig, *Design for Chemical & Petrochemical Plants*, pers. 8-81, hal. 55)

$$d = 1,13 \sqrt{\frac{V_M}{G}}$$

$$\text{Harga shell} = \pi \cdot D \cdot (T/12) \times h_1 \quad (h_1 = \$ 2,8/\text{ft}^2)$$

$$\text{Harga tray} = (1 - 0,05) \cdot \pi/4 \cdot D^2 \times h_2 \quad (h_2 = \$ 0,79/\text{ft}^2)$$

$$\text{Harga downcomer} = 0,6 \cdot T/12 \times h_3 \quad (h_3 = \$ 0,5/\text{ft}^2)$$

$$\text{Harga Total} = \text{Harga Shell} + \text{Harga Tray} + \text{harga Downcomer}$$

Dari Gambar 8-38. Ernest E. Ludwig, hal. 56 didapatkan harga C pada

$\sigma = 2,8146 \text{ dyne/cm}$ , sehingga :

**Tabel perhitungan diameter tray dan tray spacing kolom destilasi**

T (in)	C	G (lb/ft <sup>2</sup> )	D (ft)	Harga (T/ft <sup>2</sup> )			Total
				shell	tray	downcomer	
10	170	606,5458	27,2256	199,4731	436,6930	6,8064	642,9725
12	250	891,9791	22,4508	197,3877	296,9512	6,7352	501,0742
15	340	1213,0915	19,2514	211,5732	218,3465	7,2193	437,1390
18	420	1498,5248	17,3212	228,4319	176,7567	7,7945	412,9831



20	480	1712,5998	16,2025	237,4205	154,6621	8,1012	400,1838
24	520	1855,3165	15,5668	273,7275	142,7650	9,3401	425,8326

Diambil  $T = 20$  in dengan  $d = 16,2025$  ft = 194,43 in, karena mempunyai harga yang paling murah.

**b. Menentukan type aliran :**

$$L = \frac{378375,7725 \text{ lb/jam}}{86,3361 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{7,48 \text{ gal/ft}^3}{60 \text{ menit}} = 546,5079 \text{ gpm}$$

546,5079 gpm,  $d = 16,2025$  ft, dari gambar 8.63 Ernest E. Ludwig hal. 96, type aliran "Cross Flow".

**c. Pengecekan terhadap liquid head (hd)**

$$Q_{\max} = 1,3 \times L = 1,3 \times 546,5079 \text{ gpm} = 710,4603 \text{ gpm}$$

$$Q_{\min} = 0,7 \times L = 0,7 \times 546,5079 \text{ gpm} = 382,5555 \text{ gpm}$$

$$h_{ow \max} = \left[ \frac{Q_{\max}}{2,98 Lw} \right]^{2/3}$$

$$h_{ow \min} = \left[ \frac{Q_{\min}}{2,98 Lw} \right]^{2/3}$$

$$h_w = 1,5 - 3,5 \text{ in}$$

$$h_L \max = h_w + h_{ow \max}$$

$$h_L \min = h_w + h_{ow \min}$$

untuk  $d = 16,2025$  ft = 194,43 in,  $T = 20$  in, Sieve Tray dan cross flow

:

Lw/d	<b>0,55</b>	0,6	0,65	0,7	0,75	0,8
Lw (in)	<b>8,9114</b>	9,7215	10,5316	11,3418	12,1519	12,9620
How max (in)	<b>8,9451</b>	8,4410	8,0024	7,6166	7,2742	6,9679
How min (in)	<b>5,9205</b>	5,5868	5,2965	5,0412	4,8146	4,6118
hw (in)	<b>1,5</b>	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5
hl max (in)	<b>10,4451</b>	9,9410	9,5024	9,1166	8,7742	8,4679
hl min (in)	<b>7,4205</b>	7,0868	6,7965	6,5412	6,3146	6,1118

Diambil optimalisasi diameter kolom destilasi sesuai dengan :

$$Lw/d = 55 \%, \text{ dengan } Lw = 8,9114 \text{ in}$$

$$hw - hc = \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$hc = (1,5 - \frac{1}{4}) \text{ in} = 1,25 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} Ac &= Lw \times hc = 8,9114 \text{ in} \times 1,25 \text{ in} \\ &= 11,1393 \text{ in}^2 = 0,8611 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$Ad = 4 \% At$$

(Ernest E. Ludwig, *Design for Chemical & Petrochemical Plants*, Gambar 8.48, hal. 777)

$$= 4 \% \times \pi/4 D^2$$

$$= 8,2432 \text{ ft}^2$$

Mencari harga Ac :

$$Ac \text{ pada } hc = 1,5 \text{ in sehingga } hc = 1,25 \text{ in} \rightarrow$$

$$Ac = \frac{hc \cdot Lw}{144} = \frac{1,25 \times 8,9114}{144} = 0,0774 \text{ ft}^2$$

$$Ac \text{ pada } hc = 3,5 \text{ in sehingga } hc = 3,25 \text{ in} \rightarrow$$

$$Ac = \frac{hc \cdot Lw}{144} = \frac{3,25 \times 8,9114}{144} = 0,2012 \text{ ft}^2$$

$$A_p = 0,2012 \text{ ft}^2 \text{ (harga terkecil dari } A_c \text{ dan } A_d)$$

$$\begin{aligned} h_d &= 0,03 \left[ \frac{Q_{L, \max}}{100 \times A_p} \right]^2 \\ &= 0,03 \left[ \frac{710,4603}{100 \times 0,2012} \right]^2 \end{aligned}$$

$$h_d = 0,0934 \text{ in} < 1 \text{ in (memenuhi)}$$

#### d. Pengecekan harga tray spacing (T)

Untuk  $L_w/d = 55 \%$ , didapatkan :

$$W_d = 8,5 \% d$$

(Ernest E. Ludwig, *Design for Chemical & Petrochemical Plants*, Gambar 8.48, hal. 77)

$$= 16,5266 \text{ in}$$

$$r = \frac{1}{2} d = \frac{1}{2} \times 16,2025 \text{ ft} = 8,1013 \text{ ft}$$

$$W_s = 3 \text{ in (luas daerah penenang / calming zone)}$$

$$\begin{aligned} x &= r - \frac{W_d + W_s}{12} \\ &= 8,1013 - \frac{16,5266 + 3}{12} = 6,4741 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_a &= 2 \left( x \sqrt{r^2 - x^2} + r^2 \sin^{-1} \frac{x}{r} \right) \\ &= 2 \left( 6,4741 \sqrt{8,1013^2 - 6,4741^2} + 8,1013^2 \sin^{-1} \frac{6,4741}{8,1013} \right) \\ &= 7026,3004 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Susunan lubang : segitiga

$$\frac{A_o}{A_a} = \frac{0,9065}{n^2}$$

N	2,5	3	3,5	4	4,5
Aa (ft <sup>2</sup> )	7026,3004	7026,3004	7026,3004	7026,3004	<b>7026,3004</b>
Ao (ft <sup>2</sup> )	1019,0946	707,7046	519,9462	398,0838	<b>314,5354</b>

Untuk Lw/d = 55 % maka Ad = 4 %.At

$$V = 352097,1743 \text{ lb/jam} = \frac{352097,1743}{0,1513 \text{ lb/ft}^3 \times 3600 \text{ dt/jam}} = 646,4294 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

$$V_{\max} = 1,3 \times V = 1,3 \times 646,4294 = 840,3583 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

$$V_{\min} = 0,7 \times V = 0,7 \times 646,4294 = 452,5006 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Untuk n = 4,5 ; Uo max :

$$\begin{aligned} U_{o \max} &= \frac{V_{\max}}{A_o} \\ &= \frac{840,3583}{314,5354} = 2,6717 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_c &= A_t - A_d \\ &= (\frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2) - (4\% \cdot A_t) \\ &= 197,8357 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_p &= 12 \left( \frac{\rho_v}{\rho_L} \right)^{1,14} \left( \frac{U_o^2}{2 \times g_c} \right) \left[ 0,4 \left( 1,25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left( 1 + \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right] \\ &= 12 \left( \frac{0,1477}{86,3361} \right)^{1,14} \left( \frac{2,6717^2}{2 \times 32,1740} \right) \left[ 0,4 \left( 1,25 - \frac{314,5354}{197,8357} \right) + \left( 1 - \frac{314,5354}{197,8357} \right)^2 \right] \\ &= 0,0291 \text{ ft} = 0,3492 \text{ in} \end{aligned}$$

$$h_r = \frac{31,2}{\rho_L} = \frac{31,2}{86,3361} = 0,3614 \text{ in}$$

$$h_l = h_{ow} + h_w = 5,9205 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} h_t &= h_p + h_r + h_l = 0,3492 \text{ in} + 0,3614 \text{ in} + 5,9205 \text{ in} \\ &= 6,6311 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_b &= h_t + h_l + h_d = 6,6311 \text{ in} + 5,9205 \text{ in} + 0,0934 \text{ in} \\ &= 12,645 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{pengecekan : } \frac{h_b}{T + h_w} \leq 0,5$$

$$\frac{12,745}{20 + 1,5} \leq 0,5$$

$$0,4959 \leq 0,5 \text{ (memenuhi)}$$

**e. Stabilitas Tray dan Weeping**

$$U_{o_{\min}} = \frac{V_{\min}}{A_o} = \frac{0,7 \times 452,5006}{314,5354} = 1,8811 \text{ ft/dt}$$

$$\begin{aligned} h_{pm} &= 12 \left( \frac{\rho_v}{\rho_L} \right) 1,14 \left( \frac{U_o^2}{2 \times g_c} \right) \left[ 0,4 \left( 1,25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left( 1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right] \\ &= 12 \left( \frac{0,1477}{86,3361} \right) 1,14 \left( \frac{1,8811^2}{2 \times 32,1740} \right) \left[ 0,4 \left( 1,25 - \frac{314,5354}{197,8357} \right) + \left( 1 - \frac{314,5354}{197,8357} \right)^2 \right] \\ &= 0,0640 \text{ ft} = 0,768 \text{ in} \end{aligned}$$

$$h_{pw} = 0,2 + 0,05 h_l = 0,2 + 0,05(5,9205) = 0,4961 \text{ in}$$

Karena  $h_{pm} > h_{pw}$  maka tray sudah stabil untuk  $n = 4,5$

**f. Pengecekan pada Entrainment**

Syarat tidak terjadi entrainment :  $\frac{p_o}{p} \geq 1$ , dimana  $p_o = 0,1$

$$U_c = \frac{V_{\max}}{A_c} = \frac{840,3583}{197,8357} = 4,2478 \text{ ft/s}$$

$$T_c = T - 2,5 h_l = 20 - 2,5(5,9205) = 5,1987 \text{ in}$$

Sehingga :

$$P = 0,22 \left( \frac{73}{\sigma} \right) \left( \frac{U_c}{T_c} \right)^{3,2} = 0,22 \left( \frac{73}{2,8146} \right) \left( \frac{4,2478}{5,1987} \right)^{3,2} = 0,0894$$

$$\frac{p_o}{p} = \frac{0,1}{0,0894} = 1,1186 > 1 \text{ (memenuhi syarat / tidak terjadi entrainment)}$$

**g. Pelepasan uap dalam Downcomer**

$$\text{Syarat pelepasan uap dalam downcomer : } \frac{w_l}{w_d} \leq 0,6 \text{ in}$$

$$w_l = 0,8 \times \sqrt{h_{ow} (T + h_w + h_b)} = 8,3745 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} w_d &= 8,5\%d \text{ (8,5\% dari Ludwig, fig. 8.48 hal. 77, dengan } l_w/d = 55 \%) \\ &= 16,5266 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\frac{w_l}{w_d} = \frac{8,3745}{16,5266} = 0,5067 < 0,6 \text{ (memadai)}$$

**h. Menentukan Dimensi Kolom**

**\* Menentukan Tinggi Kolom**

Jumlah tray aktual = 40 tray

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tray total} &= \text{Tray aktual} + 1 \text{ tray Kondensor} + 1 \text{ tray Reboiler} \\ &= 42 \text{ tray} \end{aligned}$$

Jarak antar tray (T) = 20 in

Ditetapkan : \* tinggi ruang uap = 4 ft = 48 in

\* tinggi ruang liquid = 6 ft = 72 in

Tinggi shell = (T × jumlah tray total) + tinggi ruang uap + tinggi ruang liquid

$$= (20 \times 42) + 48 + 72 = 960 \text{ in} = 79,968 \text{ ft} = 24,3841 \text{ m}$$

$D_i$  kolom distilasi = 194,43 in = 16,2025 ft = 4,9385 m

\* **Menentukan tinggi larutan di dalam kolom**

Umpan masuk = 51013,6137 kg/jam = 112464,6128 lb/jam

Waktu tinggal volume selama 30 menit :

$$V_{\text{liquid}} = \frac{F}{\rho_L} = \frac{112464,6128 \text{ lb/jam}}{86,3361 \text{ ft}^3/\text{lb}} \times \frac{30 \text{ menit}}{60} \text{ jam} = 651,3186 \text{ ft}^3$$

Tutup atas dan bawah berbentuk standar dishead

$$V_{\text{tutup}} = 0,0847 \text{ di}^3 = 360,2712 \text{ ft}^3$$

Tinggi tutup ( $L_a = L_b$ ) = 0,169 di = 2,7383 ft = 32,8587 in

Tinggi tangki total =  $L_a + L_b + L_s$

$$= 32,8587 + 32,8587 + 960$$

$$= 1025,7174 \text{ in} = 85,4423 \text{ ft} = 26,0533 \text{ m}$$

$$V_{\text{liquid dlm shell}} = (0,0847 \times \text{di}^3) + (0,25 \times \pi \times \text{di}^2 \times \text{hl})$$

$$1025,7174 = 360,2712 + [0,25 \times 3,14 \times (16,2025)^2 \times \text{hl}]$$

$$\text{hl} = 1,8111 \text{ ft}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 14,7 + \frac{\rho_L (\text{hl} - 1)}{144}$$

$$= 14,7 + \frac{86,3361 (1,8111 - 1)}{144}$$

$$= 15,1863 \text{ psia} = 1,0334 \text{ atm}$$

\* **Menentukan tebal tangki (ts)**

Berdasarkan Brownell & Young bahan yang digunakan adalah Carbon Steel SA 135 grade B dengan asumsi :  $t_s = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$

Diketahui :

$$l = T = 20 \text{ in}$$

$$\text{Suhu operasi} = 95,75 \text{ } ^\circ\text{C} = 204,35 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} l/d_o &= \frac{l}{(D \times 12) + 0,1875} \\ &= \frac{20}{(16,2025 \times 12) + 0,1875} \\ &= 0,1027 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} d_o/t &= \frac{16,2025 \times 12}{0,1875} \\ &= 103,696 \end{aligned}$$

Dari gambar 8.8 hal.147 Brownell & Young diperoleh :

$$e = 0,0006$$

$$B = 5500$$

$$P_{\text{allow}} = \frac{B}{d_o/t} = \frac{5500}{103,696} = 53,0396 \text{ psi} > 15 \text{ psi (memenuhi)}$$

Jadi tebal shell ( $t_s$ ) =  $3/16 \text{ in}$

Standardisasi  $d_o$  :

$$d_o = d_i + 2 t_s = 194,805 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell & Young hal. 89 diperoleh :

$$d_o = 204 \text{ in} = 16,9932 \text{ ft} = 5,1816 \text{ m}$$

$$r = 20 \text{ in}$$



$$i_{cr} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{maka : di baru} = d_o - 2 t_s$$

$$= 203,625 \text{ in} = 16,9619 \text{ ft} = 5,1721 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tutup (} h_a = h_b \text{)} = 0,169 d$$

$$= 0,169 \times 16,9619 \text{ ft}$$

$$= 2,8666 \text{ ft} = 34,3992 \text{ in}$$

**\* Menentukan tebal tutup standar dishead (th)**

Tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished ( $h_a = h_b$ )

$$\text{Syarat : } r = d_o = 203,625 \text{ in}$$

Dari Appendix D hal. 335 Brownell & Young dapat diketahui :

$$f = 12.750 \text{ lb/in}^2$$

sehingga :

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,885 \times P_i \times r}{(f \times E - 0,1 \times P_i)} + C \\ &= \frac{0,885 \times 1,0334 \times 203,625}{(12750 \times 0,85 - 0,1 \times 1,0334)} + \frac{3}{16} \\ &= 0,2047 \text{ in} = 4/16 \text{ in} \end{aligned}$$

## 6. Perancangan Nozzle

Nozzle pada kolom destilasi dibagi menjadi 5 macam :

- a. Nozzle feed masuk
- b. Nozzle top kolom
- c. Nozzle refluks kondensor
- d. Nozzle bottom kolom
- e. Nozzle uap reboiler

Uraian :

a. Nozzle feed masuk (A)

$$\text{Rate} = 51013,6137 \text{ kg/jam} = 112464,6128 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_L = 86,3361 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = \frac{112464,6128 \text{ lb/jam}}{86,3361 \text{ lb/ft}^3} = 1302,6372 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,3618 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Dari *Peters & Timmerhaus 4<sup>th</sup>*, pers. 15 hal. 496, didapat :

$$\begin{aligned} \text{Di optimal} &= 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,3618)^{0,45} \times (86,3361)^{0,13} = 4,4067 \text{ in} \approx 4 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 388) :

$$\text{Nominal pipa} = 4 \text{ in sch 40}$$

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

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

$$A = 0,0884 \text{ ft}^2 = 0,0006 \text{ in}^2$$

b. Nozzle top kolom (B)

$$\text{Rate} = 38387,3511 \text{ kg/jam} = 84628,7543 \text{ lb/jam}$$

$$\rho = 86,3361 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{84628,7543 \text{ lb/jam}}{86,3361 \text{ lb/ft}^3} = 980,2244 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,2723 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Dari *Peters & Timmerhaus 4<sup>th</sup>*, hal. 498, didapat :

$$\begin{aligned} \text{Di optimal} &= 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,2723)^{0,45} \times (86,3361)^{0,13} = 3,8775 \text{ in} \approx 4 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 388) :

Nominal pipa = 4 in sch 40

OD = 4,5 in

ID = 4,026 in

A = 0,0884 ft<sup>2</sup> = 0,0006 in<sup>2</sup>

c. Nozzle refluks kondensor (C)

Rate = 39531,2942 kg/jam = 87150,6912 lb/jam

$\rho_L$  = 86,3361 lb/ft<sup>3</sup>

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = \frac{87150,6912 \text{ lb/jam}}{86,3361 \text{ lb/ft}^3} = 1009,4352 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,2804 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

$$D_i \text{ optimal} = 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

(Timmerhaus, *Plant Design & Economics for Chemical Eng. 's*, Edisi 4, pers. 15, hal. 496)

$$= 3,9 \times (0,2804)^{0,45} \times (86,3361)^{0,13}$$

$$= 3,9289 \text{ in} \approx 4 \text{ in}$$

dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 386 - 387) :

Nominal pipa = 4 in sch 40

OD = 4,5 in

ID = 4,026 in

A = 0,0884 ft<sup>2</sup> = 0,0006 in<sup>2</sup>

d. Nozzle bottom kolom (D)

Rate massa = 12626,2626 kg/jam = 27935,8584 lb/jam

$\rho$  = 86,3361 lb/ft<sup>3</sup> lb/ft<sup>3</sup>

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = \frac{27935,8584 \text{ lb/jam}}{86,3361 \text{ lb/ft}^3} = 323,5711 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0899 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Dari *Peters & Timmerhaus 4<sup>th</sup>*, pers. 15 hal. 496, didapat :

$$\begin{aligned} \text{Di optimal} &= 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,0899)^{0,45} \times (86,3361)^{0,13} = 2,3548 \text{ in} \approx 2 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 386 - 387) :

Nominal pipa = 2 in sch 40

OD = 2,375 in

ID = 2,067 in

A = 3,356 ft<sup>2</sup> = 0,0233 in<sup>2</sup>

e. Nozzle uap reboiler (E)

Rate = 13002,5253 kg/jam = 28665,3672 lb/jam

$\rho$  = 86,3361 lb/ft<sup>3</sup>

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{28665,3672 \text{ lb/jam}}{86,3361 \text{ lb/ft}^3} = 332,0207 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0923 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

$$\text{Di optimal} = 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

(Timmerhaus, Plant Design & Economics for Chemical Eng.'s, Edisi 4, pers. 15, hal. 496)

$$= 3,9 \times (0,0923)^{0,45} \times (86,3361)^{0,13} = 2,3829 \text{ in} \approx 2 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 386 - 387) :

