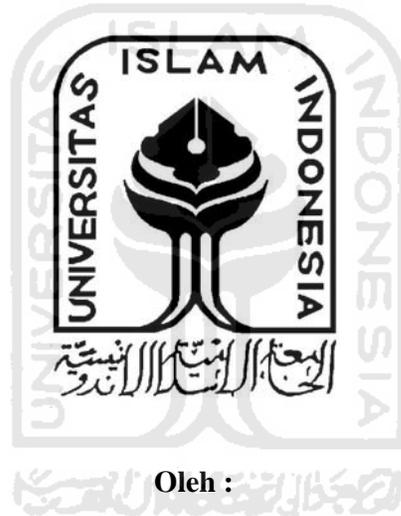


**PRA RANCANGAN PABRIK TETRAHYDROFURAN  
DARI 1,4 BUTANEDIOL  
KAPASITAS PRODUKSI 15.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia  
Konsentrasi Teknik Kimia**



Oleh :

Nama : Reza Kurnia                      Nama : Sunu Jatmiko  
No. Mhs : 02521107                      No. Mhs : 02521069

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA  
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA  
2012**

## **LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PRA RANCANGAN PABRIK**

**Saya yang bertanda tangan di bawah ini :**

**Nama : Reza Kurnia**

**Nama : Sunu Jatmiko**

**No. Mahasiswa : 02 521 107**

**No. Mahasiswa : 02 521 069**

Yogyakarta, Maret 2012

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.  
Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Tanda Tangan,

Tanda Tangan,

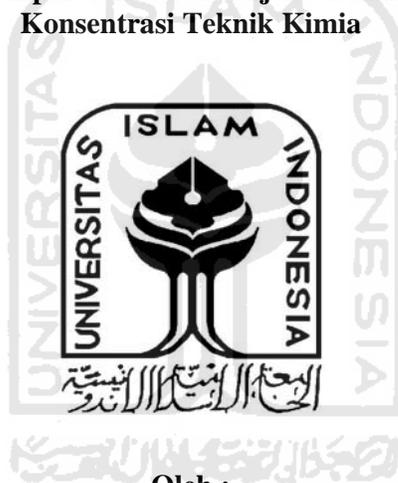
Reza Kurnia

Sunu Jatmiko

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**  
**PRA RANCANGAN PABRIK TETRAHYDROFURAN**  
**DARI 1,4 BUTANEDIOL**  
**KAPASITAS PRODUKSI 15.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia  
Konsentrasi Teknik Kimia



Oleh :

<b>Nama</b>	<b>: Reza Kurnia</b>	<b>Nama</b>	<b>: Sunu Jatmiko</b>
<b>No. Mhs</b>	<b>: 02521107</b>	<b>No. Mhs</b>	<b>: 02521069</b>

Yogyakarta, Maret 2012

**Dosen Pembimbing I,**

**Dosen Pembimbing II,**

**Faisal RM, Drs., Ir., MSIE., Ph.D**

**Ariany Zulkania, ST., M.Eng**



## HALAMAN PERSEMBAHAN

*Kami persembahkan Tugas Akhir ini untuk :*

*Ayahanda dan Ibunda yang sangat kami sayangi*

*Terima kasih atas segalanya, Doa, Didikan serta kasih sayang yang tak terhingga.*

*Semoga Allah SWT selalu melimpahkan Rahmat dan Berkah yang tiada terkira untuk Ayahanda dan Ibunda tercinta*

*Adik – adik kami tersayang, terimakasih atas dorongan dan doanya semoga selalu bahagia*

*Seluruh teman-teman PSRR dan kost Gandok Tambakan, yang selalu memberikan semangat dan dorongan, semoga apa yang kalian harapkan dapat segera terwujud*

## HALAMAN MOTTO

*“Mintalah pertolongan dari Allah dengan kesabaran dan Sholat. Sungguh Allah bersama orang-orang yang sabar”*

**(QS Al Baqarah ayat 153)**

*“Barang siapa memakan barang halal, maka sucilah agamanya, jernih hatinya, dan doanya pun tak akan terhalangi”*

*“Barang siapa menempuh jalan untuk menuntut ilmu, maka Allah memudahkan jalan bagi orang itu menuju surga”*

**(HR. Muslim)**

## KATA PENGANTAR



*Assalamu'alaikum Wr., Wb.*

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W., sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“PRA RANCANGAN PABRIK TETRAHYDROFURAN DARI 1,4 BUTANEDIOL KAPASITAS PRODUKSI 15.000 TON/TAHUN”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama di bangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Bapak Gumbolo Hadi Susanto, Ir., M.Sc., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
2. Ibu Dra., Hj. Kamariah Anwar, MS., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Faisal RM, Drs., Ir., MSIE., Ph.D selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir I, dan ibu Ariany Zulkania, ST., M.Eng selaku Dosen Pembimbing

Tugas Akhir II yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.

4. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Kedua orang tua, kakak, adik dan keluarga-keluarga saya tercinta atas do'a, kasih sayang, motivasi serta bimbingannya.
6. Seluruh teman-teman Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia Yogyakarta yang selalu membantu dan memberikan semangat.
7. Semua pihak yang tidak dapat saya sebutkan satu per satu, dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

Saya menyadari bahwa didalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak terdapat kekurangan, untuk itu saya mengharapkan kritik dan saran untuk kesempurnaan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Amin.

*Wassalamu'alaikum Wr.,Wb.*

Yogyakarta, Maret 2012

Penyusun

# DAFTAR ISI

<b>Halaman Judul</b> .....	<b>i</b>
<b>Halaman Pernyataan</b> .....	<b>ii</b>
<b>Halaman Pengesahan Pembimbing</b> .....	<b>iii</b>
<b>Halaman Pengesahan Penguji</b> .....	<b>iv</b>
<b>Halaman Persembahan</b> .....	<b>v</b>
<b>MOTTO</b> .....	<b>vi</b>
<b>Kata Pengantar</b> .....	<b>vii</b>
<b>Daftar Isi</b> .....	<b>ix</b>
<b>Daftar Tabel</b> .....	<b>xiv</b>
<b>Daftar Gambar</b> .....	<b>xvi</b>
<b>Abstrak</b> .....	<b>xvii</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN</b>	
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Tinjauan Pustaka .....	5
<b>BAB II PERANCANGAN PRODUK</b>	
2.1 Spesifikasi Bahan .....	7
2.1.1 Spesifikasi produk.....	7
2.1.2 Spesifikasi bahan baku.....	8
2.1.3 Spesifikasi bahan pembantu.....	9
2.2 Pengendalian Kualitas .....	10

### **BAB III PERANCANGAN PROSES**

3.1 Uraian Proses.....	12
3.1.1 Metode penentuan perancangan.....	14
3.1.2 Penentuan neraca massa.....	15
3.1.3 Neraca panas .....	18
3.2 Spesifikasi Alat.....	22
3.3 Perencanaan Produksi.....	50

### **BAB IV PERANCANGAN PABRIK**

4.1 Lokasi Pabrik.....	52
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik .....	52
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik .....	54
4.2 Tata Letak Pabrik .....	55
4.3 Tata Letak Alat Proses .....	59
4.4 Spesifikasi Alat Utilitas.....	64
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas).....	85
4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air .....	85
4.5.2 Unit Pembangkit Listrik.....	91
4.5.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar .....	94
4.5.4 Unit Pembangkit Steam .....	95
4.6 Laboratorium.....	96
4.6.1 Kegunaan Laboratorium .....	96
4.6.2 Program Kerja Laboratorium.....	97
4.6.3 Alat-Alat Utama Laboratorium.....	99

4.7 Kesehatan dan Keselamatan Kerja .....	100
4.8 Organisasi Perusahaan.....	101
4.8.1 Bentuk Perusahaan.....	101
4.8.2 Struktur Organisasi Perusahaan .....	102
4.8.3 Tugas dan Wewenang .....	104
4.8.3.1 Pemegang Saham.....	104
4.8.3.2 Dewan Komisaris .....	105
4.8.3.3 Dewan Direksi .....	105
4.8.3.4 Staf Ahli.....	106
4.8.3.5 Kepala Bagian .....	107
4.8.3.6 Kepala Seksi .....	109
4.8.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji .....	116
4.8.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	116
4.8.5.1 Jadwal <i>Non Shift</i> .....	116
4.8.5.2 Jadwal <i>Shift</i> .....	117
4.8.6 Penggolongan Jabatan, Jumlah karyawan dan gaji.....	118
4.8.6.1 Penggolongan Jabatan .....	118
4.8.6.2 Perincian Jumlah Karyawan .....	118
4.8.6.3 Sistem Gaji Pegawai.....	120
4.8.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	121
4.8.8 Manajemen Produksi .....	123

4.8.8.1	Perencanaan Produksi.....	123
4.8.8.2	Pengendalian Produksi .....	125
4.9	Analisa Ekonomi .....	125
4.9.1	Penaksiran Harga Peralatan .....	126
4.9.2	Dasar Perhitungan .....	129
4.9.3	Perhitungan Biaya .....	129
4.9.3.1	<i>Capital Investment</i> .....	129
4.9.3.2	<i>Manufacturing Cost</i> .....	129
4.9.3.3	<i>General Expanse</i> .....	130
4.9.4	Analisa Kelayakan .....	130
4.9.4.1	<i>Percent Return of Investment (ROI)</i> .....	130
4.9.4.2	<i>Pay Out Time (POT)</i> .....	131
4.9.4.3	<i>Discounted Cash Flow of Return (DCFR)</i> ....	131
4.9.4.4	<i>Break Even Point (BEP)</i> .....	131
4.9.4.5	<i>Shut Down Point (SDP)</i> .....	132
4.9.5	Hasil Perhitungan.....	132
4.9.5.1	Penentuan <i>Total Capital Investment (TCI)</i> ...	132
4.9.5.2	Biaya Produksi Total ( <i>Total Production Cost</i> )	133
4.9.5.3	Keuntungan ( <i>Profit</i> ) .....	134
4.9.5.4	Analisa Kelayakan .....	134

**BAB V PENUTUP**

5.1 Kesimpulan.....	138
5.2 Saran.....	140

<b>DAFTAR PUSTAKA.....</b>	<b>141</b>
----------------------------	------------

**LAMPIRAN**



## DAFTAR TABEL

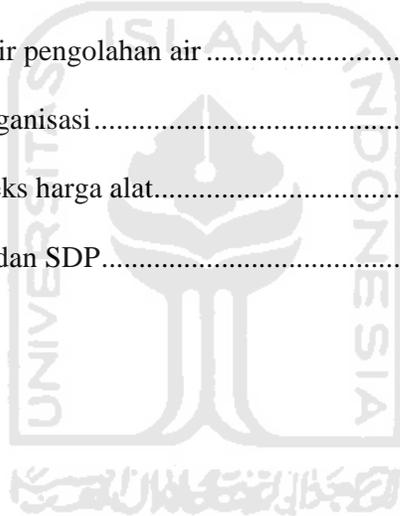
<b>Tabel 1.1</b>	Data import Tetrahydrofuran dari tahun 2005-2009.....	3
<b>Tabel 1.2</b>	Data pabrik Tetrahydrofuran di luar negeri.....	4
<b>Tabel 3.1</b>	Neraca massa total.....	16
<b>Tabel 3.2</b>	Neraca massa mixer ( MX-01 ).....	16
<b>Tabel 3.3</b>	Neraca massa separator drum-01 ( SD-01 ).....	16
<b>Tabel 3.4</b>	Neraca massa reactor-01 ( RK-01 ).....	17
<b>Tabel 3.5</b>	Neraca massa separator drum-02 ( SD-02 ).....	17
<b>Tabel 3.6</b>	Neraca massa separator drum-03 ( SD-03 ).....	17
<b>Tabel 3.7</b>	Neraca panas separator drum-01 ( SD-01 ).....	18
<b>Tabel 3.8</b>	Neraca panas reaktor-01 ( R-01 ).....	18
<b>Tabel 3.9</b>	Neraca panas separator drum-02 ( SD-02 ).....	18
<b>Tabel 3.10</b>	Neraca panas separator drum-03 ( SD-03 ).....	19
<b>Tabel 4.1</b>	Perincian luas tanah bangunan pabrik.....	57
<b>Tabel 4.2</b>	Kebutuhan air pendingin.....	90
<b>Tabel 4.3</b>	Kebutuhan listrik alat proses.....	92
<b>Tabel 4.4</b>	Kebutuhan listrik alat utilitas.....	92
<b>Tabel 4.5</b>	Kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC.....	93
<b>Tabel 4.6</b>	Kebutuhan <i>steam</i> .....	96
<b>Tabel 4.7</b>	Penggolongan jabatan.....	118
<b>Tabel 4.8</b>	Jumlah karyawan pada masing-masing bagian.....	118