Nominal pipa = 2 in sch 40

OD = 2,375 in

ID = 2,067 in

A = 3,356 ft<sup>2</sup> = 0,0233 in<sup>2</sup>

Dari Brownell & Young, gambar 12.2 hal. 221 didapat dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standart type welding neck dengan dimensi :

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	4	9	1 5/16	6 3/16	5 3/16	4,50	3	4,03
B	4	9	1 5/16	6 3/16	5 3/16	4,50	3	4,03
C	4	9	1 5/16	6 3/16	5 3/16	4,50	3	4,03
D	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	2 1/2	2,07
E	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	2 1/2	2,07

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 pada base, in

K : Diameter hubungan pada welding, in

L : Panjang hubungan, in

B : Diameter dalam flange, in

## 7. 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.

### a. Flange

Bahan : High Alloy Steel SA-336 Grade F8 type 304

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, App. D, hal. 344)

Tensile stress minimum : 75.000

Allowable stress : 18750 lb/in<sup>2</sup>  
 Type flange : Ring Flange Loose Type

**b. Bolting**

Bahan : High Alloy steel SA-193 Grade B8 type 304  
 Tensile stress minimum : 75.000  
 Allowable stress : 15000 lb/in<sup>2</sup>

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, App. D, hal. 344)

**c. Gasket**

Bahan : Solid Flat Metal Iron  
 Gasket faktor (m) : 5,5  
 Minimum Design seating stress (Y) : 18.000

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, gambar 12.11, hal. 288)

**a. Menentukan lebar gasket**

Penentuan lebar gasket dengan menggunakan rumus dari *Brownell & Young* pers. 12.2 hal. 226, dimana :

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - p.m}{y - p(m+1)}} = \sqrt{\frac{18000 - (14,7 \times 5,5)}{18000 - 14,7(5,5 + 1)}} = 1,0004$$

$d_i$  gasket = OD shell = 204 in

$d_o$  gasket = 1,0004 x 204 = 204,0816 in

$$\begin{aligned} \text{lebar gasket minimum} &= \frac{(d_o - d_i)}{2} \\ &= \frac{(204,0816 - 204)}{2} \times \frac{16}{16} \\ &= 0,0408 \approx \frac{1}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Diameter rata-rata gasket (G)} &= d_o + \text{lebar gasket} \\ &= 204 + 0,0625 = 204,0625 \text{ in}\end{aligned}$$

**b. Perhitungan jumlah dan ukuran baut**

**\* Perhitungan beban baut**

**1. Beban supaya gasket tidak bocor ( $H_Y$ )**

$$W_{m_2} = H_Y = b \cdot \pi \cdot G \cdot y$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.88, hal. 240)

Dari gambar 12.12, hal. 229 didapat lebar seating gasket bawah :

$$b_o = \frac{N}{2} = \frac{1/16}{2} = 0,0313 \text{ in}$$

untuk  $b_o < 1/4$ ,  $b = b_o = 1/32 = 0,0313 \text{ in}$

sehingga :

$$H_Y = W_{m_2} = 0,0313 \times 3,14 \times 204,0625 \times 18.000 = 361002,0713 \text{ lb}$$

**2. Beban tanpa tekanan ( $H_p$ )**

$$H_p = 2 \cdot b \cdot \pi \cdot G \cdot m \cdot p$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.90, hal. 240)

$$= 2 \times 0,0313 \times 3,14 \times 204,0625 \times 5,5 \times 14,7$$

$$= 3243,0019 \text{ lb}$$

**3. Beban baut karena internal pressure ( $H$ )**

$$H = \frac{\pi \times G^2 \times p}{4}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.89, hal. 240)

$$= \frac{3,14 \times 204,0625^2 \times 14,7}{4} = 480522,1343 \text{ lb}$$

#### 4. Total berat pada kondisi operasi

$$W_{m1} = H + H_p = 483765,1362 \text{ lb}$$

Karena  $W_{m1} > W_{m2}$ , maka yang mengontrol adalah  $W_{m1}$

##### \* Perhitungan luas bolting minimum area

Dengan persamaan 12-93, *Brownell and Young*, hal 240 :

$$A_m = \frac{W_{m1}}{f_b} = \frac{483765,1362}{15000} = 32,2511 \text{ in}$$

##### \* Perhitungan bolt minimum

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.4 hal 188 dicoba :

$$\text{Ukuran baut} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Root area} = 0,890 \text{ in}^2$$

Maka jumlah bolting minimum =

$$\frac{A_m}{\text{Root area}} = \frac{32,2511}{0,890} = 36,2372 \approx 36 \text{ buah}$$

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.4, hal. 188 didapat :

$$\text{Bolt spacing (Bs)} = 2 \frac{13}{16} \text{ in}$$

$$\text{Minimum radial distance (R)} = 1 \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$\text{Edge distance (E)} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Bolting circle diameter (C)} = ID_{\text{shell}} + 2(1,4159 \cdot go + R)$$

$$\text{Dengan : } go = \text{tebal shell} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$C = 203,625 + 2 \times ((1,4159 \times \frac{3}{16}) + 1 \frac{3}{4}) = 205,6405 \text{ in}$$

Diameter luar flange :

$$OD = C + 2E = 205,6405 + 2(1 \frac{1}{4}) = 208,1405 \text{ in}$$

Cek lebar gasket :



$$A_b \text{ actual} = \text{jumlah bolt} \times \text{root area} = 36 \times 0,890 = 32,04 \text{ in}^2$$

Lebar gasket minimum

$$= \frac{A_b \text{ actual} \times F}{2 \times \pi \times Y \times G} = \frac{32,04 \times 15000}{2 \times 3,14 \times 18.000 \times 204,625}$$

$$= 0,0208 < 0,625 \text{ in (memenuhi)}$$

$$\text{Jadi, lebar gasket} = 0,0158 \text{ in} \approx \frac{1}{16} \text{ in}$$

**\* Perhitungan moment**

Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam)

$$W = \frac{(A_b + A_m) \times F_a}{2}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.94, hal. 242)

$$= \frac{(32,04 + 32,2511) \times 15000}{2} = 482183,25 \text{ lb}$$

Jarak radial dari beban gasket terhadap bolt circle (hg)

$$hg = \frac{C - ID}{2}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.101, hal. 242)

$$= \frac{205,6405 - 203,625}{2} = 1,0078 \text{ in}$$

Moment Flange (Ma) :

$$Ma = hg \times W = 1,0078 \times 482183,25 \text{ lb} = 485920,1702 \text{ lb.in}$$

Dalam keadaan operasi :

$$W = W_{m_2} = 482183,25 \text{ lb}$$

Moment & force pada daerah dalam flange (H<sub>D</sub>)

$$H_D = 0,785 \times B^2 \times p$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.96, hal. 242)

Dimana :

$$B = \text{Diameter luar shell} = 156 \text{ in}$$

$$P = \text{tekanan operasi} = 14,7 \text{ psi}$$

$$H_D = 0,785 \times 204^2 \times 14,7 = 480227,832 \text{ lb}$$

Radial bolt circle pada aksi  $H_D$

$$h_D = \frac{C - B}{2} = \frac{205,6405 - 204}{2} = 0,8203 \text{ in}$$

Moment  $M_D$  :

$$M_D = h_D \times H_D$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.96, hal. 242)

$$= 0,8203 \times 480227,832 = 393930,8906 \text{ lb.in}$$

$$h_G = W - H$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.98, hal. 242)

$$= 482183,25 - 480522,1343 = 1661,1157 \text{ lb}$$

$$M_G = h_G \times h_D$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.98, hal. 242)

$$= 1661,1157 \times 0,8203 = 1362,6132 \text{ lb.in}$$

$$H_T = H - H_D$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.97, hal. 242)

$$= 480522,1343 - 480227,832 = 294,3023 \text{ lb}$$

$$h_T = \frac{h_D + h_g}{2} = \frac{0,8203 + 1,0078}{2} = 0,9141 \text{ in}$$

Moment  $M_T$  :

$$\begin{aligned}
 M_T &= H_T \times h_T \\
 &= 294,3023 \times 0,9141 = 269,0217 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

Moment total pada keadaan operasi :

$$\begin{aligned}
 M_o &= M_D + M_G + M_T \\
 &= 393930,8906 + 1362,6132 + 269,0217 \\
 &= 395562,5255 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

$M \text{ max} = M_a$  karena  $M_a > M_o$

**c. Perhitungan tebal flange**

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M \text{ max}}{f \times B}}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.85, hal. 242)

dimana :  $K = \frac{A}{B}$

$A = \text{diameter luar flange} = 208,1405 \text{ in}$

$B = \text{diameter luar shell} = 204 \text{ in}$

Maka :

$$K = \frac{208,1405}{204} = 1,0203$$

Dari *Brownell & Young 12.22 hal. 238* dengan harga  $K = 1,0203$  didapat

harga  $Y = 41$ .

Sehingga tebal flange :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M \text{ max}}{f \times B}} = \sqrt{\frac{41 \times 485920,1702}{18000 \times 204}} = 2,3293 \text{ in} \approx 2 \text{ in}$$

#### d. Perhitungan Penyangga

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

$$\text{Tebal shell} = 0,1875 \text{ in} = 0,0156 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi shell} = 1025,7174 \text{ in} = 85,4423 \text{ ft}$$

$$\text{Keliling shell} = \pi \cdot d_o = 3,14 \times 204 \text{ in} = 640,56 \text{ in} = 53,3586 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas shell} &= \text{keliling} \times \text{tebal shell} \\ &= 53,3586 \times 0,0156 = 0,8324 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell} &= \text{luas shell} \times \text{tinggi} \\ &= 0,8324 \times 85,4423 \text{ ft} = 71,1217 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\rho_{\text{steel}} = 489 \text{ lb/ft}^3$$

(Robert H. Perry & Cecil H. Chilton, *Chem. Eng. 's Handbook*, Edisi 5, tabel 3-120, hal. 3-90)

$$\begin{aligned} \text{Berat shell (Ws)} &= \text{Volume} \times \rho_{\text{steel}} \\ &= 71,1217 \times 489 = 34778,5287 \text{ lb} \end{aligned}$$

**b. Berat tutup**

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

$$A = 6,28 \times R_c \times h$$

(Herman C. Hesse, *Process Equipment Design*, pers. 4-16, hal. 92)

Dimana :

$$W_d = \text{berat tutup standart dish (lb)}$$

$$A = \text{luas tutup standart dish (ft}^2\text{)}$$

$$t = \text{tebal tutup standart dish} = 4/16 \text{ in} = 0,0208 \text{ ft}$$

$$\rho = \text{densitas} = 489 \text{ lb/ft}^3$$

$$R_c = \text{crown radius} = 203,625 \text{ in} = 16,9619 \text{ ft}$$

$$h = \text{tinggi tutup standart dish (} h_a = h_b \text{)}$$

$$= 34,3992 \text{ in} = 2,8655 \text{ ft}$$

Maka :

$$A = 6,28 \times 16,9619 \times 2,8655 = 305,2352 \text{ ft}^2$$

Sehingga berat satu tutup

$$W_{\text{di}} = 305,2352 \times 0,0208 \times 489 = 3104,6083 \text{ lb}$$

Berat tutup total

$$W_{\text{tu}} = 2 W_{\text{di}} = 2 \times 3104,6083 = 6209,2166 \text{ lb}$$

## c. Berat downcomer

Dipakai dasar perhitungan dengan downcomer tanpa aliran uap

$$\begin{aligned}\text{Luas downcomer} &= \frac{1}{4} \times \pi \times d_i^2 \\ &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times (16,9619^2) \text{ft} = 225,8493 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume} &= \text{luas} \times \text{tebal} \\ &= 225,8493 \times 0,0156 = 3,5233 \text{ lb}\end{aligned}$$

$$\text{Berat satu plate} = \text{volume} \times \rho = 3,5233 \times 489 = 1722,8688 \text{ lb}$$

$$\begin{aligned}\text{Berat downcomer (Wd)} &= \text{jumlah plate} \times \text{berat 1 plate} \\ &= 40 \times 1722,8688 \text{ lb} = 68914,752 \text{ lb}\end{aligned}$$

## d. Berat tray

$$\text{Ditetapkan berat tray} = 25 \text{ lb/ft}^2$$

$$\begin{aligned}\text{Luas tray} &= A_c - A_o \\ &= 197,8357 - (314,5354/12) \\ &= 171,6244 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\text{Jumlah tray} = 42 \text{ buah}$$

$$\begin{aligned}\text{Berat tray (Wtr)} &= n \times \text{luas tray} \times \text{berat tray} \\ &= 42 \times 171,6244 \text{ ft}^2 \times 25 \text{ lb/ft}^2 \\ &= 180205,62 \text{ lb}\end{aligned}$$

Penyangga tray yang digunakan equal angles

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, App. G, hal. 358)

$$\text{Ukuran} = 1 \frac{1}{2} \text{ " } \times 1 \frac{1}{2} \text{ " } \times \frac{1}{4} \text{ "}$$

$$\text{Berat} = 2,34 \text{ lb/ft}$$

$$\text{Wpt} = 2,34 \text{ lb/ft} \times 42 \times 1,5/12 \text{ ft} = 12,285 \text{ lb}$$

## e. Berat larutan

Rumus :

$$Wl = m \times t$$

Dimana :

$$\begin{aligned} Wl &= \text{berat larutan dalam kolom destilasi} \\ &= 51013,6137 \text{ kg/jam} = 112464,6128 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$t = \text{waktu tinggal dalam kolom destilasi} = 30 \text{ menit}$$

Maka :

$$Wl = 112464,6128 \text{ lb/jam} \times 0,5 \text{ jam} = 56232,3064 \text{ lb}$$

## f. Berat pipa

Pipa yang ada mencakup untuk feed, uap, reboiler, kondensor dan bottom produk

$$\begin{aligned} \text{Ditetapkan } 2 \times \text{tinggi kolom destilasi} &= 2 \times 960 \text{ in} \\ &= 1920 \text{ in} = 159,936 \text{ ft} \end{aligned}$$

Diambil rata-rata pipa 1,5 in sch 40 dengan berat 2,718 lb/ft

$$\text{Berat pipa (Wp)} = 159,936 \text{ ft} \times 2,718 \text{ lb/ft} = 434,7061 \text{ lb}$$

## g. Berat attachment

Berat attachment meliputi nozzle, valve dan alat kontrol

$$\text{Rumus : } W_a = 18 \% W_s$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.8, hal. 157)

$$= 18 \% \times 34778,5287 \text{ lb} = 6260,1352 \text{ lb}$$

Berat total yang harus ditopang penyangga :

$$\begin{aligned} W_{\text{total}} &= W_s + W_{tu} + W_d + W_{tr} + W_{pt} + W_l + W_p + W_a \\ &= 353047,5499 \text{ lb} \end{aligned}$$

## 2. Perencanaan skirt support

- \* Sistem penyangga yang digunakan adalah skirt support
- \* Kolom secara keseluruhan terbuat dari carbon steel SA-135 grade B
- \* Tinggi support = 15 ft = 180 in

Menentukan tebal skirt

➤ *Stress karena angin*

$$f_{wb} = \frac{15,89 \times \left( \frac{D_o + D_i}{2} \right) \times H^2}{D_o^2 \times t}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.20, hal. 183)

Tinggi tangki total = 1025,7174 in = 85,4423 ft

H = tinggi skirt ke top kolom = 15 + 85,4423 = 100,4423 ft  
= 1205,3076 in

$$f_{wb} = \frac{15,89 \times \left( \frac{204 + 203,625}{2} \right) \times 1205,3076^2}{204^2 \times t} = \frac{113055,1026}{t}$$

➤ *Stress dead weight*

$$f_{db} = \frac{\Sigma W}{\pi \times d_o \times t}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.6, hal. 183)

$$= \frac{353047,5499}{3,14 \times 204 \times t} = \frac{551,1537}{t}$$



➤ *Stress kompresi maksimum*

$$f_{c \max} = 0,125 \times E (t/do)$$

Dimana : E concrete =  $2.10^9$  psi

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, hal. 183)

$$f_{c \max} = 0,125 \times 2.10^9 (t/204) = 1225,4902 t$$

$$f_{c \max} = f_{wb} + f_{db}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.80, hal. 183)

$$1225,4902 t = \frac{113055,1026}{t} + \frac{551,1537}{t}$$

$$t = \sqrt{\frac{113055,1026 + 551,1537}{1225,4902}} = 9,6283 \text{ in}$$

jadi tebal skirt yang digunakan = 9,6283 in = 0,8021 ft

### 3. Perhitungan bearing plate

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.1 hal. 184 diperoleh :

$$f_c' = 2000 \text{ psi}$$

$$f_{c \max} = 800 \text{ psi}$$

$$n = 15$$

fs allowable untuk struktural steel skirt = 20.000 psi

$$\text{Diameter kolom} = 203,625 \text{ in}$$

Ditetapkan

$$\text{ID bearing plate} = 204 \text{ in} = 16,9932 \text{ ft}$$

$$\text{OD bearing plate} = 1,25 \times 204 = 255 \text{ in} = 21,2415 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah chair} = 4 \text{ buah}$$

$$\text{Jumlah bolt} = 8 \text{ buah}$$

Ukuran baut = 1 ¼ in

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, tabel 10.4, hal. 188)

Luas bolt = 0,89 in<sup>2</sup>

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

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.11, hal. 158)

Dimana :

$P_w$  = tekanan angin permukaan alat (lb/ft<sup>2</sup>)

$V_w$  = kecepatan angin = 100 mph

Maka :

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

$$M_w = \frac{1}{2} \times P_w \times H^2 \times \frac{ID + OD}{2}$$

Dimana :

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

$d_{\text{eff}}$  = diameter efektif vessel = (di + do)/2

H = tinggi dari skirt ke top kolom

$$= 15 + 85,4423 = 100,4423 \text{ ft}$$

Maka :

$$M_w = \frac{1}{2} \times 25 \times 100,4423^2 \times \frac{16,9932 + 21,2415}{2} = 2410860,807 \text{ lb.ft}$$

$$t_3 = \frac{(OD - ID)_{BP}}{2} = \frac{(21,2415 - 16,9932)}{2} = 2,1242 \text{ ft} = 25,4898 \text{ in}$$

Diperkirakan  $f_c = 800 \text{ psi}$

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{fs}{n + fc}\right)} = 0,3750$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.3, hal. 184)

$$\begin{aligned} F_c (\text{bolt circle}) &= fc_{\max} \times \frac{2 \times K \times Do}{2 \times K \times Do + t_3} \\ &= 800 \times \frac{2 \times 0,375 \times 255}{2 \times 0,375 \times 255 + 25,4898} \\ &= 705,9156 < 1000 \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.2, hal. 186

Untuk harga  $K = 0,3750$  maka :

$$C_c = 1,7025 \qquad z = 0,4215$$

$$C_t = 2,2785 \qquad j = 0,7835$$

Tensile Load (F) :

$$\begin{aligned} F_t &= \frac{Mw - Wdw \times z \times d}{j \times d} \\ &= \frac{2410860,807 - 353047,5499 \times 0,4215 \times 21,2415}{0,7835 \times 21,2415} \\ &= 45069,4349 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dimana :

$$A = \text{root area} = 0,89$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.4, hal. 188)

$$d_{\text{bolt}} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

jumlah baut = 15

$$t_i = \frac{15 \times 0,89}{3,14 \times 1,25} = 3,4013 \text{ in}$$

Relation ship pada tension side :

$$F_t = f_s \times t_1 \times r \times C_t$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.9, hal. 185)

$$f_s = \frac{F_t}{t_1 \times r \times C_t} = \frac{45069,4349}{3,4013 \times (225/12) \times 2,2785} = 310,1608 \text{ psi}$$

$$F_t + Wdw - F_c = 0$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.27, hal. 186)

$$F_c = F_t + Wdw = 45069,4349 + 353047,5499 = 398116,9848 \text{ lb}$$

Kompresive stress sesungguhnya pada bolt circle (fc) :

$$F_c = (t_2 + n.t_1) \times R \times f_c \times C_c$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.8, hal. 186)

$$t_2 = t_3 - t_1 = 25,4898 - 3,4013 = 22,0885 \text{ in}$$

$$f_c = \frac{F_c}{(t_2 + n.t_1) \times r \times C_c} = \frac{398116,9848}{(22,0885 + (15 \times 3,4013)) \times (225/12) \times 1,7025} = 241,1763 \text{ psi}$$

Pengecekan harga k

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{f_s}{n + f_c}\right)} = 0,1076$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.3, hal. 184)

Untuk harga K = 0,1076 maka :

$$C_c = 0,852 \quad z = 0,480$$

$$C_t = 2,887 \quad j = 0,766$$

Tensile Load (F) :

$$F_t = \frac{Mw - Wdw \times z \times d}{j \times d}$$

$$= \frac{2410860,807 - 353047,5499 \times 0,480 \times 21,2415}{0,766 \times 21,2415} = 612421,8897 \text{ lb}$$

Relation ship pada tension side :

$$f_s = \frac{F_t}{t_1 \times r \times C_t} = \frac{612421,8897}{3,4013 \times (225/12) \times 2,887} = 3326,2719 \text{ psi}$$

$$F_c = F_t + Wdw = 612421,8897 + 353047,5499 = 965469,4396 \text{ lb}$$

Kompresive stress sesungguhnya pada bolt circle (fc) :

$$f_c = \frac{F_c}{(t_2 + nt_1) \times r \times C_c}$$

$$= \frac{965469,4396}{(22,0885 + (15 \times 3,4013)) \times (225/12) \times 0,852} = 184,3070 \text{ psi}$$

Pengecekan harga k

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{f_s}{n + f_c}\right)} = 0,1228$$

$$\% \text{ penyimpangan} = \frac{0,1228 - 0,1076}{0,1228} \times 100\% = 12,3779 \%$$

$$f_{c \max} = f_c \text{ bolt circle} \times \frac{2 \times K \times d + t_3}{2 \times K \times d}$$

$$= 184,3070 \times \frac{2 \times 0,1228 \times 21,2415 + 25,4898}{2 \times 0,1228 \times 21,2415}$$

$$= 680,6607 < 1000 \text{ psi (memenuhi)}$$

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.4 hal 188 didapatkan ukuran baut 1 ¼"

dengan dimensi :

$$\text{Bolt Circle (BC)} = 2 \frac{13}{16}$$

$$\text{Nut dimension} = 2$$

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

$$\text{Ditetapkan tinggi gusset} = 12 \text{ in}$$

Bearing plate diperkuat dengan 8 buah gusset yang mempunyai spasi yang sama (gusset spacing/b)

Dari gambar 10.6, *Brownell & Young*, hal 191, didapat :

$$\text{Lebar gusset} : A = 9 + 1,5 = 10,5$$

$$\text{Jarak antara gusset} : b = 8 + 1 \frac{1}{4} = 9 \frac{1}{4}$$

$$\text{Luas area bolt (A}_b\text{)} = 0,890$$

$$\text{Beban bolt (P)} = f_s \times A_b = 3326,2719 \times 0,89 = 2960,3819 \text{ lb}$$

$$L = (\text{OD}_{\text{BP}} - \text{OD}_{\text{shell}}) = 225 - 204 = 21 \text{ in}$$

$$\frac{b}{l} = \frac{9,25}{21} = 0,4405$$

Dari *Brownell & Young*, tabel. 10.4, hal 188, didapat :

$$e = \frac{2}{2} = 1$$

$$\mu = \text{Poison Ratio} = 0,3 \text{ (untuk steel)}$$

$$\gamma_1 = 0,565$$

$$M_y = \frac{P}{4\pi} \times \left[ (1 + \mu) \times \ln\left(\frac{2l}{\pi e}\right) + (1 - \gamma_1) \right]$$

$$M_y = \text{Maximum bending moment}$$

$$M_y = \frac{3415,8252}{4 \times 3,14} \times \left[ (1 + 0,3) \times \ln\left(\frac{2 \times 21}{3,14 \times 1}\right) + (1 - 0,565) \right]$$

$$= 1254,0734 \text{ in.lb}$$

$$t_5 = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f_{\max}}} = \sqrt{\frac{6 \times 1254,0734}{20000}} = 0,6134 \text{ in} = \frac{9,8139}{16} \approx \frac{10}{16} \text{ in}$$

Maka tebal compression plate adalah 10/16 “

$$t_4 = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{(t_3 - bhd) \cdot f_{\text{allow}}}} = \sqrt{\frac{6 \times 1254,0734}{(25,4898 - 1,25) 20000}} = \frac{2,2977}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$\text{Maka tebal bearing plate} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$t_6 = 3/8 \times t_5 = 3/8 \times 10/16 = \frac{3,75}{16} \text{ in} \approx \frac{4}{16} \text{ in}$$

$$\text{Maka tebal gusset} = \frac{4}{16} \text{ in}$$

#### 4. Dimensi anchor bolt

- Panjang = 12 in
- Diameter = 4 in
- Jumlah = 8 buah

#### 5. Dimensi pondasi

Pondasi terdiri dari beban dengan kandungan air 6 US gal per 94 lb sak semen (dari *Brownell & Young*, 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

Data :

- Beban yang ditanggung tiap kolom penyangga

$$= \frac{353047,5499}{4} = 88261,8875 \text{ lb}$$

- Beban tiap penyangga = berat  $\times$  tinggi = 35 lb/in  $\times$  24 in  
= 840 lb

$$\text{Berat total : } W = 88261,8875 + 840 = 89101,8875 \text{ lb}$$

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

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

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

$$\text{Tinggi pondasi} = 24 \text{ in}$$

$$\text{Luas rata-rata (A)} = \frac{1}{2} (40^2 + 60^2) = 2600 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Volume pondasi (V}_p\text{)} &= A \times t = 2.600 \text{ in}^2 \times 24 \text{ in} \\ &= 62.400 \text{ in}^3 = 36,1111 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Densitas untuk gravel} = 126 \text{ lb/ft}^3 \text{ (Perry's 5}^{\text{th}} \text{ tabel 3-120 hal. 3-90)}$$



Maka :

$$W_{\text{pondasi}} = V \times \rho = 36,1111 \text{ ft}^3 \times 126 \text{ lb/ft}^3 = 4550 \text{ lb}$$

Asumsi :

Tanah atas pondasi berupa cement sand & gravel 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 :

$$W_{\text{total}} = 89101,8875 + 4550 = 93651,8875 \text{ lb}$$

Tekanan dari sistem pondasi terhadap luas tanah (P)

$$P = \frac{W_{\text{total}}}{A} = \frac{93651,8875 \text{ lb}}{2600 \text{ in}^2} = 36,0199 \text{ lb/in}^2$$

Acuan harga safety didasarkan pada minimum bearing power yaitu : 6 ton/ft<sup>3</sup>. Kemampuan tanah menahan tekanan sebesar :

$$P = 6 \text{ ton/ft}^3 \times \frac{2240 \text{ lbf}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ ft}}{144 \text{ in}^2} = 91,8617 \text{ lb/in}^2$$

Karena tekanan pondasi terhadap tanah = 36,0199 lb/in<sup>2</sup> < 91,8617 lb/in<sup>2</sup>

berarti pondasi dapat digunakan.

### Spesifikasi Kolom Destilasi :

#### 1. Silinder

- Diameter dalam : 203,625 in = 16,9619 ft = 5,1721 m
- Diameter luar : 204 in = 16,9932 ft = 5,1816 m
- Tinggi : 960 in = 79,968 ft = 24,3841 m
- Tebal : 3/16 in
- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 135 Grade B

## 2. Tutup Atas dan Tutup Bawah

- Crown radius : 203,625 in = 16,9619 ft = 5,1721 m
- Tinggi : 34,3992 in = 2,8655 ft = 0,8737 m
- Tebal : 4/16 in
- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 135 Grade B

## 3. Tray

- Jumlah Tray : 42 tray
- *Tray spacing* : 20 in
- Susunan Pitch : Segitiga
- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 135 Grade B

## 4. Downcomer

- Lebar (Wd) : 131,9232 ft<sup>2</sup>
- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 135 Grade B

## 5. Nozzle

- Diameter Nozzle feed masuk : 4 in = 0,3332 ft = 0,1016 m
- Diameter Top Kolom : 4 in = 0,3332 ft = 0,1016 m
- Diameter Refluks Kondensor : 4 in = 0,3332 ft = 0,1016 m
- Diameter Uap Reboiler : 2 in = 0,1667 ft = 0,0508 m
- Diameter Bottom Kolom : 2 in = 0,1667 ft = 0,0508 m

## 6. Flange dan Gasket

- Diameter Flange : 208,1405 in = 17,3381 ft = 5,2868 m
- Tebal Flange : 2 in = 0,1666 ft = 0,0508 m
- Bahan Konstruksi : High Alloy Steel SA 336 Grade F8 type 304

- Lebar Gasket : 1/16 in
- Diameter Gasket : 205,0625 in = 17,0817 ft = 5,2086 m
- Bahan konstruksi : Solid Flat Metal Iron

#### 7. Baut

- Ukuran Baut : 1 ¼ in
- Bolting minimal : 36 buah
- Diameter Bolt Circle : 208 in = 17,3264 ft = 5,2832 m
- Bahan konstruksi : High Alloy steel SA-193 Grade B8 type 304

#### 8. Skirt Support

- Tinggi : 180 in = 15 ft = 4,5721 m
- Tebal : 9,6283 in = 0,8021 ft = 0,2446 m
- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 135 Grade B

#### 9. Bearing Plate

- Type : Single Ring Bearing plate with Gussets
- Diameter Dalam : 204 in = 16,9932 ft = 5,1816 m
- Tebal bearing plate : 3/16 in
- Jumlah gusset : 8 buah
- Tebal gusset : 4/16 in
- Tebal compression plate : 10/16 in
- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 135 Grade B

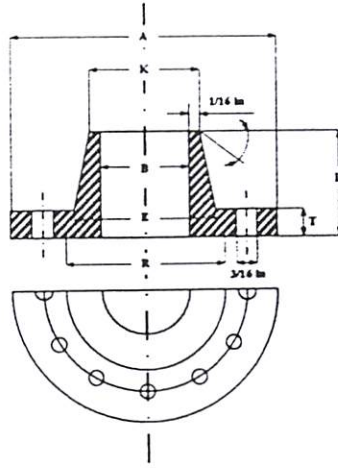
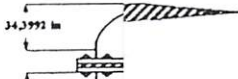
#### 10. Anchor Bolt

- Panjang : 12 in
- Diameter : 4 in

- Jumlah : 8 buah

## II. Pondasi

- Luas pondasi atas :  $40 \times 40 = 1600 \text{ in}^2$
- Luas pondasi bawah :  $60 \times 60 = 3600 \text{ in}^2$
- Tinggi Pondasi : 24 in
- Bahan konstruksi : Cement, Sand dan Gravel

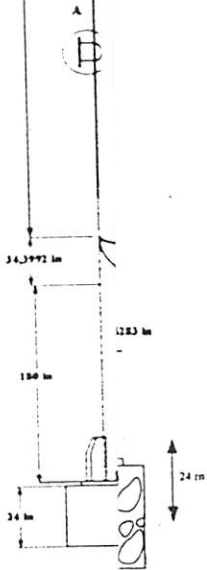


**DETAIL NOZZLE**

960 m

NOZZLE	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	4	9	1 5/16	6 3/16	5 3/16	4,50	3	4,03
B	4	9	1 5/16	6 3/16	5 3/16	4,50	3	4,03
C	4	9	1 5/16	6 3/16	5 3/16	4,50	3	4,03
D	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	2 1/2	2,07
E	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	2 1/2	2,07

15	PONDASI	CEMENT, SAND AND GRAVEL
14	BEARING PLATE	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
13	GUSKET	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
12	SKIRT SUPPORT	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
11	TUTUP BAWAH	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
10	NOZZLE BOTTOM KOLOM	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
9	NOZZLE REBOILER	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
8	NOZZLE FEED	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
7	SHELL	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
6	NOZZLE REFLUKS KONDENSOR	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
5	BAUT	HAS SA-193 GRADE B8 TYPE 304
4	GASKET	HAS SA-336 GRADE FB TYPE 304
3	FLANGE	HAS SA-336 GRADE FB TYPE 304
2	TUTUP ATAS	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
1	NOZZLE TOP KOLOM	CARBON STEEL SA-135 GRADE B
No	NAMA BAGIAN	BAHAN KONSTRUKSI



**TAM**

JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

PERANCANGAN ALAT UTAMA  
**DESTILASI**

DIRANCANG OLEH :

DOSEN PEMBIMBING 1,

NOVITA ANDRIAN KUSUMA 05.14.029

Ir. BAMBANG SUSILA HADI

## **BAB VII**

### **INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA**

Untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas produk yang diinginkan maka diperlukan adanya suatu alat kontrol jalannya proses suatu industri. Selain itu juga peranan sumber daya manusia sangat penting dalam menentukan suatu produksi. Dengan pertimbangan tersebut maka perlu adanya suatu bagian yang berfungsi untuk mengontrol peralatan dan menjaga keselamatan kerja.

#### **7.1. Instrumentasi**

Instrumentasi merupakan bagian yang sangat penting dalam pengendalian proses suatu industri. Pengendalian proses meliputi keseluruhan unit pabrik maupun hanya pada beberapa unit pabrik yang benar-benar harus diperhatikan secara cermat dan akurat.

Instrumentasi dipasang untuk mengatur dan mengendalikan variabel-variabel proses yang sangat penting selama proses berlangsung. Instrumentasi dapat bekerja baik secara manual, semi otomatis dan secara otomatis. Variabel-variabel yang dikendalikan umumnya adalah tekanan, temperatur, laju alir dan tinggi permukaan cairan.

Adapun tujuan pemasangan alat instrumentasi secara spesifik adalah :

1. Untuk menjaga keamanan operasi suatu proses, dengan jalan :
  - Menjaga variabel-variabel proses berada dalam batas operasi aman.

- Mendeteksi situasi bahaya dengan membuat tanda-tanda bahaya dan memutuskan hubungan secara otomatis.
- 2. Untuk mendapatkan rate atau laju produksi yang diinginkan.
- 3. Untuk menjaga kualitas produksi.
- 4. Untuk mempermudah pengoperasian alat.
- 5. Keselamatan dan efisiensi kerja lebih terjamin.

Faktor-faktor yang harus diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi :

- Jenis instrumentasi.
- Range yang diperhatikan untuk pengukuran.
- Ketelitian yang diperlukan.
- Bahan konstruksi serta pengaruh instrumentasi pada kondisi operasi.
- Faktor ekonomi.

Macam-macam alat kontrol yang umum digunakan dalam industri, antara lain :

1. Pressure control (PC) : Merupakan alat pengontrol tekanan.
2. Pressure indikator (PI) : Merupakan alat penunjuk tekanan.
3. Temperatur control (TC) : Merupakan alat pengontrol suhu.
4. Level control (LC) : Merupakan alat pengontrol tinggi permukaan cairan liquida.
5. Level indikator (LI) : Merupakan alat penunjuk tinggi permukaan cairan liquida.
5. Flow control (FC) : Merupakan alat pengontrol laju alir.
6. Weight control (WC) : Merupakan alat pengontrol jumlah / berat bahan.
7. Ratio control (RC) : Merupakan alat pengontrol ratio bahan.

Jenis-jenis pengontrolan yang dilakukan adalah :

- Indikator : Alat yang menunjukkan kondisi operasi suatu daerah tertentu dari suatu peralatan.
- Controller : Alat yang dapat menunjukkan kondisi operasi dan mengendalikannya sehingga sesuai dengan yang diinginkan.

Instrumentasi yang digunakan antara lain :

- Pressure Indicator (PI) yang berfungsi sebagai penunjuk tekanan pada alat yang beroperasi.
- Pressure Controller (PC) yang berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol tekanan pada alat yang beroperasi.
- Temperatur Controller (TC) berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol temperatur pada alat yang beroperasi.
- Level Indikator (LI) yang berfungsi sebagai penunjuk tinggi bahan dalam alat yang beroperasi.
- Flow Controller (FC) yang berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol rate flow feed.
- Weigth Controller (WC) yang berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol berat bahan yang keluar dari alat yang beroperasi.
- Ratio Controller (RC) yang berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol ratio bahan yang keluar dari alat yang beroperasi.



Pemasangan instrumentasi pada alat-alat proses yang terdapat pada pabrik

*Tetrahidrofur* ini adalah :

**Tabel 7.1. Instrumentasi Pabrik Tetrahidrofur :**

No.	Kode Alat	Nama Alat	Instrumentasi	Jumlah
1	R-110	<i>Reaktor Hidrogenasi</i>	FC, RC, TC	3
2	F-111	<i>Storage Dimetil Succinate</i>	LI	1
3	F-113	<i>Storage Metanol</i>	LI	1
4	V-117	<i>Vaporizer</i>	PC	1
5	F-118	<i>Storage Gas Hidrogen</i>	PI	1
6	N-119	<i>Ekspander</i>	PC	1
7	E-120	<i>Heater I</i>	TC	1
8	E-121	<i>Cooler I</i>	TC	1
9	H-122 A, B	<i>Separator</i>	LC	2
10	E-123	<i>Cooler II</i>	TC	1
11.	E-124	<i>Cooler III</i>	TC	1
12.	F-126	<i>By Produk Storage Butanediol</i>	LI	1
13.	E-129	<i>Heater II</i>	TC	1
14.	D-130	<i>Kolom Destilasi</i>	PC, FC, TC	3
15.	E-131	<i>Kondensor I</i>	TC	1
16.	E-134	<i>Cooler IV</i>	TC	1
17.	E-135	<i>Reboiler I</i>	TC	1
18.	F-138	<i>Storage Produk Tetrahidrofur</i>	LI	1

## 7.2. Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja pada suatu pabrik harus mendapatkan perhatian cukup besar dan tidak boleh diabaikan karena menyangkut keselamatan manusia dan keselamatan kerja dengan baik dan teratur. Dengan memperhatikan keselamatan kerja dengan baik dan teratur, secara psikologi akan membuat para pekerja merasa

aman sehingga konsentrasi para pekerja pada pekerjaannya, dengan demikian produktivitas dan efisiensi kerja akan meningkat.

Usaha untuk menjaga keselamatan kerja bukan semata-mata ditujukan pada faktor manusianya saja, tetapi juga untuk menjaga peralatan yang ada dalam pabrik. Dengan terpeliharanya peralatan dengan baik maka peralatan dapat digunakan dalam jangka waktu yang lebih lama. Usaha lain yang dapat dilakukan adalah dengan mengadakan penyuluhan, sosialisasi, atau pelatihan akan pentingnya penerapan K3 di dalam industri khususnya pabrik ini.

Secara umum ada 3 macam bahaya yang umumnya terjadi dalam pabrik, yang harus diperhatikan dalam perencanaannya, yaitu :

- Bahaya kebakaran dan peledakan
- Bahaya mekanik
- Bahaya kesehatan

#### **7.2.1. Bahaya kebakaran dan peledakan**

Pencegahan terhadap bahaya kebakaran dan peledakan bertujuan untuk memperkecil kemungkinan adanya kecelakaan yang membahayakan pekerja, kerusakan pada peralatan serta terhentinya proses produksi, oleh sebab itu diperlukan pengaman yang sebaik-baiknya.

Adapun beberapa penyebab terjadi kebakaran antara lain :

- a. Kemungkinan terjadinya nyala terbuka yang datang dari utilitas, workshop, laboratorium dan unit proses lainnya.
- b. Terjadinya loncatan bunga api pada saklar dan stop kontak serta pada alat lainnya.

- c. Kemungkinan terjadi ledakan pada tangki penyimpan bahan baku (gas hidrogen) karena adanya kenaikan suhu dan tekanan.

Cara mengatasi bahaya kebakaran meliputi :

1. Pencegahan bahaya kebakaran :

- a. Penempatan alat-alat utilitas yang cukup jauh dari power plant tetapi praktis dari unit proses.
- b. Bangunan seperti workshop, laboratorium dan kantor sebaiknya diletakkan sejauh mungkin dari unit proses.
- c. Pemasangan instrumen pendeteksi adanya kebocoran gas hidrogen di sekitar ruangan proses.
- d. Bila terpaksa antara unit yang satu dengan yang lainnya harus dipisahkan dengan dinding beton agar dapat dihindari pengaruh kebakaran dari unit yang satu dengan unit yang lain.
- e. Pemasangan isolasi yang baik pada seluruh panel transmisi yang ada.
- f. Diberi tanda-tanda larangan suatu tindakan yang dapat mengakibatkan kebakaran seperti tanda larangan merokok.
- g. Penempatan bahan-bahan yang mudah terbakar dan meledak di tempat yang tertutup dan jauh dari sumber api.
- h. Penempatan pipa air yang melingkari seluruh lokasi pabrik.
- i. Penempatan kabel dan kawat listrik yang diatur rapi dan jauh dari tempat panas.
- j. Pemasangan alat pemadam kebakaran di setiap tempat yang paling rawan dan pemasangannya harus pada tempat yang mudah dijangkau.

## 2. Pengamatan dan pengontrolan kebakaran

Apabila terjadi kebakaran api harus dilokalisir, harus dapat diketahui kemungkinan apa saja yang dapat terjadi dan bagaimana cara mengatasi. Untuk pemakaian alat-alat pemadam kebakaran harus diketahui jenis-jenis api, yang dibedakan atas :

### a. Kelas A

Api yang ditimbulkan oleh barang-barang yang dapat terbakar seperti kayu, kertas dan kotoran-kotoran yang terdapat di dalam pabrik. Untuk penanganan jenis api ini diperlukan pembahasan pada bagian yang terbakar dan sekitarnya.