<b>Tabel 4.9</b> Gaji pegawai.....	121
<b>Table 4.10.</b> Indeks harga alat pada berbagai tahun .....	127
<b>Tabel 4.11</b> <i>Fixed capital investment</i> .....	132
<b>Tabel 4.12.</b> <i>Working capital</i> .....	133
<b>Tabel 4.13.</b> <i>Manufacturing cost</i> .....	133
<b>Tabel 4.14.</b> <i>General expense</i> .....	134



## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 1.1</b>	Grafik kebutuhan Tetrahydrofuran di Indonesia .....	3
<b>Gambar 3.1</b>	Diagram alir kualitatif .....	20
<b>Gambar 3.2</b>	Diagram alir kuantitatif .....	21
<b>Gambar 4.1</b>	Tata letak pabrik .....	58
<b>Gambar 4.2</b>	<i>Lay out</i> peralatan proses .....	63
<b>Gambar 4.3</b>	Diagram alir pengolahan air .....	84
<b>Gambar 4.4</b>	Struktur organisasi.....	115
<b>Gambar 4.5</b>	Grafik indeks harga alat.....	128
<b>Gambar 4.6</b>	Nilai BEP dan SDP.....	137



## ABSTRACT

*Pre planning of Tetrahydrofuran factory of gas phase reaction process with capacities 15.000 ton/year is intended to fulfill requirement of Tetrahydrofuran which increase progressively, but until now there are no Tetrahydrofuran factory in Indonesia and this factory is planned to be built in Cilegon - Banten, West Java.*

*Tetrahydrofuran was made from 99,5% total conversion of 1,4-Butanediol as the raw material which reacted in a fixed bed multi tubes reactor. The operating condition of reactor is 250°C, 1 atm and Aluminium Oxide (Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) used as the catalyst.*

*To produce Tetrahydrofuran with capacity 15.000 ton/year need 18.750 ton/year of 1,4-Butanediol as raw materials and 9.538 ton/year of Aluminium Oxide as the catalyst.*

*Tetrahydrofuran factory determined as a low risk factory, because of the simply process mechanism and without high pressure. Tetrahydrofuran and other raw materials are unexplosively because has higher stability of storage tank.*

*Utilitas unit consisted of the irrigation unit, steam, electric power, and fuel. Beside waste processing unit is built to support the production process. This factory is also completed by the laboratory unit which always control the quality of raw material and the product as according to expected specification and including the employee safety and health.*

*A limited liability company with line and staff of the organization chart was plan in this pre planning. Employees work system based on office hours consisted of the shifts and non shifts employees. This plan require employees as much as 140 peoples and Tetrahydrofuran factory was planned to operate 335 days during 1 year.*

*Economic analysis show that the Return of Invesment (ROI) percent level before tax is 49.97% and after tax is 24.99%. Pay Out Time (POT) before tax is 1,67 years and after tax is 2,86 years. Break Event Point (BEP) equal to 49.84%, Shut Down Point (SDP) equal to 36.79% and Discounted Cash Flow Rate (DCFR) equal to 17.21%. Based on the economic calculation result, the tetrahydrofuran factory is reasonable enough to be built.*

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Perkembangan industri Indonesia, khususnya industri kimia terus meningkat, baik industri yang menghasilkan bahan jadi maupun industri yang menghasilkan bahan setengah jadi (*intermediate*) untuk bahan baku industri lainnya baik dalam negeri maupun luar negeri serta dapat menciptakan peluang kerja bagi masyarakat.

Tetrahydrofuran dengan rumus molekul  $C_4H_8O$  adalah salah satu senyawa organik heterosiklik yang mempunyai kegunaan sangat luas dalam industri kimia. Lebih dari 95% produk ini digunakan dalam industri sebagai bahan tengah (*intermediate*) yang mempunyai kegunaan utama sebagai bahan baku untuk pembuatan serat poliuretana elastomerik seperti Spandex, Tetrahydrofuran juga dapat dipolimerisasikan menggunakan asam kuat, menghasilkan polimer linear yang disebut poli(tetrametilena eter) glikol (PTMEG), juga dikenal sebagai PTMO, dan bahan baku pembuatan politetrametilena oksida. Selain itu Tetrahydrofuran juga digunakan sebagai pelarut dalam pembuatan karet dan PVC, serbagai pelarut berbagai macam senyawa polar maupun nonpolar, serta digunakan dalam hidroborasi untuk sintesis alkohol primer, dan lain-lain

Kebutuhan Tetrahydrofuran di dalam negeri maupun di luar negeri cukup besar, sedangkan pabrik dengan bahan baku Tetrahydrofuran di Indonesia belum tersedia sehingga untuk mencukupinya masih harus mengimpor dari luar negeri. Adanya pabrik Tetrahydrofuran ini diharapkan akan memenuhi kebutuhan dalam negeri, membuka kesempatan bagi Indonesia menjadi negara pengekspor Tetrahydrofuran ke luar negeri dan akan merangsang tumbuhnya industri-industri yang memproduksi Tetrahydrofuran menjadi bahan lain sehingga perekonomian negara meningkat. Pendirian pabrik ini didukung dengan adanya pabrik 1,4-Butanediol di Indonesia sebagai bahan baku utamanya.

### **1.1.1 Penentuan Kapasitas Pabrik**

Untuk menetapkan kapasitas produk Tetrahydrofuran setiap tahunnya perlu diketahui data seperti: statistik kebutuhan produk, kapasitas pabrik sejenis di luar negeri, dan bahan baku yang tersedia.

Penentuan kapasitas rancangan pabrik yang akan didirikan harus berada diatas kapasitas minimum atau sama dengan kapasitas pabrik yang sudah berjalan. Selain itu, penentuan kapasitas rancangan mampu memenuhi kebutuhan dalam negeri.

Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan kapasitas pabrik Tetrahydrofuran adalah:

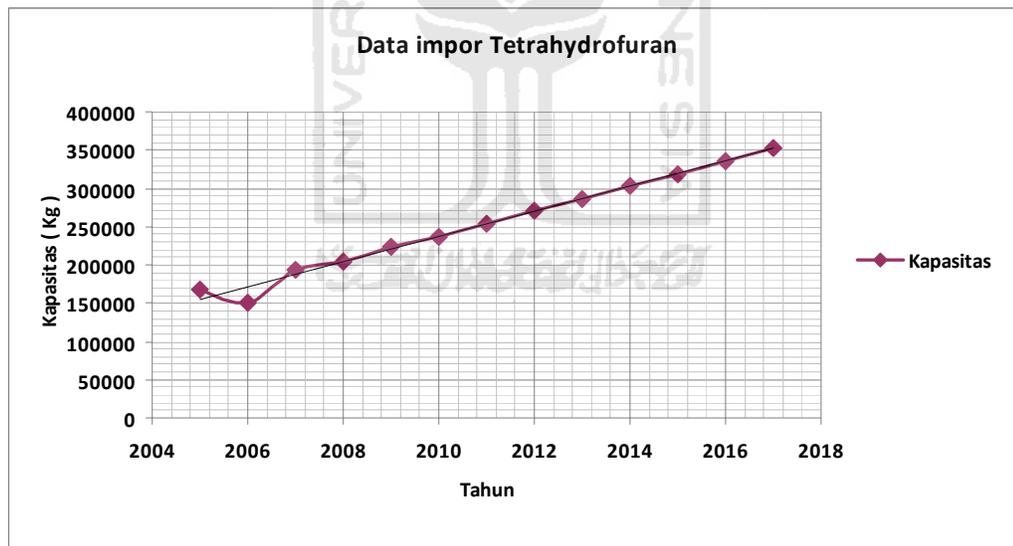
- **Perkiraan kebutuhan produk di Indonesia**

Berikut adalah grafik data impor Tetrahydrofuran dari tahun 2005-2009.

Tabel 1.1 Data impor Tetrahydrofuran

(Biro Pusat Statistik, 2010).

No	Tahun	impor (Ton)
1.	2005	167,465
2.	2006	150,935
3.	2007	193,928
4.	2008	204,489
5.	2009	222,708



**Grafik 1.1** Grafik kebutuhan Tetrahydrofuran di Indonesia

Dari data BPS diatas, Tetrahydrofuran mencapai kenaikan setiap tahunnya.

Oleh karena itu, dengan menggunakan metode pendekatan linier dapat diketahui

kabutuhan dari Tetrahydrofuran untuk tahun-tahun berikutnya. Sehingga di dapatkan jumlah kebutuhan Tetrahydrofuran dalam negeri pada tahun 2018 adalah 368,349 ton/tahun. Sedangkang kebutuhan Tetrahydrofuran untuk kawasan Asia-Pasifik pada tahun 2015 diperkirakan akan lebih dari 400.000 ton/tahun, dan untuk kebutuhan dunia pada tahun 2017 akan lebih dari 800.000 ton/tahun (<http://www.rubberworld.com>).

- **Kapasitas pabrik sejenis di luar negeri**

Berikut adalah data produksi Tetrahydrofuran dari pabrik-pabrik yang telah berdiri.

Tabel 1.2 Pabrik Tetrahydrofuran di luar negeri

Produsen	Lokasi	Kapasitas (Ton/thn)
DuPont	USA	45.000
BASF-Wyandotte GAF and Arco		30.000 44.000
BASF and GAF/Hüls	Western Europe	30.000
Mitsubishi Chemical and Toyo Soda	Japan.	33.000
Shanxi Sanwei Corporation	China	15.000
Lain-lain		4.000
Total		201.000

Pada perancangan ini dipilih kapasitas 15.000 ton/tahun. Dengan kapasitas sebesar ini diharapkan dapat mencukupi kebutuhan dalam negeri dan ekspor.

## 1.2 TINJAUAN PUSTAKA

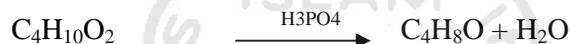
### 1.2.1 Macam-macam Proses

Secara komersial Tetrahydrofuran dapat diproduksi dengan proses-proses sebagai berikut:

#### a. Reppe Process

Pembuatan Tetrahydrofuran dengan proses ini membutuhkan Phosphoric Acid sebagai katalis.

Reaksinya:



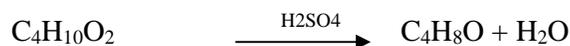
1,4-Butanediol dengan kemurnian 99% dengan katalis  $\text{H}_3\text{PO}_4$ , direaksikan pada fase cair dengan temperature diatas  $250^\circ\text{C}$  dan tekanan 100 bar (98 atm ).

Pada proses ini Reaktor dirancang harus tahan terhadap tekanan tinggi, selain itu efek samping yang tidak diinginkan pada proses ini adalah terjadinya gluing akibat pemakaian katalis asam. (US Patent, 1997).

#### b. Reaksi fase cair

Pada proses ini untuk menghasilkan Tetrahydrofuran, 1,4-Butanediol direaksikan pada fase cair dengan tekanan 1 atm, pada suhu  $200^\circ\text{C}$  menggunakan katalis  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .

Reaksinya:

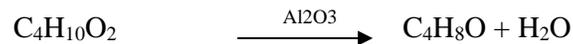


Proses ini menggunakan katalis asam sulfat yang merupakan komponen reaktif dan korosif, sehingga ketahanan alat terhadap korosi harus diperhatikan. (US Patent, 1997).

### c. Reaksi fase gas

Pada proses ini untuk menghasilkan Tetrahydrofuran, 1,4-Butanediol direaksikan di reactor fixed bed multi tube, pada fase gas dengan tekanan 1 atm, pada suhu 250 °C menggunakan katalis Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.

Reaksinya:



Proses ini menggunakan katalis Aluminium oxide, dan kelebihan dari katalis ini adalah tidak bersifat korosif dan memiliki umur katalis yang panjang. (US Patent, 1997).

Dalam beberapa proses yang telah diuraikan maka dipilih dengan proses reaksi fase gas katalis Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> pemilihan proses ini didasarkan pada:

- Bahan baku banyak terdapat di Indonesia dan kontinuitasnya dapat terjaga.
- Harga katalis yang relatif murah sehingga bisa menghemat biaya produksi.
- Prosesnya sederhana dengan tekanan operasi rendah meskipun suhunya agak tinggi, umur katalis panjang, sistem recovery energinya rendah dan Tetrahydrofuran yang dihasilkan kemurniannya tinggi.
- Karena prosesnya sederhana dan tidak mempunyai resiko korosifitas yang tinggi seperti pada proses lain, maka perawatan peralatan tidak begitu berat dan dapat menghemat investasi modal tetap untuk peralatan.

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan Tetrahydrofuran dirancang berdasarkan variabel utama yaitu: spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu dan pengendalian kualitas.

#### 2.1 Spesifikasi Bahan

##### 2.1.1 Spesifikasi Produk

###### 1. Tetrahydrofuran

Kemurnian	: 99 %
Impurities	: Air 1 %
Kelarutan	: Tercampur penuh dalam air
Kenampakan	: Cair
Warna	: Jernih tak berwarna
Rumus Molekul	: $C_4H_8O$
Berat Molekul	: 72,11 g/mol
Titik didih	: 66 °C ( pada 1 atm )
Titik beku	: -108,5 °C
Densitas at 20 °C	: 0,889 g/cm <sup>3</sup>
Spesifik Gravity at 20 °C	: 0,888 (liquid)
Temperature Kritis	: 267 °C

Tekanan Kritis	: 51,2 atm
Volume kritis	: 223,9 cm <sup>3</sup> /mol
Kapasitas Panas	: In Gas : 32,887 + 2,4554E-02 T + 6,0226E-04T <sup>2</sup> + (-6,2385E-07)T <sup>3</sup> + 1,8528E-10 T <sup>4</sup> : In Liquids : 63,393 + 4,0257E-01T + (-1,2686E-03)+ 1,8275E-06T <sup>3</sup>
Viskositas at 25 °C	: 0,48 cP (liquid)
Harga / Liter	: US\$ 5,5 Rp. 50.325,- ( 1 US\$ = Rp 9.150,- ) (www.detik.com akses 15 feb 2012)

## 2.1.2 Spesifikasi Bahan Baku

### 1. 1,4-Butanediol

Rumus Molekul	: C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>
Kemurnian	: 99 %
Impurities	: Air 1 %
Kelarutan	: Larut dalam air
Kenampakan	: Cair
Warna	: Jernih
Berat Molekul	: 90,12 g/mol
Titik didih	: 228 °C ( pada 1 atm )

Titik lebur	: 20.1 °C
Densitas at 20 °C	: 1,0171 g/cm <sup>3</sup>
Spesifik Gravity at 20 °C	: 1,017 (liquid)
Temperature Kritis	: 380 °C
Tekanan Kritis	: 49 atm
Volume kritis	: 297 cm <sup>3</sup> /mol
Kapasitas Panas	: In Gas : -7,265 + 5,5344E-01T + (-4,5299E-04)T <sup>2</sup> + 2,0616E- 07T <sup>3</sup> + (-3,8161E-11)T <sup>4</sup>
	: In Liquids : 10,3030 + (1,5972E+00)T+ (-3,8628E-03)T <sup>2</sup> + 3,7022E- 06T <sup>4</sup>
Viskositas at 25 °C	: 71,6 cP (liquid)
Harga / Liter	: US\$ 3 Rp. 27.450,-

### 2.1.3 Bahan Pembantu

#### 1. Katalisator (Aluminium Oxide)

Rumus molekul	: Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>
Bahan	: Padat
Bentuk	: Bulat berpori
Berat Molekul	: 101,96 g/mol
Diameter Partikel	: 1 – 5 mm

Partikel density	: 4,1 g/cm <sup>3</sup>
Spesific surface area	: 370 m <sup>2</sup> /g
Bulk density	: 1,28 gm/cc
Sp gr	: 3,97 g/cm <sup>3</sup>
Porosity ( $\epsilon$ )	: 0
Harga / Kg	: US\$ 0.82
	Rp. 7.503,-

## 2.2 Pengendalian Kualitas

Kualitas merupakan salah satu daya tarik konsumen terhadap suatu produksi. Oleh sebab itu mempertahankan mutu barang merupakan salah satu hal yang terpenting yang memerlukan perhatian khusus dari perusahaan.

Untuk mempertahankan dan menjaga mutu produk agar sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan maka perlu dilakukan :

1. Menjaga kualitas produk dari segi :
  - Kadar produk minimum 99 % sesuai dengan spesifikasi yang dibutuhkan pasar
  - Performance fisik yang meliputi : bau, warna, packing, dan lain-lain
  - Menjaga kebersihan produk baik saat proses maupun pasca proses
2. Melakukan pengendalian mutu sesuai standar ISO 9001 maupun ISO 14001 baik pada prosesnya maupun dampak lingkungan,. Hal tersebut dapat dilakukan dengan cara :

- Uji laboratorium produk setiap hari (intern pabrik)
  - Uji produk secara berkala sesuai peraturan standar mutu yang berlaku
  - Survei kepada konsumen
3. Memastikan semua peralatan bekerja sesuai dengan fungsinya sehingga dapat diperoleh produk sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan.



## **BAB III**

### **PERANCANGAN PROSES**

Untuk mencapai kualitas produk yang diinginkan maka pada perancangan pabrik Tetrahydrofuran perlu memilih proses yang tepat agar proses produksi lebih efektif dan efisien.

#### **3.1 Uraian Proses**

Secara garis besar proses pembuatan Tetrahydrofuran dapat dibagi menjadi 3 tahap proses, yaitu ;

1. Persiapan Bahan baku
2. Proses Reaksi dalam Reaktor
3. Pemisahan dan Pemurnian Produk

##### **1. Persiapan Bahan Baku**

Bahan baku pembuatan Tetrahydrofuran dengan fase gas adalah 1,4-Butanediol dengan katalis Aluminium Oxide.

1,4-Butanediol dengan kadar 99 % berat dengan Impurities Air dengan kadar 1 % berat , dari tangki 01 (T-01) yang bekerja pada suhu 30 °C, tekanan 1 atm dipompakan untuk dicampur dengan arus recycle dari separator drum 02 (MD-02), sebelum diumpankan ke vaporizer 01 (VP-01) pada takanan 1 atm dipanaskan dengan pemanas (HE-01) sampai 169,32 °C untuk diuapkan. Hasil keluar vaporizer 01 (VP-01) yang berupa

campuran uap cair kemudian dipisahkan dalam separator drum 01 (SD-01). Hasil atas separator yang berupa uap kemudian diumpankan ke reaktor, di mana sebelum diumpankan ke reactor pada takanan 1 atm dipanaskan dengan pemanas (HE-02) sampai 250 °C. Sedangkan hasil bawah separator yang berupa cairan di recycle kembali ke vaporizer 01 (VP-01).

## 2. Reaksi dalam Reaktor

Gas campuran 1,4-Butanediol dengan air diumpankan melalui bagian atas reaktor *fixed bed multitube* di mana reaksi akan terjadi dengan bantuan katalisator Aluminium Oxide setelah sebelumnya umpan gas dipanaskan menggunakan pemanas (HE-02).

Reaktor bekerja pada tekanan umpan 1 atm dan suhu 250 °C. Reaktor bekerja secara non-isothermal non-adiabatis. Dalam reaktor terjadi reaksi 1,4-Butanediol membentuk Tetrahydrofuran dengan konversi total 99,5 % terhadap 1,4-Butanediol. Reaksi berjalan eksotermis sehingga perlu pendinginan untuk menjaga suhu reaksi agar tidak melampaui batas-batas yang sudah ditentukan. Pendingin yang digunakan adalah air.

## 3. Pemisahan dan Pemurnian Produk

Gas keluar reaktor yang masih bersuhu tinggi kemudian didinginkan dan di embunkan sebagian di kondensor 01 (CD-01) yang bekerja pada suhu 114,36 °C tekanan 1 atm. Hasil keluar kondensor 01

yang berupa campuran uap-cair selanjutnya diumpankan ke separator drum 02 (SD-02) untuk dipisahkan gas dan cairan. Gas hasil atas keluar SD-02 selanjutnya diumpankan ke kondensor 02 (CD-02), untuk didinginkan dan diembunkan sebagian pada suhu 73,60 °C tekanan 1 atm. Sedangkan hasil bawah separator drum 02 (SD-02) yang berupa 1,4-Butanediol, dan air direcycle kembali ke mixer 01 (MX-01). Hasil keluar kondensor 02 yang berupa campuran uap-cair selanjutnya diumpankan ke separator drum 03 (SD-03) untuk memisahkan gas dan cairan sebagai langkah terakhir pemurnian. Hasil atas separator drum 03 (SD-03) yang berupa Tetrahydrofuran, dan air dengan kemurnian 99 % dengan suhu 69,27 °C kemudian di didinginkan dan diembunkan di kondensor 03 (CD-03), sampai dengan suhu 30 °C dengan tekanan 1 atm, dan kemudian disimpan di Tangki Penyimpanan 02 (TP-02). Hasil bawah dari separator drum 03 (SD-03) berupa air kemudian dibuang ke unit pengolahan limbah.

### **3.1.1 Metode Penentuan Perancangan**

Pengaturan perencanaan pendirian pabrik tetrahydrofuran dari bahan baku 1,4-butadienol dengan kapasitas 15.000 ton/tahun meliputi : neraca massa, neraca panas dan spesifikasi alat. Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kapasitas dari pabrik sejenis yang telah berdiri. Kebutuhan akan tetrahydrofuran dari tahun ke tahun semakin meningkat, mengingat tetrahydrofuran merupakan produk intermediet yang biasa digunakan oleh pabrik-pabrik lain dalam produksi

produknya. Bahan baku tetrahydrofuran, yaitu 1,4-butadienol diperoleh dari PT. Merck Chemicals Indonesia.

### 3.1.2 Penentuan Neraca Massa

Pengaturan neraca massa pendirian pabrik tetrahydrofuran dari bahan baku

1,4-butadienol dengan kapasitas 15.000 ton/tahun meliputi :

1. Neraca massa total
2. Neraca massa mixer
3. Neraca massa separator drum 01
4. Neraca massa reaktor
5. Neraca massa separator drum 02
6. Neraca massa separator drum 03
7. Basis Perhitungan Neraca Massa :

Kapasitas Produk : 15.000 ton/tahun

Diambil dalam 1 tahun : 330 hari kerja

Basis Perhitungan : 1 jam

$$= \frac{15.000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{335 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 1865,6716 \text{ kg/jam}$$

### 1. Neraca massa total

Neraca massa total dapat ditabulasikan pada tabel berikut ini :

Tabel 3.1 Neraca massa total

Komponen	Masuk, Kg/Jam	Keluar, Kg/Jam	
		Produk	Limbah
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	2308.7687	-	-
H <sub>2</sub> O	23.3209	18.6567	466.4179
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O	-	1847.0149	-
		1865.6716	466.4179
<b>Total</b>	<b>2332.0896</b>	<b>2332.0896</b>	

### 2. Mixer (MX-01)

Tabel 3.2 Neraca massa mixer (MX-01)

Komponen	Masuk, Kg/Jam		Keluar, Kg/Jam
	Tangki	Recycle SD-02	
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	2308.7687	11.6019	2320.3705
H <sub>2</sub> O	23.3209	0.1172	23.4381
	2332.0896	11.7190	
<b>Total</b>	<b>2343.8086</b>		<b>2343.8086</b>

### 3. Separator Drum 01 (SD-01)

Tabel 3.3 Neraca massa separator drum 01 (SD-01)

Komponen	Masuk, Kg/Jam	Keluar, Kg/Jam	
		Top (Inlet reactor)	Bottom (Recycle)
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	2320.3705	2320.3705	580.0926
H <sub>2</sub> O	23.4381	23.4381	5.8595
		2343.8086	585.9521
<b>Total</b>	<b>2343.8086</b>	<b>2929.7607</b>	

#### 4. Reaktor *Fixed Bed Multitube* (RK-01)

Tabel 3.4 Neraca massa reaktor *fixed bed multitube* (RK-01)

Komponen	Masuk, Kg/Jam	Keluar, Kg/Jam
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	2320.3705	11.6019
H <sub>2</sub> O	23.4381	485.1918
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O	-	1847.0149
<b>Total</b>	<b>2343.8086</b>	<b>2343.8086</b>