### b. Kelas B

Api yang ditimbulkan oleh cairan yang mudah terbakar seperti residu. Penanganan api jenis ini, dengan cara memberikan penutup atau pembungkus bahan-bahan tersebut.

### c. Kelas C

Api dari perlengkapan listrik atau dari hubungan pendek. Penanganan api jenis ini, alat harus tidak mengandung listrik

### d. Kelas D

Api yang ditimbulkan oleh bahan-bahan yang mudah meledak. Untuk hal ini diperlukan jenis pengamatan tertentu.

Media atau zat-zat yang dapat digunakan untuk jenis-jenis api di atas antara lain sebagai berikut :

- Soda Extinguished untuk api jenis A,C dan D

- Dry Chemical Extinguished untuk api kelas A,B,C dan D

### 7.2.2. Bahaya Mekanik

Bahaya mekanik biasanya disebabkan oleh pengerjaan konstruksi yang tidak memenuhi syarat yang berlaku. Hal-hal yang diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah :

- Perencanaan tangki dan alat harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, memperhitungkan faktor korosi dan lain-lain.
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai serta pemberian alat pengaman bagi proses-proses yang berbahaya.
- Sistem penerangan yang baik.
- Pemasangan tanda-tanda bahaya dan instruksi keselamatan kerja di tempat-tempat yang dianggap berbahaya.
- Pengaturan peralatan sedemikian rupa sehingga para pekerja dapat mengopersikannya dengan aman.

### 7.2.3. Bahaya Kesehatan

Untuk menjaga keselamatan karyawan perlu adanya kesadaran dari seluruh karyawan agar dapat bekerja dengan baik sehingga tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan jiwa orang lain. Untuk itu pengetahuan akan bahaya masing-masing alat sangatlah penting untuk diketahui oleh semua karyawan terutama operator kontrol. Baik didukung oleh kualitas peralatan yang memadai dan selalu terawat dengan baik.

Karyawan harus menggunakan pelindung diri seperti helm, sepatu, sarung tangan dan masker. Selain itu untuk menghindari bahaya mekanik maka alat-alat

yang bergerak harus diberi pengaman. Dan untuk menghindari panas maka alat-alat seperti : reaktor, heater dan lain-lain dapat menggunakan isolasi sebagai pengaman.

Selain itu bahaya kesehatan karyawan perlu diwaspadai. Umumnya berasal dari bahan baku, bahan yang diproses dan produk. Karena itu usahakan agar ruangan proses maupun ruangan lainnya memiliki ventilasi yang cukup agar pertukaran udara dapat berlangsung dengan baik.

**Tabel 7.2.1. Alat Keselamatan Kerja**

No	Nama alat pengaman	Yang perlu dilindungi
1	Alat pelindung diri (APD) Masker penyerap uap / mist Helm Sepatu pengaman Sarung tangan	Petugas yang bekerja pada areal proses
2	Hydrant	Semua ruangan
3.	Exhaust	Ruangan proses
4	Alarm Kebakaran	Petugas di semua ruangan
5	Isolasi dan panel-panel	Kabel-kabel listrik
7	Pagar pelindung	Alat transportasi seperti belt conveyor
8	Kotak P3K	Petugas di semua ruangan
9	Isolasi panas	Petugas yang bekerja di areal proses
10	Alat pemadam kebakaran	Semua ruangan

Tabel 7.2.2. Penanganan Bahan untuk Keselamatan Kerja

Bahan	Bahaya	Penanganan
1. Hidrogen	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Mudah terbakar</li> <li>• Korosif</li> <li>• Beracun</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Jauhkan dari sumber api</li> <li>- Memasang alat pemadam api dan peralatan darurat</li> <li>- Memakai alat pelindung pernafasan / sarung tangan</li> <li>- Segera ke daerah yang berudara segar bila gas terhirup</li> <li>- Beri bantuan pernafasan dengan oksigen</li> </ul>
2. Dimetil Succinate	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Iritasi</li> <li>• Karsinogen</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Jangan sampai terkena anggota badan</li> <li>- Memakai alat pelindung pernafasan / sarung tangan</li> </ul>
3. Metanol	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Mudah terbakar</li> <li>• Korosif</li> <li>• Beracun</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Jauhkan dari sumber api</li> <li>- Memasang alat pemadam api dan peralatan darurat</li> <li>- Memakai alat pelindung pernafasan / sarung tangan</li> </ul>
4. Copper Cromite	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Mudah terbakar</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Jauhkan dari sumber api</li> <li>- Memasang alat pemadam api dan peralatan darurat</li> </ul>
5. Tetrahidrofuran	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Iritasi</li> <li>• Karsinogen</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Jangan sampai terkena anggota badan</li> <li>- Memakai alat pelindung pernafasan / sarung tangan</li> </ul>
6. Butanediol	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Mudah terbakar</li> <li>• Korosif</li> <li>• Beracun</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Jauhkan dari sumber api</li> <li>- Memasang alat pemadam api dan peralatan darurat</li> <li>- Memakai alat pelindung pernafasan / sarung tangan</li> </ul>

### 7.3. Dampak Lingkungan dan Penanganan Limbah

Pada pra rencana pabrik *Tetrahidrofur* ini memiliki kepedulian terhadap lingkungan sekitarnya. Bentuk kepedulian tersebut antara lain rencana pengolahan lingkungan dan rencana pemantauan lingkungan. Limbah yang dihasilkan pabrik *Tetrahidrofur* ini adalah :

#### 1. Limbah Padat

Limbah padat dapat terjadi apabila terjadi kebocoran / prosedur operasi tidak optimal yang terjadi dalam reaktor. Bahan tersebut berupa katalis dimana bahan ini akan mudah terbakar. Untuk itu, sebaiknya penanganan selama proses dilakukan extra hati-hati.

Selain itu, limbah padat lain berupa limbah hasil pengemasan produk baik produk utama dan produk samping. Penanganannya dapat dilakukan dengan mendaur ulang bahan-bahan yang masih bisa digunakan sehingga dapat meminimalisir limbah yang dikeluarkan oleh pabrik serta meminimalisasi pengeluaran untuk pembuatan packaging baru.

#### 2. Limbah Cair

Limbah cair yang dihasilkan berupa methanol sebagai produk samping dari proses yang merupakan salah satu bahan kimia yang berbahaya. Akan tetapi kadar yang keluar dalam waste / buangan dari proses sebesar 0,2 %.

Untuk penanganannya dapat dilakukan menambahkan air ke dalam buangan yang telah ditampung sebelumnya dalam suatu bak dimana methanol dan air akan terjadi reaksi hidrolisa yang dapat melepaskan methane dan hydrogen perokside.



### 3. Limbah Gas

Limbah gas yang dihasilkan berasal dari pembakaran bahan bakar yang digunakan pada unit utilitas. Asap yang dihasilkan dilewatkan pada sebuah cerobong yang cukup tinggi dan disemprot dengan air untuk menangkap abu dan gas yang berbahaya sehingga tidak mengganggu lingkungan dan masyarakat sekitarnya.

## **BAB VIII**

### **UTILITAS**

Dalam suatu industri, unit utilitas pada suatu pabrik merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat dicapai dengan baik. Adapun unit utilitas yang diperlukan dalam Pra Rencana Pabrik Tetrahidrofurani ini meliputi tiga unit, yaitu :

1. Unit Penyediaan Air, yang meliputi sebagai air untuk umpan boiler, air pendingin, dan air sanitasi.
2. Unit Penyediaan Tenaga Listrik, yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan.
3. Unit Penyediaan Bahan Bakar, yang berfungsi menyediakan bahan bakar untuk keperluan utilitas.

#### **8.1. Unit Penyediaan Air**

Unit penyediaan air ini berfungsi untuk memenuhi kebutuhan air, baik ditinjau dari segi kuantitas maupun kualitasnya. Dari segi kuantitas air merupakan jumlah kebutuhan air yang harus terpenuhi, sedangkan dari segi kualitas air menyangkut syarat air yang terpenuhi.

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

Pengolahan air pada Pra Rencana Pabrik Tetrahydrofuran ini dapat dilakukan sebagai berikut :

- Air yang digunakan pada Pra Rencana Pabrik Tetrahydrofuran ini merupakan air kawasan, dimana air tersebut sudah bersih sehingga dapat langsung dipompa ke unit-unit yang memerlukan air.
- Untuk air sebagai umpan boiler, sebelumnya harus dialirkan dengan pompa (L-121) menuju kation exchanger (D-210A) dan anion exchanger (D-210B) untuk menghilangkan kesadahan. Kemudian ditampung dalam bak air lunak (F-212). Kemudian air dialirkan dengan pompa (L-213) ke deaerator (D-214) untuk menghilangkan gas-gas impurities dalam air umpan boiler dengan menggunakan panas dari steam. Setelah itu dialirkan ke boiler (Q-216).
- Sedangkan sebagian air lain yang digunakan sebagai air pendingin dalam proses produksi dipompakan ke dalam bak air pendingin (F-222). Air pendingin yang keluar dari peralatan masuk kedalam cooling tower (P-220) untuk mendinginkan air tersebut agar dapat digunakan kembali sebagai air pendingin.
- Sedangkan air yang digunakan sebagai air sanitasi dipompakan ke bak klorinasi (F-230) dan diberi desinfektan ( $Cl_2$ ) yang selanjutnya di tampung dalam bak air sanitasi (F-233).

### 8.1.1. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan steam yang berfungsi sebagai pemanas pada heater dan reboiler. Kebutuhan steam dipenuhi dengan jalan menguapkan air dalam sebuah ketel (boiler). Untuk itu maka kesadahan air umpan ketel (*boiler feed water*) harus benar-benar diperhatikan dan diperiksa dengan teliti serta harus bebas dari kotoran yang mungkin akan mengganggu jalannya operasi pabrik.

Zat-zat yang terkandung dalam air umpan boiler (bahan baku pembuatan steam) yang dapat menyebabkan kerusakan pada boiler :

- Kadar zat terlarut (*soluble matter*) yang tinggi
- Zat padat terlarut (*suspended solid*)
- Garam-garam kalsium dan magnesium
- Zat organik (*organic matter*)
- Silica, sulfat, asam bebas dan oksida

Air untuk keperluan ini harus memenuhi syarat-syarat agar air yang digunakan tidak merusak ketel (boiler). Persyaratan yang harus dipenuhi adalah air tidak mengandung kation-kation seperti  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$  dan anion-anion seperti  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$  dan  $\text{SO}_3^{2-}$ . Untuk itu diperlukan treatment secara lebih sempurna. Air umpan boiler mempunyai syarat sebagai berikut :

- Total padatan (*total dissolved solid*) = 3500 ppm
- Padatan terlarut (*suspended solid*) = 300 ppm
- Alkalinitas = 700 ppm

- Silika = 60 – 100 ppm
- Besi = 0,1 ppm
- Tembaga = 0,5 ppm
- Oksigen = 0,007 ppm
- Kesadahan (hardness) = 0
- Kekeruhan (turbidity) = 175 ppm
- Minyak = 7 ppm
- Residual fosfat = 140 ppm

Syarat-syarat lain yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler :

a. Tidak boleh berbuih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya solid matter, suspended matter dan kebasaaan yang tinggi. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa adalah :

- Kesulitan pembacaan tinggi permukaan dalam boiler
- Dapat menyebabkan percikan yang kuat yang menyebabkan adanya solid-solid yang menempel dan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut.

b. Tidak boleh membentuk kerak dalam reboiler / heater

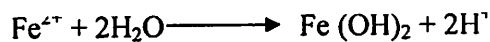
Kerak ini disebabkan garam-garam  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{SiO}_2$  dan  $\text{Al}_2\text{O}_3$ .

Kerak yang terbentuk akan menyebabkan :

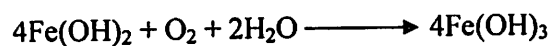
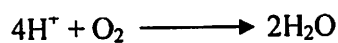
- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran akibat tekanan yang kuat.

c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

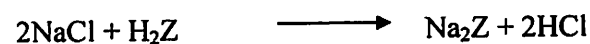
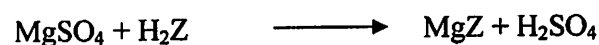
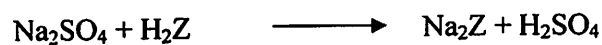
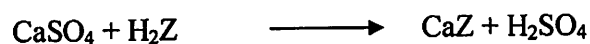
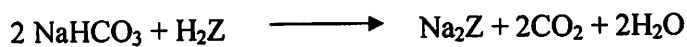
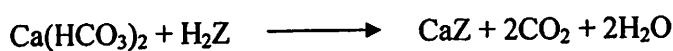
Korosi pada pipa boiler disebabkan keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan – bahan organik serta gas CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub> yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu :

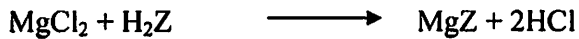


Tetapi bila terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibatnya dengan hilangnya lapisan pelindung tersebut maka terjadilah korosi menurut reaksi :

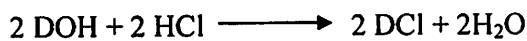
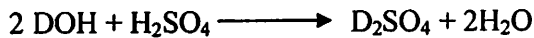


Proses pelunakan air umpan boiler dilakukan dengan pertukaran ion-ion dalam demineralizer (*kation dan anion exchanger*). Mula-mula air bersih dilewatkan pada kation exchanger dengan menggunakan resin zeolit (hydrogen exchanger) sehingga terjadi reaksi sebagai berikut :



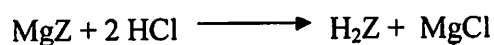
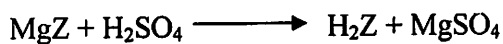
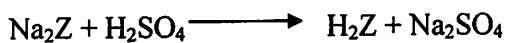
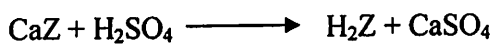


Air yang bersifat asam kemudian dialirkan ke tangki anion exchanger untuk menghilangkan anion yang tidak dikehendaki. Tangki anion exchanger menggunakan den-acidite (DOH) sehingga terjadi reaksi sebagai berikut :

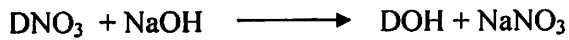
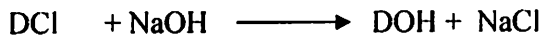
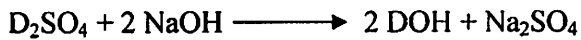


Keluar dari tangki anion exchanger, air yang telah bebas dari ion-ion pengganggu dialirkan kedalam bak air lunak dan siap digunakan. Pemakaian resin yang terus menerus menyebabkan resin tidak aktif lagi. Hal ini dapat diketahui dari sifat kesadahan air umpan boiler yang dilakukan terus menerus. Jika terdapat kesadahan air umpan boiler, maka hal ini menunjukkan bahwa resin sudah jenuh dan perlu diregenerasi (setelah  $\pm 22$  jam).

Regenerasi hydrogen exchanger dilakukan dengan menggunakan asam klorida atau asam sulfat, dengan reaksi sebagai berikut :



Regenerasi De-acidite (DOH) dilakukan dengan menggunakan larutan sodiumkarbonat atau caustiksoda dengan reaksi sebagai berikut :



Setelah keluar dari demineralizer, air umpan boiler ditampung dalam tangki penampung umpan boiler. Kemudian dipompakan ke dalam deaerator untuk menghilangkan gas-gas impurities dari air umpan boiler dengan pemanasan steam. Keluar dari deaerator, air umpan boiler telah memenuhi syarat-syarat yang harus dipenuhi dan siap digunakan.

Kuantitas steam yang diperlukan dalam proses perhitungan menurut pemakaian setiap harinya dari masing-masing alat. Menurut perhitungan dari bab-bab sebelumnya, kebutuhan steam adalah sebagai berikut :

Jadi pada unit penyediaan steam berfungsi untuk menyediakan kebutuhan steam, yang digunakan sebagai media pemanas pada proses ini. Kebutuhan steam pada Pabrik Tetrahidrofuram ini adalah sebesar 2561,0441 kg/jam. Air umpan boiler disediakan sebesar 20% sebagai pengganti steam yang hilang, yang diperkirakan adanya kebocoran akibat dari transmisi sebesar 10% dan faktor keamanan 15%, sehingga kebutuhan air umpan boiler adalah sebesar 4519,4897 kg/jam.

### 8.1.2. Air Sanitasi

Air sanitasi ini dipergunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman dan kebutuhan yang lain. Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas air sebagai berikut:



a. Syarat fisik

- Berada di bawah suhu udara.
- Warnanya jernih.
- Tidak berasa.
- Tidak berbau.

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 pathogen.
- Jumlah minimal oksigen terlarut : 4 mg/L
- Jumlah zat padat terlarut : 500 – 700 mg/L

(Mark J, Hammer, hal. 148)

Kebutuhan air sanitasi pada Pra Rencana Pabrik Tetrahidrofurani ini adalah :

1. Untuk kebutuhan karyawan

Menurut standard WHO kebutuhan air untuk tiap orang = 120 L/hari

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

Untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan sebesar 40% excess dari kebutuhan air sanitasi.

Sehingga didapatkan kebutuhan air sanitasi untuk pabrik Tetrahidrofuram adalah sebesar 3566,5258 kg/jam.

### 8.1.3. Air Pendingin

Air pendingin ini berfungsi sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas. Dengan menggunakan air sebagai media pendingin ini disediakan karena :

- Air merupakan materi yang mudah didapat
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan
- Dapat menyerap panas
- Tidak mudah menyusut karena pendinginan
- Tidak mudah terkondensasi

Selain sebagai media pendingin, air harus memenuhi persyaratan tertentu yaitu tidak mengandung :

- Besi penyebab korosi
- Silica penyebab kerak
- *Hardness* yang memberikan efek pada pembuatan kerak
- Minyak penyebab menurunnya efisiensi *heat transfer* yang merupakan makanan mikroba yang dapat menyebabkan terbentuknya endapan.

Air pendingin yang diperlukan pada Pra Rencana Pabrik Tetrahidrofuram ini adalah sebesar 209911,2709 kg/jam.

## 8.2. Unit Penyediaan Listrik

Listrik yang dibutuhkan pada pra rencana pabrik Tetrahydrofuran ini adalah 302,1745 kW yang meliputi :

- Proses = 49,7088 kW
- Instrument = 4,9709 kW
- Penerangan = 247,4948 kW
- Lain-lain = 30,2175 kW

Kebutuhan listrik untuk proses dipenuhi sendiri dengan menggunakan satu generator AC bertenaga diesel berkekuatan 249,294 kW. Kebutuhan listrik untuk penerangan disupply oleh PLN.

## 8.3. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan pada pabrik Tetrahydrofuran, yaitu pada boiler dan generator sebesar 9,8551 L/jam. Bahan bakar yang digunakan adalah Fuel Oil. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan sebagai berikut :

- Harganya relatif murah
- Mudah didapat
- Viskositasnya relatif rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- Tidak menyebabkan kerusakan pada alat

Sifat – sifat fuel oil antara lain sebagai berikut:

- Flash point = min. 38 °C (100 °F)
- Komposisi karbon = 86,47 %

- Komposisi nitrogen = 0,006 %
- Komposisi hydrogen = 12,6 %
- Komposisi sulfur = 0,22
- Pour point = -7 °C (20°F)
- Densitas = 2,4 kg/L
- Heating value = 16.313,2137 Btu/lb
- Viscositas = min. 0,0011 cp

(Perry's 5<sup>th</sup> ed., *Chemical Eng. 's Handbook*, hal. 9-8 s.d. 9-10)

#### 8.4. Pengolahan Limbah

Pada Pra Rencana Pabrik Tetrahidrofurani ini memiliki kepedulian terhadap lingkungan sekitarnya. Bentuk kepedulian tersebut antara lain diwujudkan melalui pemantauan analisa mengenai dampak lingkungan, menyusun rencana pengolahan lingkungan dan rencana pemantauan lingkungan. Dan limbah yang dihasilkan ini adalah berupa cairan (liquid). Limbah cair ini kemudian dialirkan ke water treatment untuk disesuaikan dengan kondisi BOD dan COD sebelum dibuang ke alam.

## **BAB IX**

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

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

Dasar pemilihan lokasi pabrik dari suatu perusahaan adalah sangat penting sehubungan dengan perkembangan ekonomi dan sosial masyarakat, karena akan mempengaruhi kedudukan perusahaan dalam persaingan dan menentukan kelangsungan hidup perusahaan selanjutnya.