#### 5. Separator Drum 02 (SD-02)

Tabel 3.5 Neraca massa separator drum 02 (SD-02)

Komponen	Masuk, Kg/Jam	Keluar, Kg/Jam	
		Top (Inlet MD-03)	Bottom (Inlet MX-01)
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	11.6019	-	11.6019
H <sub>2</sub> O	485.1918	485.0746	0.1172
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O	1847.0149	1847.0149	-
		2332.0896	11.7190
<b>Total</b>	<b>2343.8086</b>	<b>2343.8086</b>	

#### 6. Separator Drum 03 (SD-03)

Tabel 3.6 Neraca massa separator drum 03 (SD-03)

Komponen	Masuk, Kg/Jam	Keluar, Kg/Jam	
		Top (Produk)	Bottom (Limbah cair)
H <sub>2</sub> O	485.0746	18.6567	466.4179
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O	1847.0149	1847.0149	-
		1865.6716	466.4179
<b>Total</b>	<b>2332.0896</b>	<b>2332.0896</b>	

### 3.1.3 Neraca Panas

#### 1. Neraca Panas Separator Drum 01 (SD-01)

Tabel 3.7 Neraca panas Separator Drum 01 (SD-01)

No	Arus	Masuk, kkal/j	Keluar, kkal/j
1	Umpan Masuk	1.000.007,7435	
2	Hasil atas		662.162,7334
3	Hasil Bawah		337.845,0101
	<b>Total</b>	<b>1.000.007,7435</b>	<b>1.000.007,7435</b>

#### 2. Neraca Panas Reaktor 01 (RK-01)

Tabel 3.8 Neraca panas reactor (RK-01)

No	Arus	Masuk, kkal/j	Keluar, kkal/j
1	Panas Masuk	218.222,2059	
2	Panas Keluar		232.488,6070
3	Panas Reaksi	-2.977,0367	
4	Panas Diambil Pendingin		-17.243,4378
	<b>Total</b>	<b>215.245,1692</b>	<b>215.245,1692</b>

#### 3. Neraca Panas Separator Drum 02 (SD-02)

Tabel 3.9 Neraca panas Separator Drum 02 (SD-02)

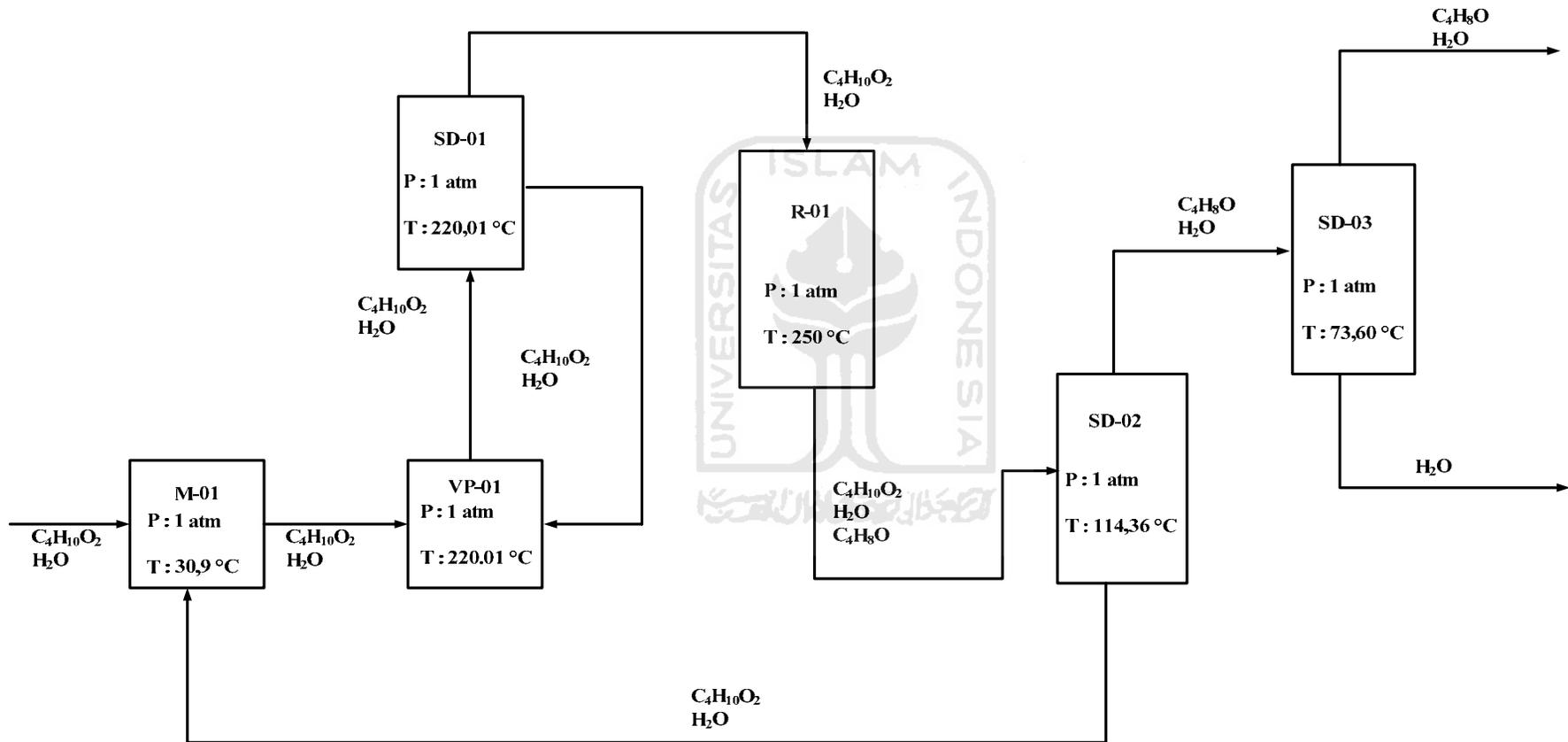
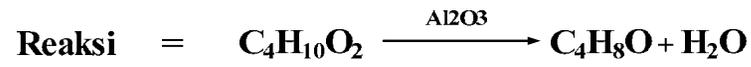
No	Arus	Masuk, kkal/j	Keluar, kkal/j
1	Umpan Masuk	286.890,8722	
2	Hasil atas		145.347,3852
3	Hasil Bawah		141.543,4870
	<b>Total</b>	<b>286,890.8722</b>	<b>286,890.8722</b>

#### 4. Neraca Panas Separator Drum 03 (SD-03)

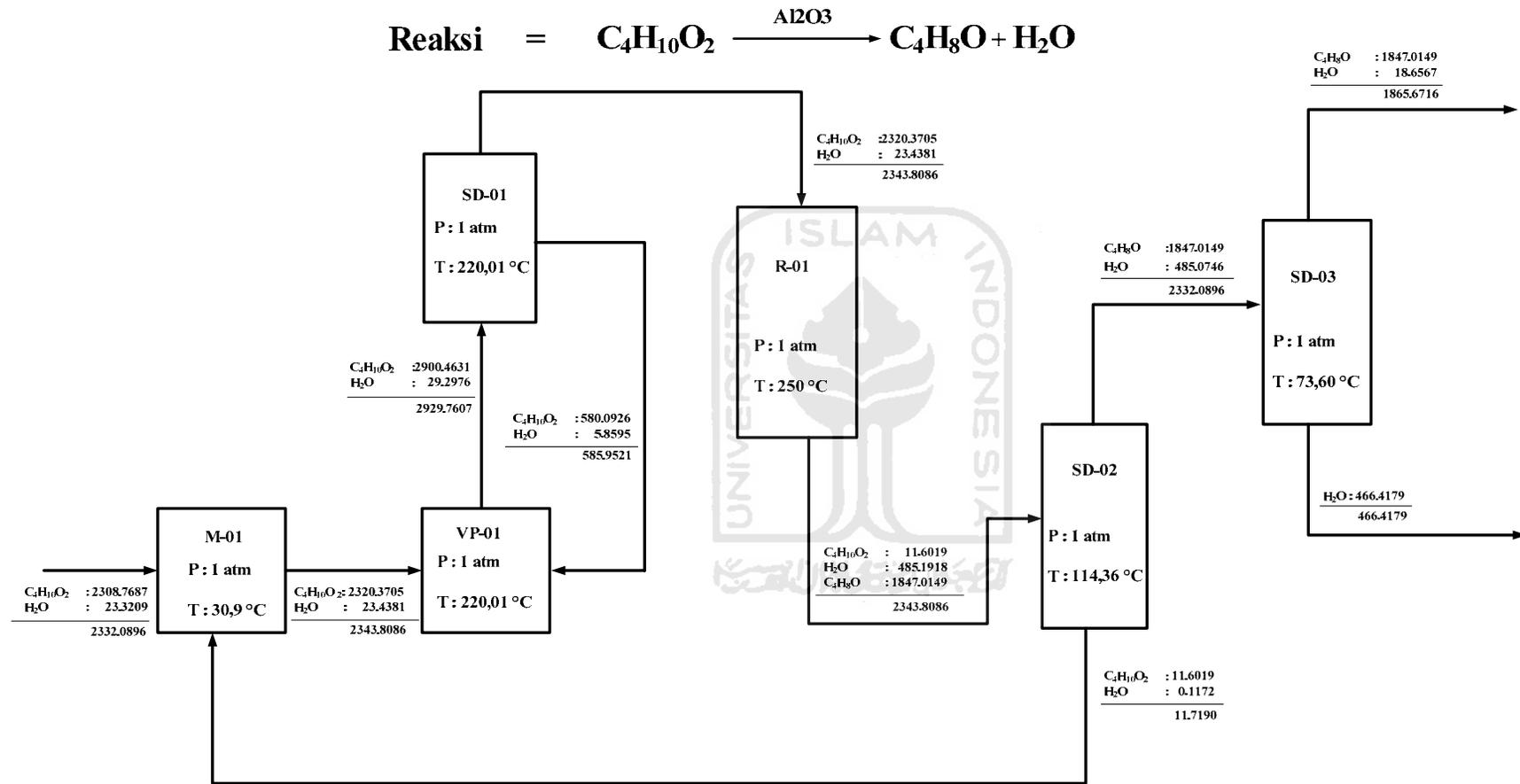
Tabel 3.10 Neraca panas Separator Drum 03 (SD-03)

No	Arus	Masuk, kkal/j	Keluar, kkal/j
1	Umpan Masuk	201,889.1914	
2	Hasil atas		96.908,0333
3	Hasil Bawah		104.981,1581
	<b>Total</b>	<b>201,889.1914</b>	<b>201.889,1914</b>





Gambar 3.1 Diagram Kualitatif  
Produksi Tetrahidrofurani dari 1,4 Butanediol  
Kapasitas 15.000 ton/tahun



Gambar 3.2 Diagram Kuantitatif  
 Produksi Tetrahydrofuran dari 1,4 Butanediol  
 Kapasitas 15.000 ton/tahun

### 3.2 Spesifikasi Alat

#### 1. Tangki Penyimpanan 1,4-Butanediol (TP-01).

Fungsi : Untuk menyimpan bahan baku 1,4-Butanedio dalam fase cair untuk kebutuhan 7 hari sebanyak 391.791,0448 kg

Kode : T - 01

Kondisi penyimpanan :

- Temperatur : 303 K
- Tekanan : 1 atm
- Kondisi : Fase cair

Tipe : Tangki silinder tegak dengan *conical roof*, *flat bottom*

Volume : 1.196,6084 m<sup>3</sup>

Jumlah : 1 buah

Dimensi tangki : Diameter = 18.2880 m

Tinggi = 10.1108 m

Bahan Konstruksi : *Carbonsteel SA-283 grade C*

Harga : US\$ 263,699

Rp. 2.412.845.850,- ( 1 US\$ = Rp 9.150,- )

([www.detik.com](http://www.detik.com) akses 15 feb 2012)

## 2. Tangki Penyimpanan Tetrahydrofuran (TP-02).

Fungsi	: Untuk menyimpan produk Tetrahydrofuran selama 7 hari sebanyak 313.432,8358 kg/jam
Kode	: T-02
Kondisi penyimpanan	: <ul style="list-style-type: none"> <li>• Temperatur : 303 K</li> <li>• Tekanan : 1 atm</li> <li>• Kondisi : Fase cair</li> </ul>
Tipe	: Tangki silinder tegak dengan <i>conical roof</i> , <i>flat bottom</i>
Volume	: 988,4292 m <sup>3</sup>
Jumlah	: 1 buah
Dimensi tangki	: Diameter = 15,2400 m Tinggi = 9,6449 m
Bahan Konstruksi	: <i>Carbonsteel SA-283 grade C</i>
Harga	: US\$ 232,898 Rp. 2.131.016.700,-

### 3. Mixer (MX-01)

Fungsi : Tempat mencampur bahan baku dari TP-01 dengan recycle dari SD-02 agar sesuai dengan spesifikasi bahan baku yang diinginkan.

Type : Tangki Silinder tegak berpengaduk

Dimensi Mixer :

- Diameter : 1 m
- Tinggi : 1,9 m
- Tebal shell : 3/16 in
- Tebal head : 3/16 in

Dimensi Pengaduk

Digunakan Marine Propeller dengan 3 blade

- Diameter impeller : 0.34 m
- Kecepatan pengaduk : 172,6024 rpm
- Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 6,974

Rp. 63.812.100,-

### 3. Vaporizer - 01 (VP-01)

Fungsi : Mengubah fase 1,4-Butanediol umpan reaktor dari fase cair ke fase uap pada suhu masuk 452,45 K, dan suhu keluar 493,01 K sebanyak 2.929.7607 kg/jam

Tipe : *Double Pipe Vaporizer*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Tekanan : 1 atm

Luas transfer panas : 129,7753 ft<sup>2</sup>

UD : 110,0000 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Uc : 181,9795 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

*Dirt Factor* (Rd) : 0,0036 jam ft<sup>2</sup>.°F/Btu

Panjang Pipa : 298 ft

Jumlah *Hairpin* : 7

Spesifikasi *Iner Pipe* Spesifikasi *Anulus*

- |                                   |  |
|-----------------------------------|--|
| • <i>Hot fluid</i> : <i>Steam</i> | • <i>Cold fluid</i> : Umpan dari ME-01 |
| • OD : 1,66 in                    | • OD : 2,38 in                         |
| • ID : 1,38 in                    | • ID : 2,67 in                         |
| • Pressure drop : 0,2861 Psi      | • Pressure drop: 0,5201 Psi            |

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 20,340

Rp. 186.111.000,-

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

Fungsi : Memisahkan campuran uap-cair yang keluar dari vaporizer-01 pada suhu 493,01 K sebanyak 2343,8086 kg/jam uap dan 585,9521 kg/jam cair.

Tipe : Tangki vertikal

Jumlah : 1 buah

Dimensi separator :

- Diameter *Shell* : 0,61 m
- Tinggi *Shell* : 6,70 m
- Tebal *Shell* : 1 3/8 in
- Tinggi *Head* : 0,21 m
- Tebal *Head* : 1 3/8 in
- Tinggi total SD-01 : 7,1 m

Bahan konstruksi : Carbonsteel SA-283 grade C

Harga : US\$ 20,776  
Rp. 190.100.400,-

#### 5. Separator Drum-02 (SD-02)

Fungsi : Memisahkan campuran uap-cair yang keluar dari condenser-01 pada suhu 387,36 K sebanyak 2.332,0896 kg/jam uap dan 11,7190 kg/jam cair.

Tipe : Tangki vertikal

Jumlah	: 1 buah
Dimensi separator	:
• Diameter <i>Shell</i>	: 0,84 m
• Tinggi <i>Shell</i>	: 1,05 m
• Tebal <i>Shell</i>	: 3/16 in
• Tinggi <i>Head</i>	: 0,18 m
• Tebal <i>Head</i>	: 3/16 in
• Tinggi total SD-02	: 1,41 m
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA 283 Grade C
Harga	: US\$ 32,835 Rp. 300.440.250,-

#### 6. Separator Drum-03 (SD-03)

Fungsi	: Memisahkan campuran uap-cair yang keluar dari condenser-02 pada suhu 346,60 K sebanyak 1.865,6716 kg/jam uap dan 466,4179 kg/jam cair.
Tipe	: Tangki vertikal
Jumlah	: 1 buah
Dimensi separator	:
• Diameter <i>Shell</i>	: 0,51 m
• Tinggi <i>Shell</i>	: 6,55 m
• Tebal <i>Shell</i>	: 3/16 in

- Tinggi *Head* : 0,13 m
- Tebal *Head* : 3/16 in
- Tinggi total SD-02 : 6,80 m

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : US\$ 16,127

Rp. 147.562.050,-

### 7. Reaktor-01 (RK-01)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi fase gas 1,4-Butanediol menjadi Tetrahydrofuran dan air sebanyak 2343,809 kg/jam dengan katalis  $Al_2O_3$ .

Tipe : *Fixed Bed Multitube*

Jumlah : 1 buah

Kondisi : Non-adiabatis non-isotermal

- Tekanan : 1 atm
- Suhu masuk : 523 K
- Suhu keluar : 526,47 K

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Tebal dinding : 0,2 in

Tebal *head* : 0,2 in

Katalis :

- Jenis : *aluminium Oxide*
- Bentuk : Padatan
- Densitas katalis : 3,97 g/cm<sup>3</sup>

- Diameter : 1-5 mm
- Tebal isolasi : 1,3 in

Diameter kolom : 0,76 m

Tinggi reaktor : 2,6 m

Jumla Tube : 290

ID Tube : 1,05 in

OD Tube : 1,32 in

Jumlah Baffle : 12

Harga : US\$ 369,598

Rp. 3.381.821.700,-

#### 8. Heat Exchanger (HE-01)

Fungsi : Menaikkan suhu umpan dari 303,90 K menjadi 442,32 K sebelum masuk ke Vaporizer sebanyak 2343,8086 kg/jam, dengan media pemanas dari *steam*.

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Tekanan : 1 atm

Luas transfer panas : 85,6849 ft<sup>2</sup>

UD : 100,0000 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Uc : 191,4067 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

*Dirt Factor (Rd)* : 0,0048 jam ft<sup>2</sup> °F/Btu

Panjang Pipa : 197 ft

Jumlah *Hairpin* : 8

Spesifikasi *Iner Pipe* :

- *Hot fluid* : *Steam*
- OD : 1,66 in
- ID : 1,38 in
- Pressure drop : 0,5061 Psi

Spesifikasi *Anulus* :

- *Cold fluid* : Umpan dari Mixer-01
- OD : 2,38 in
- ID : 2,67 in
- Pressure drop : 0,3122 Psi

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 2,179

Rp. 19.937.850,-

## 9. Heat Exchanger (HE-02)

Fungsi : Menaikkan suhu umpan dari 493,01 K menjadi 523 K sebelum masuk ke Reaktor sebanyak 2343,8086 kg/jam, dengan media pemanas dari *steam*.

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Tekanan : 1 atm

Luas transfer panas : 27,8105 ft<sup>2</sup>

UD	: 100,0000 Btu/jam.ft <sup>2</sup> . <sup>0</sup> F
Uc	: 172,9070 Btu/jam.ft <sup>2</sup> . <sup>0</sup> F
<i>Dirt Factor (Rd)</i>	: 0,0042 jam ft <sup>2</sup> <sup>0</sup> F/Btu
Panjang Pipa	: 64 ft
Jumlah <i>Hairpin</i>	: 2
Spesifikasi <i>Iner Pipe</i>	:
• <i>Hot fluid</i>	: <i>Steam</i>
• OD	: 1,66 in
• ID	: 1,38 in
• Pressure drop	: 0.1046 Psi
Spesifikasi <i>Anulus</i>	:
• <i>Cold fluid</i>	: Umpan dari Mixer-01
• OD	: 2,38 in
• ID	: 2,67 in
• Pressure drop	: 0,2320 Psi
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US\$ 1,598
	Rp. 14.621.700,-

**10. Condensor (CD-01)**

Fungsi : Mengembunkan sebagian gas keluar Reaktor-01 dengan suhu masuk 526,47 K dan suhu keluar 387,36 K.

Jenis : *Double Pipe with cooling water*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Tekanan : 1 atm

Luas transfer panas : 16,7918 ft<sup>2</sup>

UD : 72,3783 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Uc : 84,5059 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

*Dirt Factor* (Rd) : 0,002 jam ft<sup>2</sup> °F/Btu

Panjang Pipa : 48 ft

Jumlah Hairpin : 2

Spesifikasi *Iner Pipe* :

- *Cold fluid* : Water
- OD : 1,66 in
- ID : 1,38 in
- Pressure drop : 0,215 Psi

Spesifikasi *Anulus* :

- *Hot fluid* : Uap dari Reaktor-01
- OD : 2,38 in
- ID : 2,67 in
- Pressure drop : 0,004 Psi

Jumlah : 1 buah  
 Harga : US\$ 24,409  
 Rp. 223.342.350,-

### 11. Condensor (CD-02)

Fungsi : Mengembunkan sebagian gas keluar Separator Drum-02 dengan suhu masuk 387,36 K dan suhu keluar 346,60 K.

Jenis : *Double Pipe with cooling water*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Tekanan : 1 atm

Luas transfer panas : 115,0292 ft<sup>2</sup>

UD : 84,9969 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Uc : 101,1588 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

*Dirt Factor (Rd)* : 0,002 jam ft<sup>2</sup>.°F/Btu

Panjang Pipa : 280 ft

Jumlah Hairpin : 7

Spesifikasi *Iner Pipe* :

- *Cold fluid* : Water
- OD : 1,66 in
- ID : 1,38 in
- Pressure drop : 8,4232 Psi

Spesifikasi *Anulus* :

- *Hot fluid* : Uap dari Separator Drum-02

- OD : 2,38 in
  - ID : 2,67 in
  - Pressure drop : 0,008 Psi
- Jumlah : 1 buah
- Harga : US\$ 36,758
- Rp. 336.335.700,-

## 12. Condensor (CD-03)

- Fungsi : Mengembunkan semua gas keluar Separator Drum-03 dengan suhu masuk 346,60 K dan suhu keluar 303 K.
- Jenis : *Double Pipe with cooling water*
- Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
- Tekanan : 1 atm
- Luas transfer panas : 115,1921 ft<sup>2</sup>
- UD : 85,1173 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Uc : 90,2860 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Dirt Factor (Rd)* : 0,002 jam ft<sup>2</sup> °F/Btu
- Panjang Pipa : 280 ft
- Jumlah Hairpin : 7
- Spesifikasi *Iner Pipe* :
- *Cold fluid* : Water
  - OD : 1,66 in

- ID : 1,38 in
- Pressure drop : 1,8656 Psi

Spesifikasi *Anulus* :

- *Hot fluid* : Uap dari Reaktor-01
- OD : 2,38 in
- ID : 2,67 in
- Pressure drop : 0,0062 Psi

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 36,613

Rp. 335.008.950,-

### 13. Pompa (P-01)

Fungsi : Untuk memompa 1,4-Butanediol ke tangki penyimpanan (TP-01) dengan tekanan 1 atm sebanyak 2.332,0896 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Carbon Steel SA-285 grade C*

Kapasitas : 26,133 gpm

Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 1.500 rpm

Ukuran pipa :

- NPS : 2 in
- Sch No : 40
- OD : 2,33 in

- ID : 2,067 in
  - Head pompa : 9,4064 meter
  - Power pompa : 0,1781 HP
  - Power motor : 0,25 HP
- Jumlah : 1 buah
- Harga : US\$ 6,538
- Rp. 59.822.700,-

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

- Fungsi : Untuk memompa 1,4-Butanediol dari tangki penyimpanan (TP-01) ke Mixer-01 pada tekanan 1 atm sebanyak 2.332,0896 kg/jam
- Jenis : *Centrifugal Pump*
- Bahan : *Carbon Steel SA-285 grade C*
- Kapasitas : 26,133 gpm
- Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 1.500 rpm
- Ukuran pipa :
- NPS : 2 in
  - Sch No : 40
  - OD : 2,33 in
  - ID : 2,067 in
  - Head pompa : 9,5401 meter
  - Power pompa : 0,1806 HP

- Power motor : 0,25 HP
- Jumlah : 1 buah
- Harga : US\$ 6,538  
Rp. 59.822.700,-