Oleh karena itu, perlu diadakan seleksi dan evaluasi, sehingga lokasi benar-benar memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala segi. Faktor-faktor yang harus dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik dapat digolongkan menjadi dua :

1. Faktor utama
  - a. Penyediaan bahan baku
  - b. Pemasaran (*marketing*)
  - c. Utilitas (bahan bakar, sumber air dan listrik)
  - d. Keadaan geografis masyarakat.
2. Faktor khusus
  - a. Transportasi
  - b. Tenaga kerja
  - c. Buangan pabrik dan pembuangan limbah
  - d. Perpajakan dan asuransi

e. Karakteristik dari lokasi

f. Peraturan perundang-undangan

(Timmerhaus, hal : 52-56)

(Vilbrant and Dryden, hal . 266)

(Coulson and Richardson's, hal : 797–794)

## 9.1. Faktor utama

### a. Penyediaan bahan baku

Ditinjau dari tersedianya bahan baku dan harga bahan baku, maka pabrik hendaknya didirikan dekat dengan sumber bahan baku. Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai bahan baku :

- Letak sumber bahan baku
- Kapasitas sumber bahan baku dan berapa lama. Sumber tersebut dapat diandalkan pengadaannya.
- Kualitas bahan baku yang ada dan apakah kualitas ini sesuai dengan persyaratan yang dibutuhkan.
- Cara mendapatkan bahan baku dan pengangkutan

### b. Pemasaran (*Marketing*)

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

- Dimana produksi akan dipasarkan (*marketing area*)
- Kebutuhan produk saat sekarang dan akan datang
- Pengaruh persaingan yang ada

- Jarak pemasaran dari lokasi dan bagaimana sarana pengangkutan untuk sampai ke daerah pemasaran.

**c. Utilitas**

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

**1. Air**

Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam industri kimia. Air digunakan untuk kebutuhan proses, air umpan boiler, air sanitasi dan kebutuhan lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan ini air diambil dari 3 macam sumber, yaitu :

- Air sungai (sumber)
- Air kawasan
- Air PDAM

Bila air dibutuhkan dalam jumlah besar, maka pengambilan air sungai (sumber) akan lebih ekonomis. Hal-hal yang diperhatikan dalam pemilihan sumber air :

- Kemampuan sumber air untuk melayani pabrik
- Kualitas air yang disediakan
- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air
- Memperkirakan kebutuhan air yang mendukung industri termasuk untuk air proses, air pendingin, air sanitasi, air umpan boiler dan air yang tersedia untuk mencegah kebakaran.

- Memperhatikan efek pembuangan limbah dari aktivitas industri terhadap lingkungan sekitar terutama yang dapat menyebabkan kontaminasi terhadap air

Untuk memenuhi kebutuhan air sehari-hari diambil dari dua sumber : air aungai dan air PDAM. Air sungai diolah terlebih dahulu pada unit utilitas untuk menghasilkan air yang berkualitas sesuai dengan ketentuan. Apabila dalam masa kemarau air sungai surut maka ditambahkan air PDAM untuk memenuhi kebutuhan pabrik. Jadi air PDAM hanya bersifat cadangan.

## 2. Listrik dan bahan bakar

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

- a. Ada tidaknya jumlah tenaga listrik yang tersedia didaerah itu.
- b. Harga tenaga listrik di daerah tersebut.
- c. Harga tenaga listrik dan bahan bakar dimasa yang akan datang.
- d. Mudah atau tidaknya mendapatkan bahan bakar.

Sumber listrik diperoleh dari PLN, walaupun demikian tenaga generator diperlukan sebagai cadangan yang harus siap bila setiap saat mengalami pemadaman listrik oleh PLN. Bahan bakar



digunakan untuk menghasilkan steam pada boiler dan sebagai bahan bakar untuk menggerakkan *generator* adalah *Fuel Oil* 33°API.

### 3. Keadaan geografis dan masyarakat

Keadaan geografis dan masyarakat harus mendukung iklim industri untuk menciptakan kenyamanan dan ketentraman dalam bekerja. Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Kesiapan masyarakat untuk menjadi masyarakat industri.
- Keadaan alamnya, keadaan alam yang menyulitkan akan mempengaruhi spesifikasi peralatan serta konstruksi peralatan.
- Keadaan angin (kecepatan dan arah angin) pada situasi terburuk yang pernah terjadi pada tempat tersebut.
- Gempa bumi, banjir, angin topan dan lain-lain.
- Keadaan tanah tempat pabrik berdiri yang dapat menyulitkan pemasangan konstruksi bangunan atau peralatan proses.
- Pengaruh produk yang dihasilkan maupun proses yang digunakan terhadap masyarakat lingkungan sekitar terutama untuk industri yang menghasilkan bahan berbahaya.
- Kemungkinan untuk perluasan dimasa yang akan datang.

Dengan memperhatikan beberapa faktor tersebut maka sebelum pendirian pabrik harus dilakukan survey area terlebih dahulu sehingga keberlangsungan dan masa depan pabrik dapat terjamin.

(Timmerhaus, hal : 52-56)

(Vilbrant and Dryden, hal. 266)

## 9.2. Faktor Khusus

### a. Transportasi

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

- Jalan raya yang dapat dilalui oleh kendaraan bermotor.
- Jalur kereta api.
- Adanya pelabuhan laut dan lapangan udara.
- Sungai atau laut yang dapat dilalui perahu atau kapal.
- Jarak sumber bahan baku maupun dengan daerah pemasaran.

(Bernasconi, hal. 4)

(Vilbrant and Dryden, hal. 266)

### b. Tenaga kerja

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

- Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang diinginkan
- Keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang tersedia
- Tingkat penghasilan tenaga kerja di daerah tersebut
- Karakteristik dari lokasi

**c. Buangan pabrik dan pembuangan limbah**

Apabila buangan pabrik (waste disposal) berbahaya bagi kehidupan disekitarnya, maka yang harus diperhatikan adalah :

- Cara menentukan bentuk buangan, terutama yang berhubungan dengan peraturan pemerintah dan peraturan setempat.
- Masalah polusi atau efek samping dari polusi yang mungkin timbul.

Untuk pembuangan limbah industri harus memperhatikan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh buangan pabrik yang berupa gas, cair maupun padatan dengan memperhatikan ketentuan dari pemerintah.

**d. Perpajakan dan asuransi**

Masalah ini berkaitan dengan pemberian ijin dan sistem perpajakan di daerah pendirian pabrik tersebut. Hal-hal yang mempengaruhi antara lain :

- Pendapatan daerah tersebut
- Asuransi untuk pengangguran
- Monopoli perusahaan

**e. Karakteristik dari lokasi**

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam memilih lokasi adalah :

- Apakah daerah tersebut merupakan lokasi bebas sawah, rawa, bukit, dsb.
- Harga tanah dan fasilitas lainnya.

**f. Faktor lingkungan (komunitas)**

- Adat istiadat atau kebudayaan di daerah sekitar lokasi pabrik
- Fasilitas perumahan, sekolah, poliklinik dan tempat ibadah

- Apakah merupakan daerah pedesaan atau perkotaan

**g. Peraturan dan perundang-undangan**

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

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

(Timmerhaus, hal : 52-56)

(Vilbrant and Dryden, hal. 266)

Berdasarkan pertimbangan diatas dapat ditentukan bahwa pendirian pabrik Tetrahidrofurani ini layak didirikan di Bontang, Kalimantan Timur.

Adapun pertimbangannya karena :

1. Tersedianya bahan baku

Guna mendapatkan kemudahan dalam penyediaan bahan baku, maka lokasi pabrik diusahakan dekat lokasi tempat bahan baku tersedia. Bahan baku dari pabrik Tetrahidrofurani ini adalah Dimetil Succinate dan Metanol. Dimetil Succinate diperoleh dari BASF Petronas Chemical, Kuantan–Malaysia. Sedangkan Metanol didapatkan dari PT. KMI Bontang–Kalimantan Timur. Sehingga dengan pertimbangan tersebut maka pabrik Tetrahidrofurani akan didirikan di daerah Bontang, Propinsi Kalimantan Timur.

2. Pemasaran

Produk Tetrahidrofurani banyak dibutuhkan oleh industri kimia yang ditujukan untuk memenuhi kebutuhan pasar dalam negeri. Lokasi pabrik di kota Bontang ini sangat strategis karena dekat dengan kawasan industri dan pemasaran industri lain yang tersebar di Indonesia.

### 3. Sarana Transportasi

Telah tersedia jalan raya yang memadai sehingga pengiriman barang keluar maupun ke dalam pabrik tidak mengalami kesulitan.

### 4. Penyediaan utilitas

Bontang, Propinsi Kalimantan Timur dilalui sungai-sungai besar untuk keperluan penyediaan utilitas terutama air, diantaranya adalah Sungai Santan.

### 5. Tersedianya Tenaga Kerja

Penyediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik untuk pengoperasian alat – alat industri perlu dipertimbangkan. Pulau Kalimantan jumlah penduduknya banyak sehingga untuk keperluan tenaga kerja yang terdidik maupun tidak terdidik dapat terpenuhi.

### 6. Iklim.

Keadaan iklim dan cuaca di daerah Bontang, Propinsi Kalimantan Timur umumnya baik, dan tidak terjadi angin topan.

Tabel 9.1. Matrik pemilihan lokasi :

No	Pertimbangan	Pontianak (Kalimantan Barat)	Samarinda (Kalimantan Timur)
1	Transportasi :		
	Bahan baku dimetil succinate dan metanol	Dekat pabrik dimetil succinate (**)	Dekat pabrik dimetil succinate dan metanol (***)
	Bahan pembantu	Dipasok dari Hongkong (*)	Dipasok dari Hongkong (*)
2	Pemasaran		
	Pemasaran luar negeri	Mudah, dekat pelabuhan (**)	Mudah, dekat pelabuhan (**)
	Pemasaran dalam negeri	Jauh kawasan industri (*)	Dekat kawasan industri (**)
3	Tenaga kerja	Upah buruh murah (**)	Upah buruh murah (**)
4	Lahan untuk pendirian pabrik	Cukup luas (**)	Cukup Luas (**)
5	Tanggapan penduduk terhadap pendirian pabrik	Bukan merupakan kawasan industri (*)	Sudah jelas karena merupakan kawasan industri (**)
6	Penyediaan air	Laut (*)	Air dari sungai Santan (***)
7	Tenaga listrik	PLTA, PLTU (**)	PLTA, PLTU (**)
	Jumlah *	14	19

Keterangan : \* = prospek kurang bagus

\*\* = prospek bagus

\*\*\* = prospek sangat bagus

Dari pertimbangan di atas dapat disimpulkan bahwa lokasi untuk mendirikan pabrik yang mempunyai prospek paling bagus adalah di Bontang, Kalimantan Timur.

Lokasi pabrik dapat dilihat pada gambar 9.2.

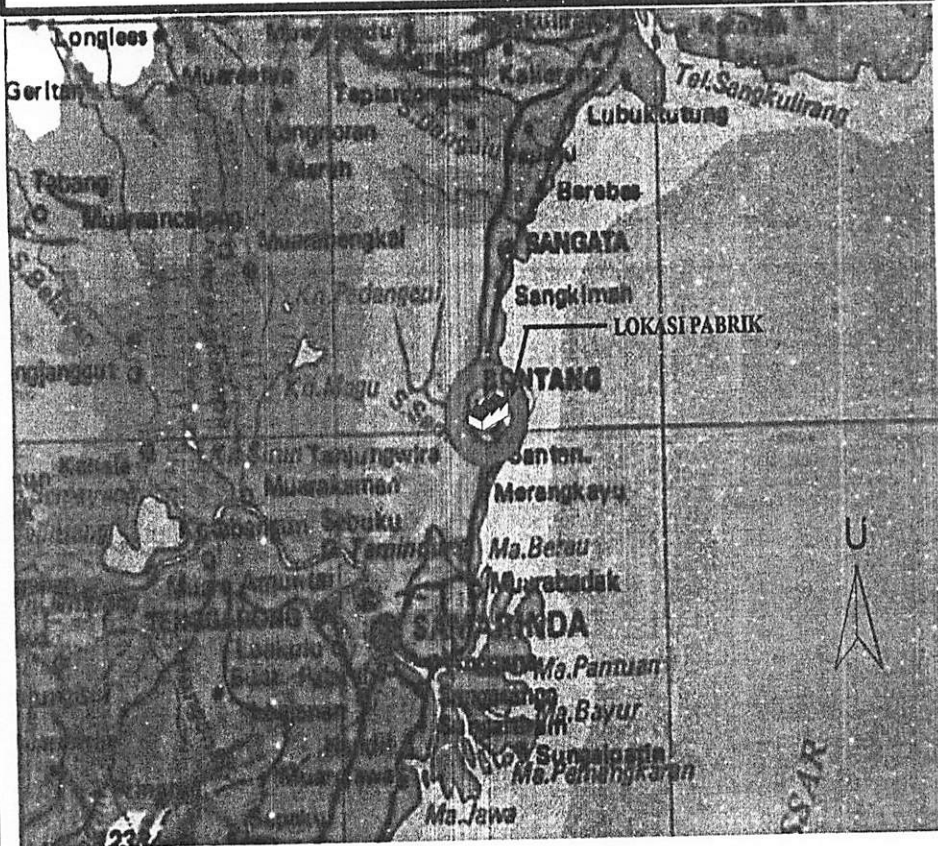


PETA INDONESIA




PETA KALIMANTAN

**PETA BONTANG**



Skala = 1 : 666.666

 = Lokasi Pabrik Tetrahidrofuram

Gambar 9.1 Peta Lokasi Pabrik Tetrahidrofuram



### 9.3. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah pengaturan atau peletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik, yaitu meliputi areal proses, areal penyimpanan dan areal material sedemikian rupa sehingga pabrik dapat beroperasi secara efektif dan efisien.

Tujuan utama dari tata letak pabrik adalah :

- Untuk mengatur alat-alat serta fasilitas produksi
- Untuk menjaga keselamatan
- Supaya pemeliharaan dapat diatur dengan mudah
- Pembiayaan dapat ditekan seminimal mungkin
- Fungsi dari peralatan dan bangunan dapat dipakai seefisien mungkin

Tata letak pabrik dapat dibagi menjadi 2 bagian :

1. Tata letak bangunan
2. Tata letak peralatan

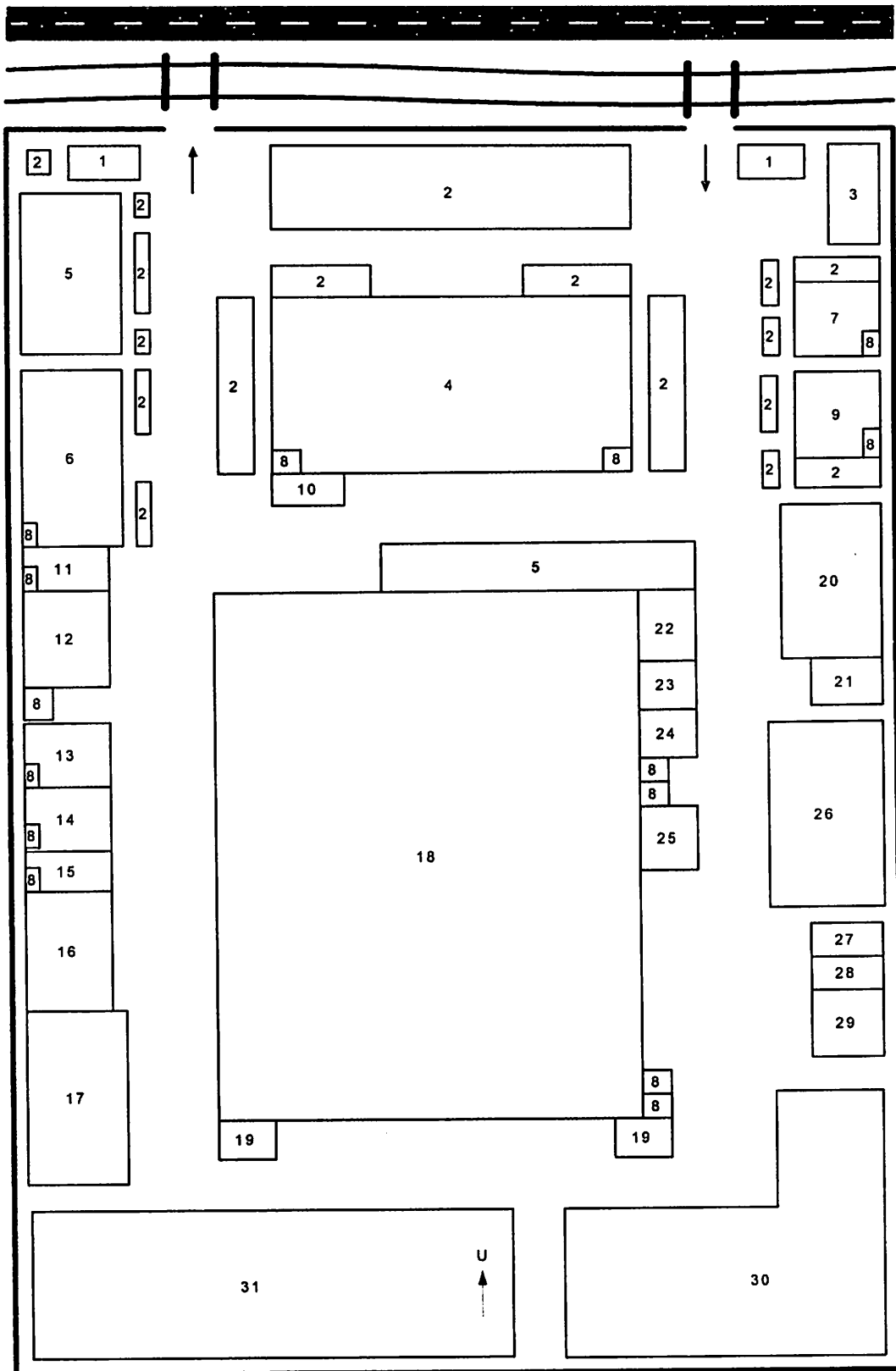
#### A. Tata letak bangunan pabrik

Pengaturan tata letak ruangan daripada unit-unit bangunan dalam suatu pabrik dapat dilaksanakan sedemikian rupa sehingga :

- a. Pemakaian areal tanah sekecil mungkin.
- b. Letak bangunan sesuai dengan urutan proses
- c. Letak bangunan kantor dan bangunan untuk proses harus terpisah, hal ini dimaksudkan untuk mencegah terjadinya bahaya yang mungkin timbul
- d. Bahan baku dan produk dapat diangkut dengan mudah
- e. Terjadinya areal tanah jalan maupun perluasan pabrik
- f. Ventilasi dan penerangan yang cukup pada bangunan pabrik

Tabel 9.3.1. Perincian Luas Daerah Pabrik.