### 15. Pompa (P-03)

Fungsi : Untuk memompa umpan dari Mixer-01 ke HE-01  
pada tekanan dari 1 atm sebanyak 2.343,8086

kg/jam

- Jenis : *Centrifugal Pump*
- Bahan : *Carbon Steel SA-285 grade C*
- Kapasitas : 26,279 gpm
- Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 1.500 rpm
- Ukuran pipa :
  - NPS : 2 in
  - Sch No : 40
  - OD : 2,33 in
  - ID : 2,067 in
  - Head pompa : 0,3892 meter
  - Power pompa : 0,0067 HP
  - Power motor : 0,05 HP
- Jumlah : 1 buah
- Harga : US\$ 6,538  
Rp. 59.822.700,-

**16. Pompa (P-04)**

Fungsi : Untuk memompa umpan dari Vaporizer ke SD-01  
pada tekanan 1 atm sebanyak 2.929,7607 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Carbon Steel SA-285 grade C*

Kapasitas : 35,76 gpm

Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 1.500 rpm

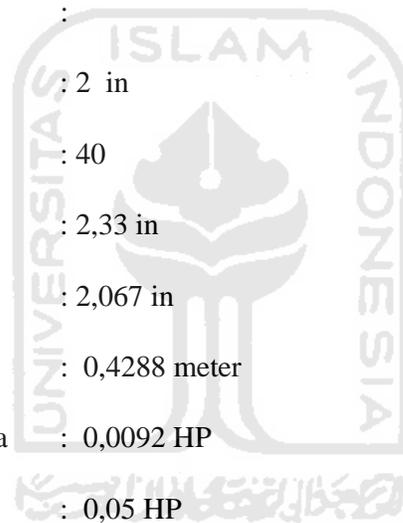
Ukuran pipa :

- NPS : 2 in
- Sch No : 40
- OD : 2,33 in
- ID : 2,067 in
- Head pompa : 0,4288 meter
- Power pompa : 0,0092 HP
- Power motor : 0,05 HP

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 6,538

Rp. 59.822.700,-



**17. Pompa (P-05)**

Fungsi : Untuk memompa umpan dari hasil bawah SD-01 untuk direcycle ke Vaporizer pada tekanan 1 atm sebanyak 585,9521 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Carbon Steel SA-285 grade C*

Kapasitas : 7,242 gpm

Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 1.500 rpm

Ukuran pipa :

- NPS : 1 1/4 in
- Sch No : 40
- OD : 1,66 in
- ID : 1,38 in
- Head pompa : 0,6614 meter
- Power pompa : 0,0035 HP
- Power motor : 0,05 HP

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 4,795

Rp. 43.874.250,-

**18. Pompa (P-06)**

Fungsi : Untuk memompa umpan dari hasil atas SD-01 ke HE-02 pada tekanan 1 atm sebanyak 2.343,8086 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kapasitas : 29,49 gpm

Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 1500 rpm

Ukuran pipa :

- NPS : 2 in
- Sch No : 40
- OD : 2,33 in
- ID : 2,067 in
- Head pompa : 0,2299 meter
- Power pompa : 0,0044 HP
- Power motor : 0,05 HP

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 6,538

Rp. 59.822.700,-

**19. Pompa (P-07)**

Fungsi : Untuk memompa umpan dari Reaktor dari ke CD-01 sebanyak 2.343,8086 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kapasitas : 29,50 gpm

Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 1500 rpm

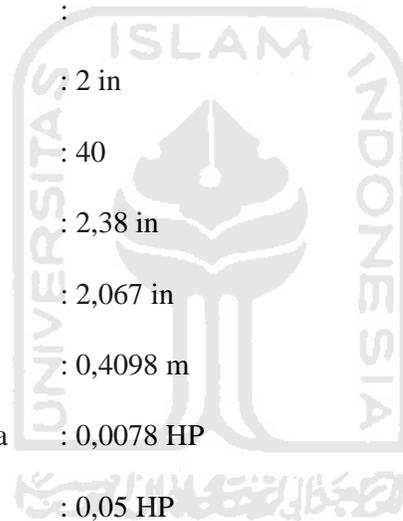
Ukuran pipa :

- NPS : 2 in
- Sch No : 40
- OD : 2,38 in
- ID : 2,067 in
- Head pompa : 0,4098 m
- Power pompa : 0,0078 HP
- Power motor : 0,05 HP

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 6,538

Rp. 59.822.700,-



**20. Pompa (P-08)**

Fungsi : Untuk memompa umpan dari Condensor-01 (CD-01) ke Separator Drum-02 (SD-02) pada tekanan 1 atm sebanyak 2.343,8086 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kapasitas : 29,501 gpm

Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 1.500 rpm

Ukuran pipa :

- NPS : 2 in
- Sch No : 40
- OD : 2,38 in
- ID : 2,067 in
- Head pompa : 0,3332 meter
- Power pompa : 0,0143 HP
- Power motor : 0,05 HP

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 6,538

Rp. 59.822.700,-

**21. Pompa (P-09)**

Fungsi : Mengalirkan cairan dari hasil bawah Separator Drum-01 (SD-01) ke Mixer-01 (MX-01) pada tekanan 1 atm sebanyak 11.7190 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kapasitas : 0,145 gpm

Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 1.500 rpm

Ukuran pipa :

- NPS : 3/8 in
- Sch No : 40
- OD : 0,675 in
- ID : 0,493 in
- Head pompa : 0,0152 meter
- Power pompa : 0,00000163 HP
- Power motor : 0,05 HP

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 2,325

Rp. 21.273.750,-

**22. Pompa (P-10)**

Fungsi : Mengalirkan umpan dari hasil atas Separator Drum-02 (SD-02) ke Condensor-02 (CD-02) pada tekanan 1 atm sebanyak 2.332,0896 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kapasitas : 26,56 gpm

Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 1.500 rpm

Ukuran pipa :

- NPS : 2 in
- Sch No : 40
- OD : 2,33 in
- ID : 2,067 in
- Head pompa : 1,2700 meter
- Power pompa : 0,0541 HP
- Power motor : 0,0833 HP

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 6,538

Rp. 59.822.700,-

**23. Pompa (P-11)**

Fungsi : Mengalirkan umpan dari Condensor-02 (CD-02)  
ke Separator Drum-03 (SD-03) pada tekanan 1  
atm sebanyak 2.332,0896 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kapasitas : 26,143 gpm

Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 1.500 rpm

Ukuran pipa :

- NPS : 2 in
- Sch No : 40
- OD : 2,33 in
- ID : 2,067 in
- Head pompa : 0,5585 meter
- Power pompa : 0,0119 HP
- Power motor : 0,05 HP

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 6,538

Rp. 59.822.700,-

**24. Pompa (P-12)**

Fungsi : Mengalirkan umpan dari hasil atas Separator Drum-03 (SD-03) ke Condensor-03 (CD-03) pada tekanan 1 atm sebanyak 1.865,6716 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kapasitas : 19,939 gpm

Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 1.500 rpm

Ukuran pipa :

- NPS : 1 1/2 in
- Sch No : 40
- OD : 1,9 in
- ID : 1,610 in
- Head pompa : 1,1247 meter
- Power pompa : 0,019 HP
- Power motor : 0,05 HP

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 5,376

Rp. 49.190.400,-

**25. Pompa (P-13)**

Fungsi : Mengalirkan cairan dari Condensor-03 (CD-03) ke Tangki Penyimpanan-02 (TP-02) pada tekanan 1 atm sebanyak 1.865,6716 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kapasitas : 19,939 gpm

Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 1.500 rpm

Ukuran pipa :

- NPS : 1 1/4 in
- Sch No : 40
- OD : 1,66 in
- ID : 1,38 in
- Head pompa : 1,6909 meter
- Power pompa : 0,0288 HP
- Power motor : 0,05 HP

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 4,795

Rp. 43.874.250,-

**26. Pompa (P-14)**

Fungsi : Mengalirkan cairan dari hasil bawah Separator Drum-03 (SD-03) ke Unit Pengolahan Limbah pada tekanan 1 atm sebanyak 466,4179 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kapasitas : 5,059 gpm

Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 1.500 rpm

Ukuran pipa :

- NPS : 2 in
- Sch No : 40
- OD : 2,33 in
- ID : 2,067 in
- Head pompa : 1,0209 meter
- Power pompa : 0,0043 HP
- Power motor : 0,05 HP

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 6,538

Rp. 59.822.700,-

**27. Pompa (P-15)**

Fungsi : Mengalirkan produk dari tangki penyimpanan produk ke Unit Penjualan pada tekanan 1 atm sebanyak 1856,6716 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kapasitas : 19,496 gpm

Spesifikasi : Putaran spesifikasi : 1.500 rpm

Ukuran pipa :

- NPS : 2 in
- Sch No : 40
- OD : 2,33 in
- ID : 2,067 in
- Head pompa : 0,3106 meter
- Power pompa : 0,0053 HP
- Power motor : 0,05 HP

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 6,538

Rp. 59.822.700,-

### 3.3 Perencanaan Produksi

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

#### a) Kemampuan pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

- ◆ Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- ◆ Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :
  - Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
  - Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
  - Mencari daerah pemasaran.

#### b) Kemampuan pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

- ◆ Material (bahan baku)

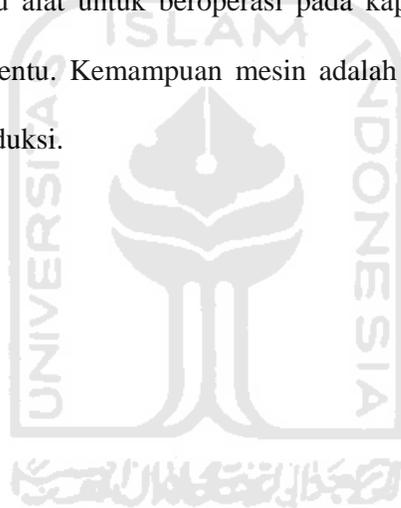
Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.

- ◆ Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat

- ◆ Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.



## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1 Lokasi Pabrik**

Secara geografis penentuan lokasi suatu pabrik sangat mempengaruhi seluruh kegiatan industri baik menyangkut produksi maupun distribusi. Oleh karenanya penentuan lokasi harus memberikan suatu perhitungan biaya distribusi yang minimal.

Berdasarkan beberapa pertimbangan, maka pabrik tetrahydrofuran direncanakan berlokasi di daerah Cilegon - Banten, Jawa Barat. Adapun pertimbangannya sebagai berikut:

##### **4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik**

Faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik. Tujuan utama ini meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor-faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik adalah:

a. Ketersediaan lahan

Di daerah Cilegon telah disediakan kawasan yang diperuntukkan bagi industri yaitu di daerah kawasan industri Bojonegara.

b. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku untuk pembuatan tetrahydrofuran adalah 1,4-butanediol. Untuk kebutuhan 1,4-butanediol, dapat dipenuhi dari PT. Merck Chemicals

Indonesia. Dengan pemilihan lokasi pabrik di Cilegon, lebih menguntungkan karena lokasi dekat dengan penyedia bahan baku sehingga pengadaannya lebih mudah.

c. Penyediaan bahan bakar dan energi

Daerah Cilegon, Jawa Barat merupakan kawasan industri sehingga penyediaan bahan bakar untuk generator dapat dengan mudah terpenuhi, sedangkan listrik untuk keperluan proses dan perkantoran disediakan dari PLN setempat.

d. Sarana transportasi

Telah tersedia jalan raya dan pelabuhan kapal yang memadai sehingga pengiriman barang keluar maupun ke dalam pabrik tidak mengalami kesulitan.

e. Tersedianya tenaga kerja

Untuk tenaga kerja berkualitas dan berpotensi dipenuhi dari alumni Universitas seluruh Indonesia, sedangkan untuk tenaga operator ke bawah dapat dipenuhi dari daerah sekitar.

f. Iklim

Keadaan iklim dan cuaca di daerah Cilegon, Jawa Barat umumnya baik, tidak terjadi gempa, dan angin topan.

g. Penyediaan utilitas

Daerah Cilegon, Jawa Barat dilalui oleh sungai yang dapat dimanfaatkan untuk keperluan penyediaan utilitas terutama air.

h. Pemasaran produk

Dari segi pemasaran, dipilih lokasi pabrik di Cilegon, karena berdekatan dengan industri hilir lain seperti industri polimer, maupun pabrik kimia yang

lain. Disamping itu akses transportasi menuju pusat industri di seluruh Indonesia mudah didapatkan, sehingga menguntungkan untuk pemasaran produk.

i. Pembuangan limbah

Limbah yang sudah diolah berada di bawah ambang batas yang telah ditentukan, sehingga dapat langsung dibuang ke sungai.

#### 4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi :

1. Area perluasan pabrik

Pemilihan lokasi pabrik berada di kawasan pengembangan produksi Cilegon yaitu Kawasan Industri Bojonegara, sehingga memungkinkan adanya perluasan areal pabrik dengan tidak mengganggu pemukiman penduduk.

2. Perijinan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik.

Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian yang penting dalam proses pendirian pabrik, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- a. Segi keamanan kerja terpenuhi
- b. Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman

- c. Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin
  - d. Transportasi yang baik dan efisien
3. Prasarana dan fasilitas sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas sosial seperti sarana pendidikan, ibadah, hiburan, bank dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

#### 4.2 Tata Letak Pabrik

*Lay out* (tata letak) pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat karyawan bekerja, tempat peralatan dan tempat menyimpan bahan. *Lay out* pabrik yang tepat sangat penting untuk mendapatkan efisiensi, keselamatan dan kelancaran para pekerja serta keselamatan dan kelancaran proses.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam tata letak ruang pabrik adalah :

- a. Perluasan pabrik dan kemungkinan penambahan bangunan di masa mendatang. Perluasan pabrik harus sudah masuk dalam perhitungan awal sebelum masalah kebutuhan tempat menjadi problem besar di kemudian hari. Sejumlah areal khusus harus disiapkan untuk dipakai sebagai perluasan pabrik bila dimungkinkan pabrik menambah peralatan untuk menambah kapasitas atau menambah peralatan guna mengolah bahan baku sendiri.
- b. Harga tanah merupakan faktor yang membatasi kemampuan penyediaan awal. Bila harga tanah tinggi, maka diperlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemakaian ruangan. Pemakaian tempat harus disesuaikan dengan areal yang

tersedia. Bila perlu ruangan harus dibuat bertingkat, sehingga dapat menghemat tempat.

c. Faktor keamanan

Faktor yang paling penting adalah faktor keamanan. Meskipun telah dilengkapi dengan alat-alat pengaman, seperti hydrant, reservoir air yang mencukupi, penahan ledakan dan juga asuransi pabrik, faktor-faktor pencegah harus tetap disediakan misalnya tangki bahan baku, produk dan bahan bakar harus ditempatkan di areal khusus dengan jarak antar ruang yang cukup untuk tempat-tempat yang rawan akan bahaya ledakan dan kebakaran.

d. Instalasi dan utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, air, steam, dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatan. Penempatan peralatan proses ditata sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah menjangkaunya dan dapat terjalin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.

Secara garis besar tata letak pabrik dibagi beberapa daerah utama, yaitu :

1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol

Disini merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses serta produk.

2. Daerah proses

Daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan tempat proses berlangsung.

3. Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi
  4. Daerah utilitas
- e. Fasilitas Jalan

Jalan raya untuk pengangkutan bahan baku, produk dan bahan-bahan lainnya sangat diperlukan. Penempatan jalan tidak boleh mengganggu proses atau kelancaran dari tempat yang dilalui.

Perincian luas tanah serta tata letak bangunan pabrik ditunjukkan pada tabel dan gambar berikut ini.

**Tabel 4.1** Perincian luas tanah bangunan pabrik

No	Jenis Bangunan	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Pos jaga 1	25
2	Pos jaga 2	16
3	Pos jaga 3	16
4	Area parkir 1	250
5	Area parkir 2	392
6	Area parkir 3	625
7	Aula	625
8	Masjid	225
9	Kantor utama	1000
10	Kantin	300
11	Poliklinik	225
12	Laboratorium	300
13	Ruang kontrol	300
14	Gudang	600
15	Lapangan	1548
16	Taman	700
17	Pemadam kebakaran	200
18	Bengkel	200
19	Kantor teknik dan produksi	400
20	Kantor KKKLL	800
21	Mess	11000
22	Proses utilitas dan tangki	6000
23	Jalan,dll	3000
	Luas tanah perluasan	4500
	<b>Total</b>	<b>32.622</b>



**Gambar 4.1** Tata letak pabrik

**Keterangan**

- |     |                          |     |  |
|-----|--------------------------|-----|--|
| 1.  | Pos jaga 1,2,&3          | 16. | Ruang kontrol  |
| 2.  | Area pembangkit listrik  | 17. | Laboratorium   |
| 3.  | Kantor pemadam kebakaran | 18. | Tangki bahan baku  |
| 4.  | Kantor KKKLL             | 19. | Tangki produk  |
| 5.  | Bengkel                  | 20. | Daerah perluasan   |
| 6.  | Gudang alat              | 21. | Daerah proses  |
| 7.  | Utilitas                 | 22. | Gudang bahan kimia   |
| 8.  | Ruang kontrol utilitas   | 23. | Kantor bagian produksi   |
| 9.  | Poliklinik               | 24. | Kantor induk organisasi  |
| 10. | Masjid                   | 25. | Parkir direksi   |
| 11. | Mess                     | 26. | Area UPL   |
| 12. | Kantin dan koperasi      |     |  Kawasan hijau |
| 13. | Gedung pertemuan         |     |  Jalan pabrik  |
| 14. | Parkir tamu dan karyawan |     |  Jalan raya    |
| 15. | Parkir truk              |     |  Sungai        |

### 4.3. Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak pabrik peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

#### 1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu juga diperhatikan penempatan pipa, dimana untuk pipa di atas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas kerja.

#### 2. Aliran udara

Kelancaran aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Di samping itu juga perlu diperhatikan arah hembusan angin.

#### 3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi.

#### 4. Lalu lintas manusia

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat menjangkau seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Jika terjadi

gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keamanan pekerja dalam menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

#### 5. Tata letak alat proses

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya produksi dengan tetap menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

#### 6. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.

#### 7. Maintenance

Maintenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan alat dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada.

Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat memproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada tiap-tiap alat. Perawatan tiap alat meliputi :

a. *Over head* 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta leveling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang rusak, kemudian dikembalikan seperti kondisi semula.

b. *Repairing*

Merupakan kegiatan maintenance yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat yang rusak. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* adalah :

- Umur alat

Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

- Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

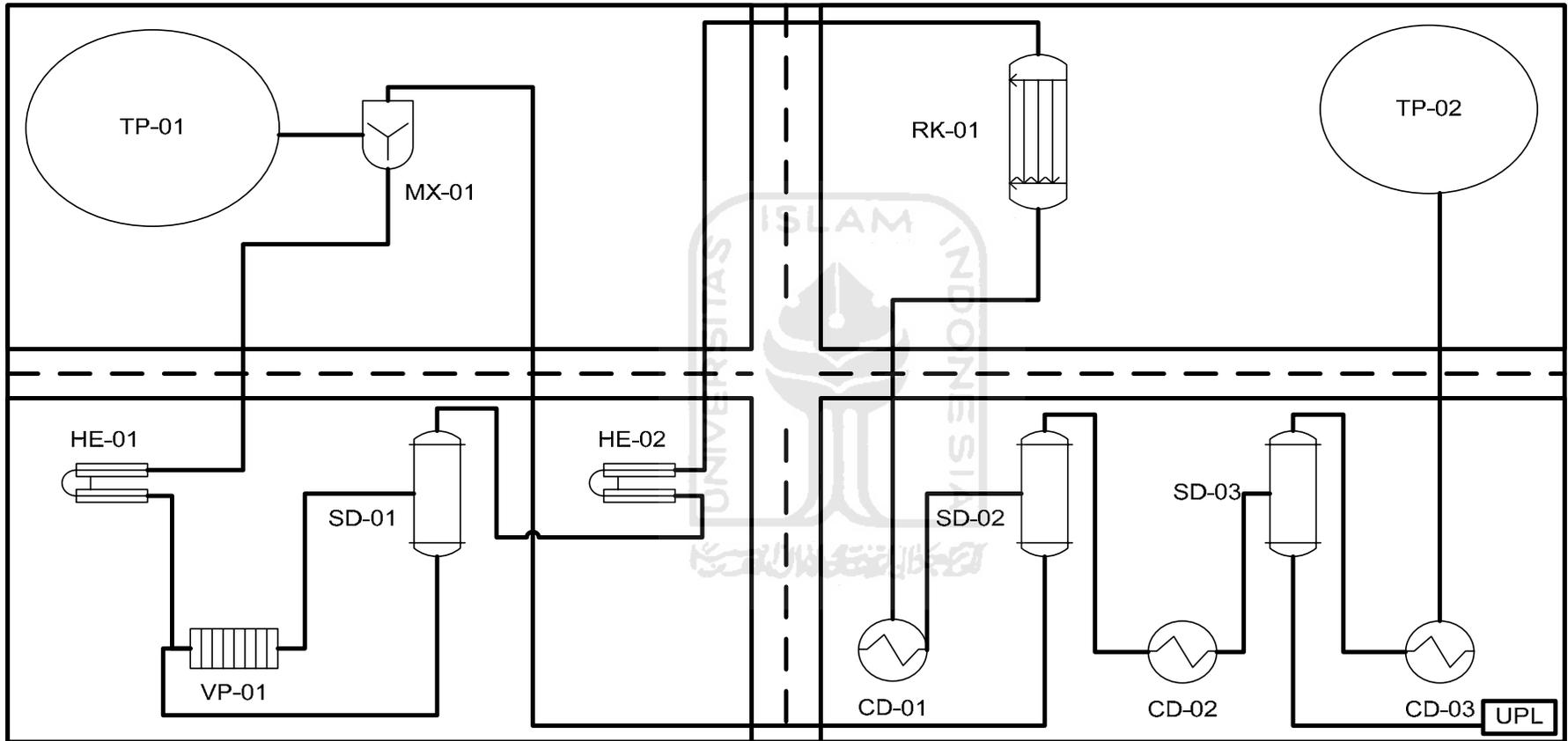
Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan ruangan
- c. Biaya material dikendalikan agar lebih rendah, sehingga dapat mengurangi biaya faktor yang tidak penting

- d. Jika tata letak peralatan proses sudah benar dan proses produksi faktor, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal

Tata letak alat proses ditunjukkan pada gambar berikut ini:





**SKALA 1 : 1000**

Gambar 4.2 : Tata Letak Alat Proses

#### 4.4. Spesifikasi Alat Utilitas

##### 1. Pompa-01

- Fungsi : Mengalirkan air dari sungai menuju bak pengendap awal (BU-1).
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 227,3461 gpm
- Power pompa : 0,4581 hp
- Power motor : 0,75 hp
- Pemilihan pipa :
  - Dnominal : 6 in
  - Sch : 40
  - ID : 6,065 in
  - flow area per pipe (at) : 28,9 in<sup>2</sup>
- Harga : US\$ 151,899.9324  
 Rp. 1.389.884.381,- ( 1 US\$ = Rp 9.150,- )  
 (www.detik.com akses 15 feb 2012)

## 2. Bak Pengendap Awal (BU-01)

- Fungsi : Mengendapkan kotoran kasar dalam air.  
Pengendapan terjadi karena gravitasi,  
dengan waktu tinggal 4 jam.
- Tipe : Bak berbentuk empat persegi panjang
- Volume bak : 247,8743 m<sup>3</sup>
- Panjang bak : 12,8549 m
- Lebar : 6,4275 m
- Tinggi : 3 m
- Waktu tinggal : 4 jam
- Harga : US\$ 3,419.7427  
Rp. 31.290.645,70,-

## 3. Pompa - 02

- Fungsi : Mengalirkan air dari bak pengendap awal  
(BU-01) menuju tangki flokulator (TF-01)
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 227,3461 gpm
- Power pompa : 0,3991 hp
- Power motor : 0,5 hp
- Pemilihan pipa :  
- Dnominal : 6 in

- Sch : 40
- ID : 6,065 in
- flow area per pipe (at) : 28,9 in<sup>2</sup>
- Harga : US\$ 151,899.9324  
Rp. 1.389.884.381,-

#### 4. Pompa-03

- Fungsi : Mengalirkan air dari tangki flokulator (TF-01) menuju clarifier (CL-01)
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 227,3461 gpm
- Power pompa : 3,8030 hp
- Power motor : 5 hp
- Pemilihan pipa :
  - Dnominal : 6 in
  - Sch : 40
  - ID : 6,065 in
  - flow area per pipe (at) : 28,9 in<sup>2</sup>
- Harga : US\$ 151,899.9324  
Rp. 1.389.884.381,-