No	Lokasi	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Parkir tamu	700
2	Pos keamanan	72
3	Parkir pegawai	300
4	Musholla	200
5	Taman	150
6	Aula	300
7	Poliklinik	100
8	Kantor pusat	1.050
9	Garasi	260
10	Kantin	250
11	Ruang kepala pabrik	80
12	Toilet	225
13	Bengkel	50
14	Perpustakaan	60
15	Ruang proses produksi	3.400
16	Areal tangki bahan bakar	50
17	Laboratorium	150
18	Pemeriksaan bahan	50
19	Ruang bahan baku	375
20	Ruang generator	50
21	Areal waste treatment	145
22	Pemadam api kebakaran	200
23	Gudang produk	600
24	Utilitas	400
25	Perluasan pabrik	1.500
26	Tanah sisa dan jalan	9.413
27	Kantor sumber daya manusia (SDM)	150
28	Litbang / R&D	150
		20.430



**Gambar 9.3.2. Plant Lay Out Pra Rencana Pabrik Tetrahidrofuran**

**Keterangan Gambar Tata Ruang Pabrik (Plant Layout) :**

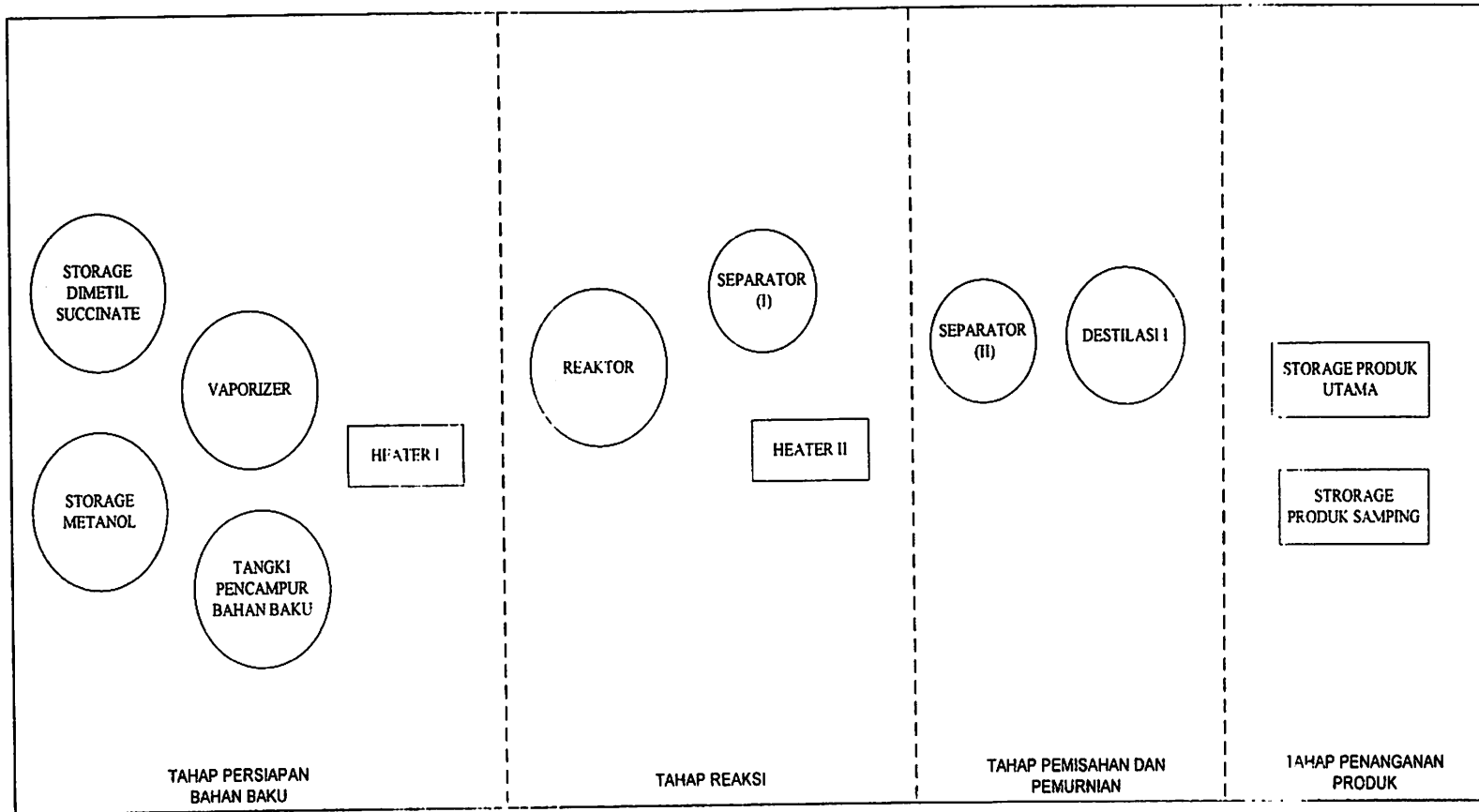
1. Pos keamanan
2. Taman
3. Parkir kendaraan tamu
4. Kantor pusat
5. Parkir kendaraan operasional dan karyawan
6. Gedung serbaguna (aula)
7. Kantor Penelitian dan Pengembangan (R & D)
8. Toilet
9. Laboratorium dan Pengendalian Mutu
10. Dapur
11. Perpustakaan
12. Musholla
13. Kantin
14. Koperasi
15. Poliklinik
16. Pemadam kebakaran
17. Storage bahan baku
18. Area Proses

19. Timbangan truk
20. Garasi
21. Bengkel
22. Manager Produksi dan Teknik
23. Dept. Produksi
24. Dept. Teknik
25. Ruang kontrol
26. Gudang produk
27. Generator
28. Bahan bakar
29. Boiler
30. Utilitas
31. Area perluasan pabrik

## **B. Tata Letak Peralatan Pabrik**

Tata letak peralatan adalah cara menempatkan peralatan-peralatan didalam 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 maka perlu diperhatikan beberapa faktor :

- a. Pengaturan jarak antara peralatan proses yang satu dengan yang lain sehingga mempermudah pengontrolan peralatan
- b. Pengaturan sistem yang ada pada tempat yang tepat agar tidak mengganggu aktifitas kerja serta pemberian warna yang jelas pada aliran proses.
- c. Peletakan alat pemadam kebakaran yang mudah dijangkau
- d. Peletakkan alat control sehingga mudah diawasi oleh operator
- e. Peralatan diusahakan tersusun berurutan sehingga memudahkan pemeriksaan dan pengawasan
- f. Ruangan harus cukup untuk peralatan
- g. Bila sekiranya ada alat yang diletakkan diatas maka dapat disusun sesuai dengan prosesnya.



Gambar 9.3.3. Lay Out Peralatan Proses

## BAB X

### STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

Suatu perusahaan biasanya memiliki suatu bentuk organisasi yang berfungsi sebagai suatu bentuk hubungan yang memiliki sifat dinamis, dalam arti dapat menyesuaikan diri terhadap segala perubahan, yang ada pada hakekatnya merupakan suatu bentuk yang dengan sadar diciptakan manusia untuk mencapai suatu tujuan tertentu.

Pada umumnya organisasi dibuat dalam suatu struktur yang merupakan gambaran secara skematis tentang hubungan atau kerjasama antar departemen yang terdapat dalam kerangka usaha untuk mencapai suatu tujuan tertentu.

Dalam menciptakan suatu pengelolaan perusahaan agar mencapai sasaran secara efektif dan hasil produksi yang tinggi, maka harus diperhitungkan elemen dasar yang diperlukan dalam suatu perusahaan sebagai alat pelaksanaannya.

Elemen dasar itu terdiri dari :

- Manusia (*man*)
- Bahan (*material*)
- Mesin (*machine*)
- Metode (*methode*)
- Uang (*money*)
- Pasar (*market*)



Elemen dasar tersebut menjadi faktor utama untuk menjalankan suatu perusahaan mencapai tujuannya secara bersama-sama dalam organisasi perusahaan.

### **10.1. Umum**

Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)  
Lokasi Pabrik : Bontang, Kalimantan Timur  
Kapasitas Produksi : 100.000 ton / tahun  
Modal : Penanaman modal dalam negeri

### **10.2. Bentuk Perusahaan**

Pabrik Tetrahidrofuram merupakan perusahaan swasta nasional yang akan didirikan dengan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Bentuk ini dipilih dengan alasan:

1. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sebab segala sesuatu yang menyangkut perusahaan dipegang oleh pemimpin perusahaan.
2. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu dengan yang lainnya. Pemilik PT adalah para pemegang saham, sedangkan pengurus adalah direksi beserta staffnya yang diawasi oleh dewan direksi.
3. Mudah mendapatkan modal yaitu dari hasil penjualan saham setelah pabrik berjalan optimum dengan validitas yang jelas.

4. Kehidupan sebuah PT lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi maupun staffnya dan juga karyawan perusahaan.
5. Adanya efisiensi dalam manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris, juga dapat memilih direktur utama yang cakap dan berpengalaman.

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

Sistem organisasi yang diterapkan adalah sistem organisasi garis dan staff.

Beberapa hal yang menjadikan alasan pemilihan adalah:

1. Sistem organisasi garis dan staff sering digunakan dalam perusahaan yang memproduksi secara massal.
2. Biasa diterapkan pada organisasi yang cukup besar dengan produksi kontinu.
3. Masing-masing kepala bagian atau manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk pencapaian tujuan.
4. Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik.
5. Pimpinan tertinggi pabrik dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil - wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberikan saran kepada direktur.

Disamping alasan tersebut ada beberapa kebaikan yang dapat mendukung pemakaian sistem organisasi garis dan staff, yaitu :

1. Dapat digunakan oleh setiap organisasi besar, apapun tujuannya, betapapun luasnya dan betapapun kompleks susunan organisasinya.
2. Pengambilan keputusan yang sehat lebih mudah dapat diambil, karena adanya staff ahli.
3. Penempatan "*the right man in the right place*" lebih mudah dilaksanakan.

Dari kelebihan-kelebihan sistem organisasi garis dan staff diatas maka dapat digunakan sebagai bahan pertimbangan untuk menentukan sistem organisasi perusahaan pada pabrik Tetrahidrofur, yaitu menggunakan sistem organisasi garis dan staff.

Bagan struktur organisasi diberikan pada gambar 10.1.

#### **10.4. Pembagian Tugas dan Tanggungjawab**

Pembagian kerja dalam organisasi perusahaan merupakan pembagian jabatan dan tanggungjawab antara satu pengurus dan pengurus yang lain sesuai dengan atrukturnya. Penjelasan dari setiap jabatan dalam organisasi perusahaan ini diterangkan sebagai berikut :

##### **A. Pemegang Saham**

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk mendirikan pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Mereka merupakan pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki tergantung sesuai dengan besarnya saham yang dimiliki, sedangkan kekayaan pribadi pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan sahamnya paling sedikit satu tahun. Rapat umum pemegang saham adalah rapat dari pemegang saham. Mereka mempunyai kekuasaan tertinggi dalam Perseroan Terbatas (PT). Rapat umum pemegang saham biasanya diadakan paling sedikit sekali dalam satu tahun, dan selambat-lambatnya enam bulan sesudah tahun buku yang bersangkutan. Dimana melalui rapat pemegang saham mereka menetapkan :

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
2. Mengesahkan hasil-hasil usaha neraca perhitungan laba dan rugi tahunan.

## **B. Dewan Komisaris**

Dewan komisaris ini bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Dewan komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu oleh rapat umum pemegang saham apabila mereka bertindak bertentangan dengan anggaran dasar atau kepentingan perseroan tersebut. Adapun tugas dewan komisaris :

1. Mengawasi direktur utama dan berusaha agar tindakan direktur utama tidak merugikan perusahaan.
2. Menentukan dan memutuskan siapa yang menjabat sebagai direktur dan menetapkan kebijaksanaan perusahaan.
3. Menyetujui dan menolak rencana yang diajukan oleh direktur utama.
4. Mengadakan evaluasi atau pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
5. Member nasihat kepada direktur utama bila mengadakan perubahan dalam perusahaan.

## **C. Direktur Utama**

Direktur utama merupakan pimpinancinggi secara langsung dan pananggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

Dengan membawahi :

- Direktur Teknik
- Direktur Administrasi

Tugas direktur utama adalah :

1. Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana kerja dan cara-cara pelaksanaannya.
2. Mengurus harta kekayaan perseroan.
3. Mengurus dan mewakili perseroan didalam dan diluar negeri
4. Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggungjawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan lebih dahulu
5. Mengadakan koordinasi yang tepat pada seluruh bagian organisasi
6. Memberikan instruksi resmi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugasnya masing-masing.
7. Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris segala anggaran belanja dan pendapatan perusahaan
8. Selain tugas diatas, direktur utama berhak mewakili perseroan secara sah dan langsung dalam hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perseroan. Dan harus meminta ijin kepada dewan komisaris bila akan melakukan tindakan yang berhubungan dengan perseroan (peminjaman uang di bank, memindahtangankan perseroan untuk menanggung hutang dan lain sebagainya).

#### **D. Penelitian dan Pengembangan**

Litbang merupakan staff direktur utama yang terdiri dari ahli teknik dan ahli ekonomi.

Tugas dan wewenang litbang :

1. Memberikan nasehat dan informasi mengenai masalah teknik dan ekonomi kepada direktur utama
2. Membantu direktur utama dalam bidang penelitian dan pengembangan organisasi perusahaan, teknik proses dan sebagainya sehingga dapat memajukan perusahaan.

#### **E. Direktur Teknik**

Direktur teknik membawahi bagian teknik dan produksi, dan bertanggung jawab terhadap bagian produksi di pabrik, baik produksi langsung maupun parangkat dalam membantu atau menunjang produksi. Tugas utamanya adalah merencanakan, mengelola dan mengontrol semua kegiatan yang berkaitan dengan produksi.

#### **F. Direktur Administrasi**

Direktur administrasi ini berkaitan dengan segala kegiatan diluar produksi, tetapi sangat erat hubungannya dengan kegiatan pabrik. Karena dalam perusahaan, direktur ini mengatur dan mengelola segala hal yang berkaitan dengan lingkungan eksternal dengan membawahi bagian-bagian :

- Keuangan

- Sumber Daya Manusia
- Pemasaran

## **G. Kepala Bagian**

- **Kepala Bagian Teknik**

Kepala bagian teknik adalah kepala bagian yang bertanggungjawab atas semua bagian yang berhubungan erat dengan produksi. Dalam hal ini bukan produksi secara langsung, tetapi sebagai penunjang dalam proses produksinya.

Seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

### **1. Seksi Utilitas**

Bertugas untuk mengawasi dan megatur pelaksanaan penyediaan air proses, air pendingin, steam, air umpan boiler, bahan bakar, dan listrik.

### **2. Seksi Perawatan**

Bertugas untuk merawat, memelihara gedung, taman dan peralatan proses termasuk utilitas. Dan juga bertugas dalam memperbaiki peralatan yang rusak dan mempersiapkan suku cadangnya, agar peralatan tersebut dapat dipergunakan lagi dalam proses produksi.



### **3. Seksi K<sub>3</sub>**

Bertugas untuk mengatur dan mengawasi semua kegiatan yang berhubungan dengan keselamatan kerja termasuk memberikan pelatihan-palatihan keselamatan kerja.

- **Kepala Bagian Produksi**

Bertanggungjawab kepada direktur teknik dalam bidang mutu dan produksi. Kepala bagian produksi merupakan kepala bagian yang bertanggungjawab atas semua bagian produksi, mulai dari perencanaan, pembuatan atau produksi dan pengendalian mutu produk. Seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

#### **1. Seksi Proses**

Bertugas untuk mengatur dan mengawasi pelaksanaan jalannya proses produksi yang terjadinya serta realisasi rencana dan bertanggungjawab atas jalannya masing-masing proses.

#### **2. Seksi QC dan Laboratorium**

Bertugas dalam mengawasi dan mengontrol kualitas bahan baku, bahan bakar dan produk. Agar produk yang diterima konsumen mempunyai kualitas yang sesuai dengan standard yan telah ditetapkan.

#### **3. Seksi Gudang**

Bertugas dalam penyediaan bahan baku, pengepakan dan pengemasan produk jadi dan menimbun atau menyimpan dalam gudang serta merencanakan pengiriman produk ke luar pabrik.

- **Kepala Bagian Umum**

Bertanggungjawab keapad direktur administrasi dalam bidang personalia. Kabag umum mempunyai tugas untuk merencanakan, mengelola dan mendayagunakan sumber daya manusia, baik sumber daya manusia yang sudah ada maupun merekrut sumber daya manusia yang baru. Selain itu Kabag umum juga mempunyai tugas untuk mengatur masalah karyawan, jenjang karier dan masalah penempatan karyawan. Seksi-seksi yang dibawahinya meliputi :

1. **Seksi Personalia**

Bertugas untuk mencari tenaga kerja baru apabila perusahaan membutuhkan tenaga kerja baru. Tugasnya mulai dari penyebaran iklan, lowongan, pengadaan test, pemilihan dan pelatihan tenaga kerja baru.

2. **Seksi Keamanan**

Bertugas untuk memperhatikan dan menjaga keamanan pabrik, para staff dan karyawan.

3. **Seksi Kesejahteraan Pekerja**

Bertugas untuk mengatur semua kegiatan yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan, mulai dari tunjangan, memberikan cuti, JAMSOSTEK hingga mengatur pensiunan karyawan.

- **Kepala Bagian Pemasaran**

Bertanggungjawab kepada direktur administrasi dalam bidang pemasaran. Kepala bagian pemasaran mempunyai tugas menentukan daerah pemasaran dan melakukan riset market serta menangani masalah promosi. Seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

1. **Seksi Market dan Riset**

Bertugas untuk meneliti dan mengupayakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan kejalur-jalur distribusi yang tepat sehingga hasil produksi mempunyai harga jual yang terjangkau. Seksi ini juga bertugas mengenalkan produk kepada konsumen-konsumen yang membutuhkan atau pabrik-pabrik lain yang menggunakan produk sebagai bahan baku produk lain. Dan juga bertugas dalam menarik minat konsumen untuk membeli produk yang dihasilkan.

2. **Seksi Pemasaran**

Bertugas dalam menjual hasil produksi dengan harga jual yang telah ditetapkan.

- **Kepala Bagian Keuangan**

Bertanggungjawab kepada direktur administrasi dalam bidang keuangan. Kabag keuangan bertugas mengatur keuangan serta menangani penyediaan serta pembelian baik produk, bahan baku maupun peralatan.

Seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

### 1. Seksi keuangan dan pembukuan

Bertugas dalam mengamankan keuangan perusahaan, perencanaan keuangan dimasa yang akan datang, perhitungan uang perusahaan dan membayar gaji karyawan.

### 2. Seksi penyediaan dan pembelian

Bertugas dalam penyediaan dan pembelian bahan baku serta peralatan.

## 10.5. Jam Kerja

Untuk karyawan yang bekerja dikantor, total jam kerja 40 jam/minggu dengan perincian sebagai berikut :

#### a. Untuk pegawai *non shift*

- Senin – Kamis : 08.00 – 16.00 (Istirahat : 12.00 – 13.00)
- Jumat : 08.00 – 16.00 (Istirahat : 11.00 – 13.00)
- Sabtu : 08.00 – 12.00

#### a. Untuk pegawai *shift*

- Shift I : 07.00 – 15.00 WIB
- Shift II : 15.00 – 23.00 WIB
- Shift III : 23.00 – 07.00 WIB

Untuk menjaga kelancaran pelaksanaan jam kerja selama bergilir, maka karyawan *shift* dibagi menjadi empat regu atau grup, sehingga para pekerja dapat

bekerja dengan optimal karena dapat bekerja secara bergiliran, dimana jika ketiga regu bekerja maka satu regu yang lain libur.

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 = pagi (*shift* I)
- ♦ S = siang (*shift* II)
- ♦ M = malam (*shift* III)
- ♦ L = libur

#### 10.6. Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan

Penggolongan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dalam struktur organisasi pada pra rencana pabrik Tetrahidrofurani ini adalah :

1. Direktur utama
2. Manager (Manager Teknik dan Manager Administrasi)
3. Kepala Bagian
4. Kepala Seksi
5. Staff Kepala Seksi
6. Operator (tenaga pelaksana)

Sedangkan latar belakang pendidikan yang harus dimiliki oleh karyawan berdasarkan kedudukannya dan struktur organisasi pada Pra Rencana pabrik Tetrahydrofuran dapat diuraikan sebagai berikut :

1. Direktur utama : Magister Teknik Kimia (S<sub>2</sub>)
2. Manager
  - a. Manager Produksi : Sarjana Teknik Kimia.
  - b. Manager Administrasi dan Keuangan : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA).
3. Penelitian & Pengembangan : Sarjana Kimia MIPA
4. Kepala Departemen
  - a. Departemen QC : Sarjana Teknik Kimia
  - b. Departemen Produksi : Sarjana Teknik Kimia
  - c. Departemen Teknik : Sarjana Teknik Mesin
  - d. Departemen Pemasaran : Sarjana Ekonomi
  - e. Departemen Keuangan dan Akuntansi : Sarjana Ekonomi
  - f. Departemen Sumber Daya Manusia : Sarjana Psikologi Industri
  - g. Departemen Umum : Sarjana Teknik Industri
5. Kepala Divisi
  - a. Divisi Produksi : Sarjana Teknik Kimia
  - b. Divisi Bahan Baku : Sarjana Teknik Kimia
  - c. Divisi Utilitas : Sarjana Teknik Mesin
  - d. Divisi Bengkel & Perawatan : Sarjana Teknik Mesin
  - e. Divisi Jaminan Mutu : Sarjana Kimia (MIPA)

- f. Divisi Pengendalian Proses : Sarjana Teknik Kimia
  - g. Divisi Kesehatan : Sarjana Kedokteran
  - h. Divisi Ketenagakerjaan : Sarjana Teknik Industri
  - i. Divisi Pembelian : Sarjana Ekonomi
  - j. Divisi Penjualan : Sarjana Ekonomi
  - k. Divisi Promosi Periklanan : Diploma Public Relation & Promotion
  - l. Divisi Research Marketing : Sarjana Ekonomi
  - m. Divisi Keuangan : Sarjana Ekonomi
  - n. Divisi Akuntansi : Sarjana Ekonomi
  - o. Divisi Humas : Diploma Public Relation & Promotion
  - p. Divisi Personalia : Sarjana Hukum dan Psikologi
  - q. Divisi Administrasi : Sarjana Ilmu Administrasi
  - r. Divisi Keamanan dan Keselamatan : Diploma / SMU / SMK
  - s. Divisi Kebersihan : Diploma / SMU / SMK
  - t. Divisi Transportasi : Sarjana / Diploma Teknik Mesin
6. Karyawan : Diploma / SMU / SMK

## 10.7. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Perhitungan jumlah tenaga operasional didasarkan pada pembagian proses yang dilakukan. Pada pra rencana Pabrik Tetrahidrofur, proses yang dilakukan terbagi dalam beberapa bagian, yaitu:

1. Proses Penyiapan Bahan Baku
2. Proses Reaksi
3. Proses Pemisahan, terdiri dari:
  - Pemisahan produk utama dari campuran
  - Pemisahan produk samping dari campuran
4. Proses Penanganan Produk
5. Proses Penyediaan Utilitas (Steam, Air, Listrik)

Dalam proses keseluruhan yang membutuhkan tenaga operasional adalah 6 tahap. Dari *Vilbrant & Dryen*, Gambar 6.35, hal. 235, diperoleh jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk kapasitas produksi 100.000 ton / tahun dan beroperasi 330 hari / tahun yaitu :

- ❖ Menghitung jumlah karyawan

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi} &= \frac{100000}{330} \\ &= 303,0303 \text{ ton/hari} \end{aligned}$$

Dari gambar 6 – 35, hal 235 (*Vilbrant & Dryden*, 1959), didapatkan jumlah karyawan :



$$\begin{aligned}
 M &= 15,2 \times p^{0,35} \\
 &= 15,2 \times 303,0303^{0,25} \\
 &= 63,4184 \approx 64 \text{ orang.jam/hari/tahapan proses}
 \end{aligned}$$

Dalam produksi terdapat 8 tahapan proses, maka :

$$= 8 \text{ tahap} \times 64 \text{ orang.jam/hari/tahapan proses} = 512 \text{ orang.jam/hari}$$

Karena satu hari terdapat 3 shift kerja, maka :

$$\text{Karyawan proses} = \frac{512 \text{ orang.jam/hari}}{3 \text{ shift/hari}} = 171 \text{ orang.jam/shift}$$

Karena setiap karyawan shift bekerja selama 8 jam/hari, maka :

$$\text{Karyawan proses} = \frac{171 \text{ orang.jam/hari}}{8 \text{ shift/hari}} = 22 \text{ orang.hari/shift}$$

Tenaga shift terdiri dari 4 regu bergiliran, sehingga jumlah tenaga shift :

$$= 4 \text{ regu} \times 22 \text{ orang.hari/shift} = 88 \text{ orang setiap hari}$$

Jumlah karyawan seluruhnya = tenaga staff + tenaga operasional

$$= 199 \text{ orang}$$

Sehingga jumlah karyawan keseluruhan pabrik Tetrahidrofuram adalah sebagai berikut :

No.	Jabatan (Tugas)	JUMLAH
1.	Dewan Komisaris	5
2.	Direktur Utama	1
3.	Direktur Produksi dan Teknik	1
4.	Direktur Administrasi	1
5.	Sekretaris Direktur	3

6.	Kepala LITBANG (R&D)	1
7.	Karyawan LITBANG (R&D)	2
8.	Kepala Dept. QC	1
9.	Karyawan QC	3
10.	Kepala Dept. Produksi	1
11.	Kepala Dept. Teknik	1
12.	Kepala Dept. Pemasaran	1
13.	Kepala Dept. Keuangan & Akuntansi	1
14.	Kepala Dept. SDM	1
15.	Kepala Dept. Umum	1
16.	Kepala Divisi Produksi	1
17.	Karyawan Divisi Produksi	88 (3 Shift)
18.	Kepala Divisi Gudang	1
19.	Karyawan Gudang	5
20.	Kepala Divisi Utilitas	1
21.	Karyawan Utilitas	5
22.	Kepala Divisi Bengkel & Perawatan	1
23.	Staff Bengkel & Perawatan	5
24.	Kepala Divisi Pengendalian Proses	1
25.	Karyawan Divisi Pengendalian Proses	5

26.	Kepala Divisi Penjualan	1
27.	Staff Penjualan	5
28.	Kepala Divisi Promosi & Periklanan	1
29.	Staff Promosi dan Periklanan	3
30.	Kepala Divisi Research Marketing	1
31.	Staff Research Marketing	2
32.	Kepala Divisi Transportasi	1
33.	Staff Transportasi	5
34.	Kepala Divisi Pembukuan Keuangan	1
35.	Staff Pembukuan Keuangan	2
36.	Kepala Divisi Penyediaan & Pembelanjaan	1
37.	Staff Penyediaan & Pembelanjaan	3
38.	Kepala Divisi Kesehatan	1
39.	Staff Kesehatan	3
40.	Kepala Divisi Personalia	1
41.	Staff Divisi Personalia	2
42.	Kepala Divisi Ketenagakerjaan	1
43.	Staff Ketenagakerjaan	2
44.	Kepala Divisi Keamanan	1
45.	Staff Keamanan	10

46.	Kepala Divisi Kebersihan	1
47.	Staff Kebersihan	10
<b>JUMLAH</b>		<b>199</b>

### 10.8. Jaminan Sosial

Jaminan sosial adalah jaminan yang diterima oleh pihak karyawan jika terjadi sesuatu hal yang bukan karena kesalahannya menyebabkan dia tidak dapat melakukan pekerjaan.

Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan adalah:

#### a. Tunjangan

- Tunjangan di luar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang telah dilakukannya dan lama pengabdianya 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 diberikan berupa seragam kerja untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja (misal helm, sarung tangan, sepatu boot, kacamata pelindung, masker dan lain-lain), antar jemput 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, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan penuh.

d. Insentif atau bonus

Insentif diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya insentif ini dibagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian insentif untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan 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.

### **10.9. Status Karyawan dan Sistem Upah**

Pabrik Tetrahidrofuran 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 manager pabrik atas pengajuan kepala yang membawahinya dan menerima upah harian yang dibayarkan setiap akhir pekan.

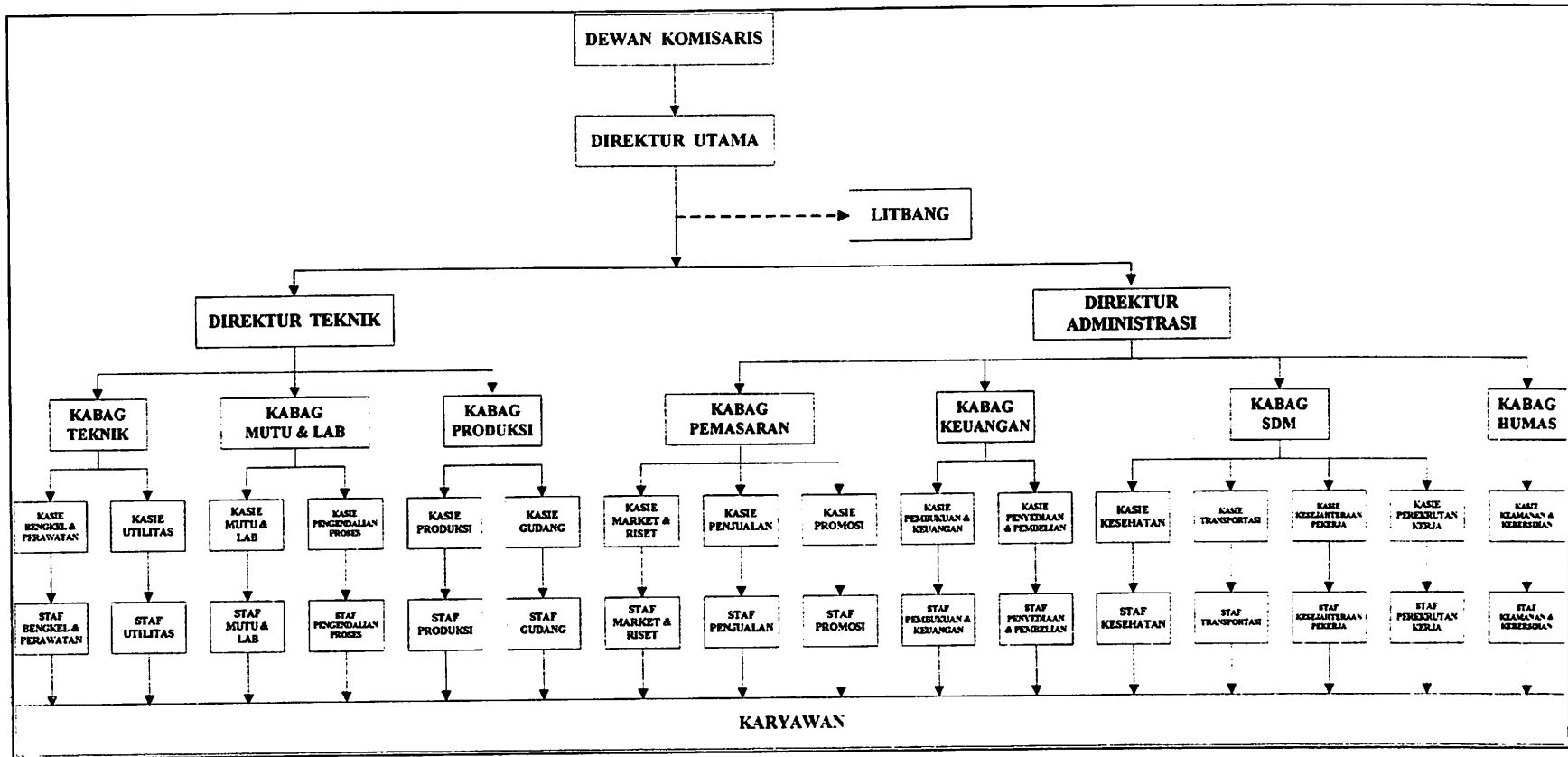
**Tabel 10.3. Daftar Upah (Gaji) Karyawan**

No.	Jabatan	Jml	Gaji (Rp/orang)	TOTAL
1	Dewan komisaris	5	7.500.000	37.500.000
2	Direktur utama	1	20.000.000	20.000.000
3	Direktur produksi dan teknik	1	10.000.000	10.000.000
4	Direktur manager administrasi	1	10.000.000	10.000.000
5	Sekretaris direktur	3	3.000.000	9.000.000
6	Kepala LITBANG (R & D)	1	7.500.000	7.500.000
7	Karyawan LITBANG (R & D)	2	2.000.000	4.000.000
8	Kepala Dept. QC	1	7.500.000	7.500.000
9	Karyawan QC	3	2.000.000	6.000.000
10	Kepala Dept. Produksi	1	7.500.000	7.500.000
11	Kepala Dept. Teknik	1	7.500.000	7.500.000
12	Kepala Dept. Pemasaran	1	7.500.000,00	7.500.000
13	Kepala Dept. Keuangan & Akuntansi	1	7.500.000	7.500.000
14	Kepala Dept. SDM	1	7.500.000	7.500.000
15	Kepala Dept. Umum	1	7.500.000	7.500.000

16	Kepala Divisi Produksi	1	5.000.000	5.000.000
17	Staff Divisi Produksi	4	2.000.000	8.000.000
18	Karyawan Divisi Produksi	88	1.500.000	132.000.000
19	Kepala Divisi Gudang	1	5.000.000	5.000.000
20	Staff Divisi Gudang	2	2.000.000	4.000.000
21	Karyawan Gudang	3	1.500.000	4.500.000
22	Kepala Divisi Utilitas	1	5.000.000	5.000.000
23	Staff Divisi Utilitas	2	2.000.000	4.000.000
24	Karyawan Utilitas	3	1.500.000	4.500.000
25	Kepala Divisi Bengkel & Perawatan	1	5.000.000	5.000.000
26	Staff Bengkel & Perawatan	5	1.750.000	8.750.000
27	Kepala Divisi Pengendalian Proses	1	5.000.000	5.000.000
28	Karyawan Divisi Pengendalian Proses	5	2.000.000	10.000.000
29	Kepala Divisi Penjualan	1	5.000.000	5.000.000
30	Staff Penjualan	5	1.750.000	8.750.000
31	Kepala Divisi Promosi dan Periklanan	1	5.000.000	5.000.000
32	Staff Promosi dan Periklanan	3	1.000.000	3.000.000
33	Kepala Divisi Research Marketing	1	2.000.000	2.000.000
34	Staff Research Marketing	2	1.000.000	2.000.000
35	Kepala Divisi Transportasi	1	2.000.000	2.000.000
36	Staff Transportasi	2	1.750.000	3.500.000
37	Sopir	3	1.500.000	4.500.000



38	Kepala Divisi Pembukuan Keuangan	1	5.000.000	5.000.000
39	Staff Pembukuan Keuangan	2	2.000.000	4.000.000
40	Kepala Divisi Penyediaan & Pembelanjaan	1	5.000.000	5.000.000
41	Staff Penyediaan & Pembelanjaan	3	1.000.000	3.000.000
42	Kepala Divisi Kesehatan	1	5.000.000	5.000.000
43	Staff Kesehatan	3	2.000.000	6.000.000
44	Kepala Divisi Personalia	1	5.000.000	5.000.000
45	Staff Divisi Personalia	2	2.000.000	4.000.000
46	Kepala Divisi Ketenagakerjaan	1	5.000.000	5.000.000
47	Staff Ketenagakerjaan	2	2.000.000	4.000.000
48	Kepala Divisi Keamanan	1	3.500.000	3.500.000
49	Staff Keamanan	10	1.500.000	15.000.000
50	Kepala Divisi Kebersihan	1	3.500.000	3.500.000
51	Staff Kebersihan	10	1.500.000	15.000.000
<b>Total</b>		<b>199</b>	<b>218.750.000</b>	<b>476.000.000</b>



Gambar 10.1. Struktur Organisasi Pra Rencana Pabrik Tetrahydrofuran

## 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 Tetrahydrofuran adalah sebagai berikut :

- *Return on Investment* (ROI)
- *Pay Out Time* (POT)
- *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 :

#### 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
- Instrumen dan kontrol
- Perpipaan
- Peralatan listrik
  - Motor, kabel, bahan listrik, dll
- Bangunan
  - Proses, perawatan pelayanan.
- Lahan pengembangan
- Fasilitas pelayanan
  - Utilitas ( steam, listrik, air )
  - U P L ( Unit Pengolahan Limbah )
  - Distribusi dan pengemasan
- Tanah

#### 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.

Maka:  $TCI = FCI + WCI$

### **b. Total Biaya Produksi**

Yaitu biaya yang digunakan untuk operasi pabrik dan biaya perjalanan produk, meliputi :

1. Biaya pembuatan, terdiri atas :
  - Biaya produksi langsung (DPC)
  - Biaya produksi tetap (FC)
  - Biaya overhead pabrik
2. Biaya umum (*general expenses*)
  - Administrasi
  - Distribusi dan pemasaran
  - Litbang
  - Biaya tak terduga

Biaya produksi total terbagi menjadi :

a. Biaya variabel (VC ), yaitu semua biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi yang meliputi :

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengepakan

b. Biaya Semi Variabel (SCV), yaitu biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi, meliputi :

- Upah karyawan
- *Plant Over Head*
- Pemeliharaan dan perbaikan
- Laboratorium
- Operating supplies
- General expenses

c. Biaya Tetap ( F C)

- Depresiasi
- Asuransi
- Pajak
- Bunga

### **c. Penaksiran 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 Tetrahydrofuran ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat dalam literatur :

- Peter & Timmerhaus
- Ulrich

Dan [www.matche.com](http://www.matche.com) sebagai pembanding.

Untuk menaksir harga alat pada tahun 2013 digunakan persamaan :

$$H_A = H_B \left( \frac{C_A}{C_B} \right)^n \quad \text{( Peter & Timmerhaus edisi IV, hal 169 )}$$

Di mana :

$H_A$  : harga alat A

$H_B$  : harga alat B

$C_A$  : kapasitas alat A

$C_B$  : kapasitas alat B

$n$  : eksponen harga alat

## 11.2. Penentuan *Total Capital Investment* ( TCI )

### a. Biaya Langsung ( Direct Cost / DC ) :

- Luas tanah = 28.993 m<sup>2</sup>
- Luas bangunan pabrik = 20.430 m<sup>2</sup>
- Harga tanah = Rp 250.000,-/m<sup>2</sup>
- Harga bangunan = Rp. 500.000,-/m<sup>2</sup>
- Jumlah total = Rp. 7.248.250.000,- + Rp. 10.215.000.000,-
- = Rp. 17.463.250.000,-

<b>Harga peralatan</b>	<b>E</b>	Rp.57.782.172.140,44
Tanah dan bangunan		Rp.17.463.250.000,00
Pemasangan alat	48%E	Rp.27.735.442.627,41
Instrumentasi dan kontrol	18%E	Rp.10.400.790.985,28
Perpipaan terpasang	66%E	Rp.38.136.233.612,69
Listrik terpasang	11%E	Rp.6.356.038.935,45
Pengembangan lahan	10%E	Rp.5.778.217.214,04
Fasilitas pelayanan	70%E	Rp.40.447.520.498,31
<b>Total direct cost</b>		<b>Rp.204.099.666.013,63</b>

**b. Biaya tak langsung ( *Indirect Cost / IC* )**

<i>Engineering</i> dan supervisi	33%DC	RP.67.352.889.784,50
Konstruksi	41%DC	RP.83.680.863.065,59
<b>Total Indirect Cost</b>		<b>Rp. 151.033.752.850,09</b>

**c. Total plant cost (TPC)**

$$\text{Total TPC} = \text{DC} + \text{IC}$$

$$= \text{Rp. } 204.099.666.013,63 + \text{Rp. } 151.033.752.850,09$$

$$= \text{Rp. } 355.133.418.863,71$$

**d. Fixed capital investment (FCI)**

Kontraktor fee	5%TPC	RP.17.756.670.943,19
Biaya tak terduga	10%TPC	RP.35.513.341.886,37
Total plant cost		RP.355.133.418.863,71
<b>Total FCI</b>		<b>Rp. 408.403.431.693,27</b>



**e. Modal Kerja ( WCI )**

Work Capital Investation (WCI) = 15 % FCI

$$\begin{aligned} \text{WCI} &= 0,15 \times \text{Rp. } 408.403.431.693,27 \\ &= \text{Rp. } 61.260.514.753,99 \end{aligned}$$

**f. Total capital investment ( TCI )**

TCI = FCI + WCI

$$\begin{aligned} &= \text{Rp. } 408.403.431.693,27 + \text{Rp. } 61.260.514.753,99 \\ &= \text{Rp. } 469.663.946.447,26 \end{aligned}$$

Modal yang digunakan terdiri dari :

- a. 60 % modal sendiri (TCI) = Rp. 281.798.367.868,36
- b. 40 % pinjaman (TCI) = Rp. 187.865.578.578,90

**11.3. Penentuan Total production cost (TPC) :**

**A. Biaya Manufacturing (Pembuatan)**

**Biaya Produksi Langsung (DPC) :**

Gaji karyawan	TK	Rp.5.712.000.000,00
Bahan baku 1 tahun		Rp.2.168.635.964.718,90
Biaya utilitas 1 tahun		Rp.17.561.053.090,98
Biaya pengemasan 1 tahun		Rp.896.780.051.820,05
Biaya laboratorium	10%TK	Rp.571.200.000,00
Pemeliharaan dan perawatan	10%FCI	Rp.4.084.034.316,93
Patent and royalties	1% TPC	0,01 TPC
Supervise	15%TK	Rp.856.800.000,00
Penyediaan operasi	20% FCI	Rp.81.680.686.338,65
<b>Total DPC</b>		<b>Rp.3.175.881.790.285,53+0,TPC</b>

**Biaya Produksi Tetap (FPC) :**

<b>Biaya Produksi Tetap ( FPC )</b>		
Depresiasi alat	10%E	Rp.5.778.217.214,04
Depresiasi bangunan	1% bangunan	Rp.174.632.500,00
Pajak Kekayaan	2%FCI)	Rp 8.168.068.633,87
Asuransi	1%FCI	Rp 4.084.034.316,93
Bunga bank	12%modal pinjaman	Rp 22.543.869.429,47
<b>Total FPC</b>		<b>Rp. 40.748.822.094,31</b>

**B. Biaya overhead Pabrik**

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya overhead Pabrik} &= 60\% \text{ TK} \\
 &= 60\% \times \text{Rp. 3.667.200.000,00} \\
 &= \text{Rp. 3.427.200.000,00}
 \end{aligned}$$

Total biaya *manufacture* (pembuatan)

$$\text{COM} = \text{DPC} + \text{FPC} + \text{Biaya overhead}$$

$$\begin{aligned}
 \text{COM} &= \text{Rp.}( 3.175.881.790.285,53+ 0,01 \text{ TPC} + 40.748.822.094,31 \\
 &\quad + 3.427.200.000,00) \\
 &= \text{Rp. 3.220.057.812.379,84}+ 0,01 \text{ TPC}
 \end{aligned}$$

**C. Biaya pengeluaran Umum (GE)**

<b>Biaya umum (General Expenses)</b>		
Biaya Administrasi	15%TK	Rp. 856.800.000,00
Biaya dist. & pemasaran	10%TPC	0,01 TPC
Biaya litbang	3%TPC	0,03 TPC
<b>Total GE</b>		<b>Rp 856.800.000,00+0,13TPC</b>

**D. Biaya Produksi Total (TPC)**

$$\text{TPC} = \text{GE} + \text{COM}$$

$$= \text{Rp. } 856.800.000,00 + 0,13 \text{ TPC} + \text{Rp. } 3.220.057.812.379,84$$

$$0,86 \text{ TPC} = \text{Rp. } 3.220.914.612.379,84$$

$$\text{TPC} = \text{Rp. } 3.745.249.549.278,88$$

$$\text{GE} = \text{Rp. } 3.745.249.549.278,88 + 0,13 \text{ TPC}$$

$$= \text{Rp. } 3.745.249.549.278,88 + 0,13 (\text{Rp. } 856.800.000,00)$$

$$= \text{Rp. } 487.739.241.406,26$$

**11.4. Analisa Profitabilitas**

Asumsi yang diambil adalah :

a. Modal :

$$60 \% \text{ modal sendiri} = \text{Rp. } 281.798.367.868,36$$

$$40 \% \text{ pinjaman} = \text{Rp. } 187.865.578.578,90$$

b. Bunga kredit sebesar 12 % per tahun

c. Masa konstruksi :

$$\text{Tahun I} : 60 \% \text{ modal sendiri} + 40 \% \text{ modal pinjaman}$$

$$\text{Tahun II} : 60 \% \text{ modal sendiri} + 40 \% \text{ modal pinjaman}$$

d. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun

e. Umur pabrik 10 tahun

f. Kapasitas produksi :

$$\text{Tahun I} : 90 \% \text{ dari produksi total}$$

$$\text{Tahun II} : 100 \% \text{ dari produksi total}$$

h. Pajak penghasilan : 30 % per tahun

❖ **Menghitung Total Investasi :**

Masa konstruksi tahun I :

- Modal sendiri 60 % = Rp. 281.798.367.868,36
- Modal pinjaman 40 % = Rp. 187.865.578.578,90

Masa konstruksi tahun II :

- Modal sendiri 60 % = Rp. 169.079.020.721,01
- Modal pinjaman 40 % = Rp. 75.146.231.431,56

❖ **Menghitung Biaya Variabel ( VC ) :**

- Bahan baku = Rp. 2.168.635.964.718,90
- Pengemasan = Rp. 896.780.051.820,05
- Utilitas = Rp. 17.561.053.090,98
- Total VC = Rp. 3.082.977.069.629,93**

❖ **Menghitung Biaya Semi Variabel ( SVC ) :**

- Gaji karyawan = Rp. 5.712.000.000,00
- Biaya Over head =Rp. 3.427.200.000,00
- Pemeliharaan dan perbaikan = Rp. 4.084.034.316,93
- Laboratorium = Rp. 571.200.000,00
- Biaya umum = Rp. 487.739.241.406,26
- Penyediaan operasi = Rp. 81.680.686.338,65
- Supervisi = Rp. 856.800.000,00
- Total SVC = Rp. 584.071.162.061,84**

Hasil penjualan untuk kapasitas 100 % = Rp. 3.933.730.180.153,60

❖ **Laba untuk kapasitas pabrik 100 % :**

Pajak penghasilan = 30%

**Laba kotor** = Total penjualan – Biaya produksi total

$$= \text{Rp. } 3.933.730.180.153,60 - \text{Rp. } 3.745.249.549.278,88$$

$$= \text{Rp. } 188.480.630.874,72$$

**Laba bersih** = laba kotor – pajak

$$= \text{Rp. } 188.480.630.874,72 - (0,3 \cdot \text{Rp. } 188.480.630.874,72)$$

$$= \text{Rp. } 131.936.441.612,30$$

❖ **Menghitung cash flow :**

Cash flow = laba bersih + depresiasi

$$\text{Kapasitas 100 \%} = \text{Rp. } 137.714.658.826,35$$

❖ **Menghitung Penilaian Investasi :****A. Metode Laju Pengembalian modal (*Pay Out Time* = POT)**

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan atau waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi.

$$\text{Data : FCI} = \text{Rp. } 408.403.431.693,27$$

Perhitungan POT :

$$\text{POT} = \frac{\text{FCI}}{\text{cash flow}} \times 1 \text{ tahun}$$

$$\text{Kapasitas 100 \%} = \frac{\text{Rp. } 408.403.431.693,27}{137.714.658.826,35} \times 1 \text{ tahun} = 2,67 \text{ tahun}$$

## B. Metode Laju Kembalinya Modal (*Return Of Investment = ROI*)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

Pajak = 30 %

Laba kotor = Rp. 188.480.630.874,72

Laba bersih = Rp. 131.936.441.612,30

Modal tetap = Rp. 408.403.431.693,27

$$\begin{aligned} \text{ROI}_{\text{AT}} &= \frac{\text{laba bersih}}{\text{modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{131.936.441.612,30}{408.403.431.693,27} \times 100\% = 32,31\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ROI}_{\text{BT}} &= \frac{\text{laba kotor}}{\text{modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{188.480.630.874,72}{408.403.431.693,27} \times 100\% = 46,15\% \end{aligned}$$

(Vilbrant and Dryden, hal 253, 1959)

## C. Menghitung Titik Impas (*Break Even Point = BEP*)

BEP adalah titik dimana jika kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik itu tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

Data :

FPC (biaya produksi tetap) = Rp. 40.748.822.094,31

SVC (biaya semi variabel) = Rp. 584.071.162.061,84

VC (biaya variabel) = Rp. 3.082.977.069.629,93

Total Penjualan = Rp. 3.933.730.180.153,60

$$\text{BEP} = \frac{\text{FPC} + 0,3\text{SVC}}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

$$= 45,75 \%$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi :

$$= 45,75 \% \times 100.000 \text{ ton / tahun} = 4.575,000.00 \text{ ton / tahun.}$$

Nilai BEP untuk pabrik Tetrahidrofurana berada di antara nilai 30 – 60 %, maka nilai BEP memadai.

Untuk produksi tahun pertama kapasitas pabrik 90 % dari kapasitas sebenarnya, sehingga keuntungannya adalah :

$$\frac{\text{PB}_i}{\text{PB}} = \frac{(100 - \text{BEP}) - (100 - \% \text{kapasitas})}{(100 - \text{BEP})}$$

Dimana :

$\text{PB}_i$  = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai ( di bawah 100 %)

$\text{PB}$  = keuntungan pada kapasitas 100 %

% kap = % kapasitas yang tercapai

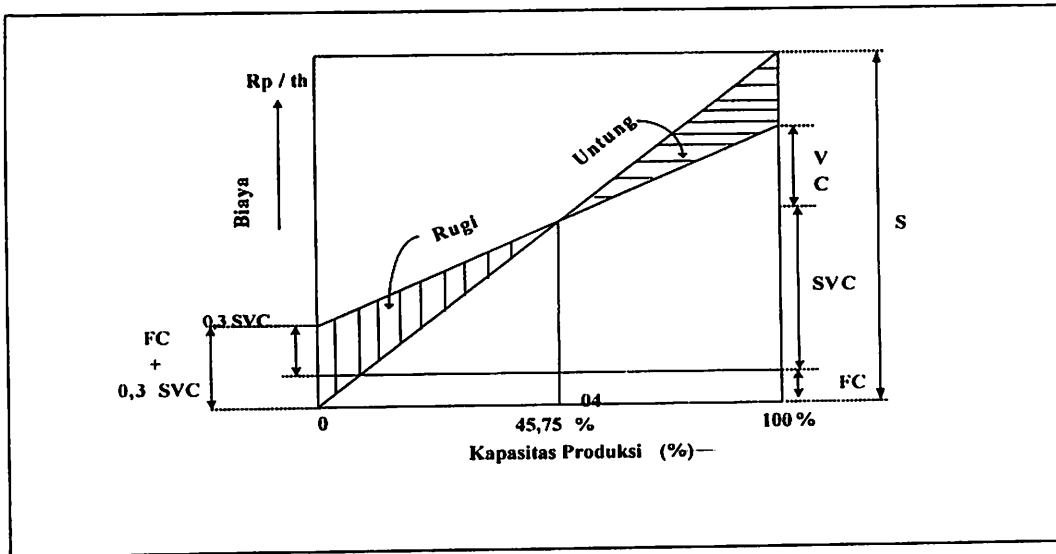
$$\frac{\text{PB}_i}{131.936.441.612,30} = \frac{(100 - 45,75) - (100 - 90)}{(100 - 45,75)}$$

$$\text{PB}_i = \text{Rp. } 7.133.231.876.064,25$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama adalah :

$C_A$  = laba bersih tahun pertama + depresiasi

$$= \text{Rp. } 7.139.010.093.278,30$$



Gambar 11.1. Break Even Point (BEP) Pra Rencana Pabrik Tetrahydrofuran

**D. Shut Down Point (SDP)**

Shut down point adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik yang masih boleh beroperasi.

$$SDP = \frac{0,3SVC}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\%$$

$$= 36,45 \%$$

Titik *shut down point* terjadi pada kapasitas :

$$= 36,45 \% \times 100.000 \text{ ton / tahun}$$

$$= 36.450,00 \text{ ton / tahun.}$$

**E. Net Present Value (NPV)**

Metode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih dengan nilai investasi sekarang.

Langkah-langkah menghitung NPV :

- a. Menghitung  $C_{A_0}$  (tahun ke - 0) untuk masa konstruksi 2 tahun

$$C_{A-2} = 40 \% \times FCI \times (1 + i)^2$$



$$= 40 \% \times \text{Rp. } 408.403.431.693,27 \times (1 + 0,12)^2$$

$$= \text{Rp. } 204.920.505.886,42$$

$$C_{A-1} = 60 \% \times \text{FCI} \times (1 + i)^1$$

$$= 60 \% \times \text{Rp. } 408.403.431.693,27 \times (1 + 0,12)^1$$

$$= \text{Rp. } 274.447.106.097,88$$

$$C_{A0} = - C_{A-1} - C_{A-2}$$

$$= -69.526.600.211,46$$

Menghitung NPV tiap tahun :

$$\text{NPV} = C_A \cdot F_d$$

Di mana :

$$F_d = \text{faktor diskon} = 1 / (1 + i)^n$$

i = tingkat bunga

C<sub>A</sub> = cash flow setelah pajak

n = tahun ke-n

**Tabel 11.1. Cash flow untuk NPV selama 10 tahun dengan nilai sisa = 0**

Tahun	Cashflow / CA (Rp)	Fd (i=0,12)	NPV
0	-69.526.600.211,46	1,00	-69.526.600.211,46
1	274.447.106.097,88	0,89	245.042.059.015,96
2	204.920.505.886,42	0,80	163.361.372.677,31
3	687.931.987.010,83	0,71	489.656.400.193,34
4	825.518.384.413,00	0,64	524.631.857.350,01
5	990.622.061.295,60	0,57	562.105.561.446,44
6	1.188.746.473.554,72	0,51	602.255.958.692,61
7	1.426.495.768.265,66	0,45	645.274.241.456,37
8	1.711.794.921.918,79	0,40	691.365.258.703,26
9	2.054.153.906.302,55	0,36	740.748.491.467,77
10	2.464.984.687.563,06	0,32	793.659.098.001,19
Nilai sisa	-	0,32	-
WCI	61.260.514.753,99	0,32	19.724.246.210,55
<b>Jumlah</b>			<b>5.408.297.945.003,35</b>

Karena harga NPV = (+) maka pabrik Butynediol layak untuk didirikan

**F. Internal Rate of Return (IRR)**

IRR memiliki pengertian yang sama dengan ROI namun memperhitungkan nilai waktu dan uang yang lebih akurat

**Tabel 11.2. Cash flow untuk IRR**

Tahun	Cashflow / CA (Rp)	Fd (i=0,12)	NPV1	Fd (I=28%)	NPV2
0	-69.526.600.211,46	1,00	-69.526.600.211,46	1,00	-69.526.600.211,46
1	274.447.106.097,88	0,89	245.042.059.015,96	0,78	214.411.801.638,97
2	204.920.505.886,42	0,80	163.361.372.677,31	0,61	125.073.550.956,06
3	687.931.987.010,83	0,71	489.656.400.193,34	0,48	328.031.533.723,27
4	825.518.384.413,00	0,64	524.631.857.350,01	0,37	307.529.562.865,57
5	990.622.061.295,60	0,57	562.105.561.446,44	0,29	288.308.965.186,47
6	1.188.746.473.554,72	0,51	602.255.958.692,61	0,23	270.289.654.862,32
7	1.426.495.768.265,66	0,45	645.274.241.456,37	0,18	253.396.551.433,42
8	1.711.794.921.918,79	0,40	691.365.258.703,26	0,14	237.559.266.968,83
9	2.054.153.906.302,55	0,36	740.748.491.467,77	0,11	222.711.812.783,28
10	2.464.984.687.563,06	0,32	793.659.098.001,19	0,08	208.792.324.484,33
Nilai sisa	-	0,32	-	0,08	-
WCI	61.260.514.753,99	0,32	19.724.246.210,55	0,08	5.188.967.436,24
Jumlah	11.821.349.716.851,00		5.408.297.945.003,35		2.391.767.392.127,30

$$\begin{aligned}
 \text{IRR} &= i_1 + \frac{\text{NPV}_1}{\text{NPV}_1 + \text{NPV}_2} \times (i_2 - i_1) \\
 &= 12 + \frac{5.408.297.945.003,35}{5.408.297.945.003,35 + 2.391.767.392.127,30} \times (28 - 12) \\
 &= 20 \% > 12 \%
 \end{aligned}$$

Karena IRR lebih besar dari bunga bank (12%), maka pabrik Tetrahidrofuram layak untuk didirikan.

## **BAB XII**

### **KESIMPULAN**

Pra rencana pabrik Tetrahydrofuran dari Dimetil Succinate dan Metanol dengan proses hidrogenasi ini menghasilkan Tetrahydrofuran. Ketersediaan Tetrahydrofuran ini dapat mencukupi kebutuhan dalam negeri akan bahan intermediet bagi pengembangan industri farmasi, kesehatan, industri plastik dan lain sebagainya. Sehingga dapat mengurangi ketergantungan terhadap negara lain.

Kesimpulan pra rencana pabrik Tetrahydrofuran ini dapat diambil dari berbagai aspek sebagai berikut :

#### **12.1. Segi Teknik**

Dari segi teknik, proses pembuatan Tetrahydrofuran ini cukup menguntungkan karena bahan baku pembantu yang digunakan mudah didapat dan berasal dari produk dalam negeri sehingga dapat digunakan sebagai penunjang dalam jangka waktu satu tahun dan proses dapat beroperasi pada kondisi menengah

#### **12.2. Segi Sosial**

Dari segi sosial, pabrik ini cukup menguntungkan karena :

- a. Menciptakan lapangan kerja
- b. Meningkatkan pendapatan perkapita daerah sekitar lokasi pabrik
- c. Mendorong terciptanya kemandirian bangsa dalam meningkatkan kualitas bidang industri.

### 12.3. Segi Lokasi Pabrik

- Dekat dengan sumber bahan baku
- Dekat dengan daerah pemasaran
- Tersedianya air, listrik dan bahan bakar
- Tersedianya sarana transportasi yang memadai
- Tenaga kerja yang berkualitas

### 12.4. Segi Kegunaan

Pegunaan Tetrahidrofuran diperlukan dalam bidang industri, yaitu sebagai bahan intermediet bagi pengembangan industri farmasi, kesehatan, industri plastik, dan lain sebagainya.

### 12.5. Segi Ekonomi

Ditinjau dari segi ekonomi Pra Rencana Pabrik Tetrahidrofuran ini layak untuk didirikan, dengan beberapa penilaian sebagai berikut :

a. *Total Capital Investment* (TCI) = Rp. 469.663.946.447,26

b. *Total Production Cost* (TPC) = Rp. 3.745.249.549.278,88

c. *Rate of Return* (ROI)

- ROI sebelum pajak = 46,15 %

- ROI sesudah pajak = 32,31 %

d. *Internal Rate of Return* (IRR) = 20 %

e. *Break Event Point* (BEP) = 45,75 %

f. *Pay Out Time* (POT) = 2,67 tahun

Dengan berbagai pertimbangan dari aspek-aspek tersebut diatas maka dapat disimpulkan bahwa Pabrik Tetrahydrofuran dengan kapasitas 100.000 ton/tahun ini layak didirikan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Brujn, L.A.de & Mulwijk, L., (1982). *Ketel Uap*. Bhratara Karyaaksara, Jakarta
- Fischer, Liang. (2001). Preparation of Tetrahydroforan.  
US.Patent.No.6.316.640.BI.
- Geankoplis, Christie J., (1993). *Transport Process & Unit Operation*, 3<sup>th</sup> edition,  
Prentice Hall Inc., New Delhi
- Hesse, H.C and J.H Rushton, 1954. *Process Equipment Design 1st Ed*. D.Van  
Nostrad Company LTD, USA.
- Kern, Donald Q., (1965). *Process Heat Transfer*. Mc Graw Hill International  
Book Company, Singapore
- Kouba, Snyder. (1987). Coproduction of Butanadiol and Tetrahydrofuran and  
Their Subsequent Separation From the Reaction Product Mixture
- L.E. Brownell, & E., Young, (1959). *Process Equipment Design*. John Wiley &  
Sons Inc., New York
- Ludwig, Ernest E., (1999). *Design For Chemical & Petroleum Plant*. Volume 2.  
3<sup>th</sup> edition. Gulf Professional Publishing Company, Houston
- Mc Adams, William, (1985). *Heat Transmission*. Mc Graw Hill International  
Book Company, Singapore
- Miller, Jr., J.W.; Schoor, G.R. & Yaws, C.L., (1976). *Chemical Engineering*. John  
Wiley & Sons Inc., New York

- Perry, Robert H. & Chilton, Cecil H., (1984). *Chemical Engineer's Handbook*. 4<sup>th</sup> edition. Mc Graw Hill Company, New York
- Tanabe, Toriya. (1978). Proseses for Preparing Tetrahidrofuran. Patent. No. 4.093.633.
- Timmerhaus, Peters M.S., (2003). *Plant Design & Economics For Chemical Engineering*. 5<sup>th</sup> edition. Mc Graw Hill International Book Company, Singapore
- Ulrich, Gael D., (1984). *A Guide To Chemical engineering Process Design & Economics*. John Willey Sons Inc., Kanada
- Vilbrant, Frank C., & Dryden, Charlese, (1959). *Chemical Engineering Plant Design*. 4<sup>th</sup> edition. Mc Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo
- Anonimous. <http://www.ACS.publications/index.html>, akses : 10 November 2009
- \_\_\_\_\_ <http://www.IFC.history/furfural /index.html>, akses : 25 November 2009
- \_\_\_\_\_ <http://www.chemicaland21.com/industrialchem/THF.htm>, akses : 19 November 2009
- \_\_\_\_\_ <http://www.chemicaland21.com/Dimethylsuccinate.htm>, akses : 19 November 2009
- \_\_\_\_\_ <http://www.chemicaland21.com/Methanol.htm>, akses : 19 November 2009
- \_\_\_\_\_ [http://www.nabond.com/Copper\\_chromite.html](http://www.nabond.com/Copper_chromite.html), akses : 14 November 2009

\_\_\_\_\_ [.http://www.osha.gov/Tetrahydrofuran.htm](http://www.osha.gov/Tetrahydrofuran.htm), akses : 08 Oktober 2009

\_\_\_\_\_ [.http://www.chemicalland21.com/1,4-Butanediol.htm](http://www.chemicalland21.com/1,4-Butanediol.htm), akses :  
26 November 2009

\_\_\_\_\_ [.http://www.wikipedia.org/wiki/Hidrogen.htm](http://www.wikipedia.org/wiki/Hidrogen.htm), akses : 08 Oktober  
2009

\_\_\_\_\_ [.http://www.wikipedia.org/wiki/Water.htm](http://www.wikipedia.org/wiki/Water.htm), akses : 08 Oktober 2009