## 5. Tangki Flokulator

- Fungsi : Melarutkan dan membuat campuran yang akan diumpankan ke dalam clarifier  
(CL-01)
- Tipe : Tangki silinder vertical
- Waktu tinggal : 1/4 jam
- Volume tangki : 12,6322 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki : 2,1294 m
- Tinggi tangki : 4,2588 m
- Harga : US\$ 139,328.9197  
Rp. 1.274.859.615,-

## 6. Clarifier

- Fungsi : Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid yang berasal dari bak penampung awal (BU-01)
- Tipe : Tangki silinder vertical
- Waktu tinggal : 8 jam
- Volume tangki : 413,1239 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki : 9,6627 m
- Kedalaman tangki : 4,8313 m

- Tinggi cone : 1,2078 m
- Harga : US\$ 40,195.7931  
Rp. 367.791.507,-

### 7. Tangki Tawas

- Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan alum  
5% untuk 1 minggu operasi
- Tipe : Tangki silinder vertical
- Volume tangki : 6,25 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki : 1,58 m
- Lebar tangki : 3,17 m
- Harga : US\$ 1,091.5365  
Rp. 9.987.558,98,-

### 8. Tangki Larutan Soda Abu [Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>]

- Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan soda  
abu 5% untuk 1 minggu operasi
- Tipe : Tangki silinder vertikal
- Volume tangki : 6,25 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki : 1,58 m
- Lebar tangki : 3,17 m
- Harga : US\$ 3,936.3173  
Rp. 36.017.303,3,-

### 9. Saringan Pasir (SPU-01)

- Fungsi :Menyaring partikel-partikel halus yang belum terendapkan
- Tipe : Bak berbentuk persegi panjang
- Kapasitas : 51.640,4858 kg/jam
- Luas penampang saringan: 9,10 ft<sup>2</sup>
- Diameter tangki : 1,34 m
- Tinggi tangki : 5,0153 m
- Tinggi Tumpukan pasir : 0,508 m
- Tinggi tumpukan kerikil : 1,020 m
- Harga : US\$ 5,710.1857  
Rp. 52.248.199,20,-

### 10. Bak Penampungan Air Bersih (BU-02)

- Fungsi : Menampung air bersih yang berasal dari saringan pasir (SPU-01) dengan waktu tinggal 12 jam
- Tipe : Bak berbentuk empat persegi panjang
- Volume bak : 743,6230 m<sup>3</sup>
- Panjang bak : 22,2654 m
- Lebar bak : 11,1327 m
- Kedalaman bak : 3 m

- Waktu tinggal : 12 jam
- Harga : US\$ 11,694.0722  
Rp. 107.000.761,-

### 11. Pompa-04

- Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung bersih (BU-02) menuju proses pemanasan dan

pendinginan dan untuk kebutuhan kantor

dan rumah

- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 227,3461 gpm
- Power pompa : 3,8179 hp
- Power motor : 5 hp
- Pemilihan pipa :
  - Dnominal : 6 in
  - Sch : 40
  - ID : 6,065 in
  - flow area per pipe (at) : 28,9 in<sup>2</sup>
- Harga : US\$ 151,899.9324  
Rp. 1.389.884.381,-

## 12. Tangki Air Rumah Tangga dan Kantor

- Fungsi : Menampung air kebutuhan rumah tangga dan kantor dari bak penampung air bersih(BU-02) dengan waktu tinggal 24 jam.
- Tipe : Tangki silinder vertikal
- Volume tangki : 95,5689 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki : 4,9562 m
- Tinggi tangki : 4,9562 m
- Harga : US\$ 11,694.0722  
Rp. 107.000.761,-

## 13. Tangki Kaporit (TU-04)

- Fungsi : Membuat larutan desinfektan dari bahan kaporit untuk air yang akan digunakan di kantor dan rumah tangga. Untuk membebaskan klorin yang terkandung dalam air diperlukan klorin sebanyak 5 ppm
- Tipe : Tangki silinder vertikal
- Volume tangki : 1,8929 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki : 1,10 m
- Tinggi tangki : 2,20 m

- Harga : US\$ 11,694.0722  
Rp. 107.000.761,-

#### 14. Pompa-05

- Fungsi : Mengalirkan air dari bak cooling tower (CT-01) menuju sistem pendinginan proses.
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 191,0775 gpm
- Power pompa : 4,0200 hp
- Power motor : 7,5 hp
- Pemilihan pipa :
  - Dnominal : 6 in
  - Sch : 40
  - ID : 6,065 in
  - flow area per pipe (at) : 28,9 in<sup>2</sup>
- Harga : US\$ 182,279.9189  
Rp. 1.667.861.258,-

### 15. Pompa-06

- Fungsi : Mengalirkan air dari alat proses menuju bak cooling tower (CT-01)
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 191,0775 gpm
- Power pompa : 4,0522 hp
- Power motor : 5 hp
- Pemilihan pipa :
  - Dnominal : 6 in
  - Sch : 40
  - ID : 6,065 in
  - flow area per pipe (at) : 28,9 in<sup>2</sup>
- Harga : US\$ 182,279.9189  
Rp. 1.667.861.258,-

### 16. Kation Exchanger

- Fungsi : Mengikat ion-ion positif yang ada dalam air
- Tipe : Tangki silinder tegak yang berisi tumpukan butir-butir resin penukar ion.

- Jenis resin : C-300 dengan notasi RH<sub>2</sub>
- Kebutuhan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> : 9,90 kg/tahun
- Volume resin : 0,0337 gallon
- Diameter bed resin : 0,1509 m
- Tinggi bed resin : 0,0007 m
- Luas penampang : 0,1925 ft<sup>2</sup>
- Harga : US\$ 7,775.4623

Rp. 71.145.480,-

#### 17. Tangki Larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (TU-05)

- Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> untuk regenerasi ion exchanger
- Tipe : Tangki silinder vertikal
- Volume tangki : 0,0006 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki : 0,07 m
- Tinggi tangki : 0,14 m
- Harga : US\$ 5,330.6811

Rp. 48.775.732,10,-

#### 18. Pompa-07

- Fungsi : Mengalirkan air dari kation exchanger (KE-01) menuju anion exchanger (AN-01)
- Tipe : Centrifugal pump

- Laju alir pompa : 0,9626 gpm
- Power pompa : 0,0210 hp
- Power motor : 0,05 hp
- Pemilihan pipa :
  - Dnominal : 1/2 in
  - Sch : 40
  - ID : 0,622 in
  - flow area per pipe (at) : 0,304 in<sup>2</sup>
- Harga : US\$ 4,215.7033  
Rp. 38.573.685,20,-

#### 19. Anion Exchanger (AN-01)

- Fungsi : Mengikat ion-ion negatif yang ada dalam air lunak
- Tipe : Tangki silinder tegak yang berisi tumpukan butir-butir resin penukar ion.
- Jenis resin : C-500 dengan notasi R(OH)<sub>2</sub>
- Kebutuhan NaOH : 90,04 kg/tahun
- Volume resin : 401,1069 gallon
- Diameter bed resin : 0,6394 m
- Tinggi bed resin : 1,27 m
- Luas penampang : 0,3209 ft<sup>2</sup>

- Harga : US\$ 7,775.4623  
Rp. 71.145.480,-

#### 20. Tangki Larutan NaOH (TU-06)

- Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan NaOH untuk regenerasi ion exchanger
- Tipe : Tangki silinder vertikal
- Volume tangki : 0,0042 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki : 0,14 m
- Tinggi tangki : 0,28 m
- Harga : US\$ 29,234.5861  
Rp. 267.496.463,-

#### 21. Pompa-08

- Fungsi : Mengalirkan air dari anion exchanger (AE-01) menuju daerator
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 0,9625 gpm
- Power pompa : 0,0212 hp
- Power motor : 0,05 hp
- Pemilihan pipa :  
- Dnominal : 1/2 in

- Sch : 40
- ID : 0,622 in
- flow area per pipe (at) : 0,304 in<sup>2</sup>
- Harga : US\$ 4,215.7033  
Rp. 38.573.685,20,-

## 22. Deaerator

- Fungsi : Melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> dan lain-lain.
- Tipe : Tangki silinder tegak yang berisi bahan isian, dimana air disemprotkan dari atas dan udara panas dialirkan dari bawah secara counter current.
- Tipe bahan isian : Rascing ring
- Jenis bahan isian : Stone ware
- Ukuran bahan isian : 0,25 in
- Volume bahan isian : 138,8049 gallon
- Diameter tangki : 0,1950 m
- Tinggi tangki : 17,6004 m
- Luas penampang : 0,0299 m<sup>2</sup>
- Harga : US\$ 24,238.6825  
Rp. 221.783.945,-

### 23. Pompa-09

- Fungsi : mengalirkan air dari daerator menuju ke boiler
- Tipe : Centrifugal pump
- Laju alir pompa : 0,9626 gpm
- Power pompa : 0,0203 hp
- Power motor : 0,05 hp
- Pemilihan pipa :
  - Dnominal : 1/2 in
  - Sch : 40
  - ID : 0,622 in
  - flow area per pipe (at) : 0,304 in<sup>2</sup>
- Harga : US\$ 4,215.7033  
Rp. 38.573.685,20,-

### 24. Tangki Air Umpan Boiler

- Fungsi : Menampung air umpan boiler sebagai air pembuat steam di dalam boiler dengan waktu tinggal 24 jam.
- Tipe : Tangki silinder tegak, dengan penambahan zat hidrazin (N<sub>2</sub>H<sub>2</sub>) dan NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>.

- Hidrazin
  - Fungsi : Untuk menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi.
  - Kadar : 5 ppm
  - Kebutuhan : 8,6580 kg/tahun
- $\text{NaH}_2\text{PO}_4$ 
  - Fungsi : Untuk mencegah timbulnya kerak di boiler.
  - Kadar : 12-17 ppm, diambil 15 ppm
  - Kebutuhan : 25,9740 kg/tahun
- Volume tangki : 6,2842 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki : 2,0004 m
- Tinggi tangki : 2,0004 m
- Harga : US\$ 5,330.6811  
Rp. 48.775.732,10,-

#### 25. Tangki Larutan Hidrazine $\text{N}_2\text{H}_2$ (TU-08)

- Tipe : Tangki silinder vertical
- Kebutuhan hydrazine : 0,72 kg/bulan
- Volume tangki : 0,01 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki : 0,18 m

- Tinggi tangki : 0,35 m
- Harga : US\$ 168,244.5140  
Rp. 1.539.437.303,-

#### 26. Tangki Larutan $\text{NaH}_2\text{PO}_4$ (TU-09)

- Tipe : Tangki silinder vertical
- Kebutuhan  $\text{NaH}_2\text{PO}_4$  : 2,16 kg/bulan
- Volume tangki : 0,02 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki : 0,22 m
- Tinggi tangki : 0,44 m
- Harga : US\$ 168,244.5140  
Rp. 1.539.437.303,-

#### 27. Tangki Bahan Bakar

- Fungsi : Menyimpan bahan bakar untuk persediaan  
1 bulan sebagai bahan bakar boiler.
- Tipe : Tangki silinder vertikal
- Waktu tinggal : 720 jam
- Kebutuhan : 51,9904 lb/jam
- Volume tangki : 21,4476 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki : 3,0119 m
- Tinggi tangki : 3,0119 m

- Harga : US\$ 2,562.5499  
Rp. 23.447.331,60,-

## 28. Cooling Tower

- Fungsi : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah digunakan untuk di sirkulasi kembali.
- Tipe : Deck tower
- Kapasitas : 191,0775 gpm
- Area tower : 136,4839 ft<sup>2</sup>
- Tinggi tower : 8 m
- Power untuk fan : 7,5 hp
- Pump hp : 2,2929 hp
- Harga : US\$ 5,543.7021  
Rp. 50.724.874,20,-

## 29. Tangki kondensat

- Fungsi : Menampung air hasil recycle pada proses pemanasan dan air dari daerator.
- Tipe : Tangki silinder vertikal
- Waktu tinggal : 1 jam
- Volume tangki : 0,2762 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki : 0,7059 m
- Tinggi tangki : 0,7059 m

- Harga : US\$ 6,820.0497  
Rp. 62.403.454,80,-

### 30. Generator

- Fungsi : Menyediakan energi listrik sebagai cadangan apabila listrik PLN padam.
- Tipe : AC Generator
- Kapasitas : 300 Kw
- Kebutuhan bahan bakar : 37.923,79 gallon/tahun
- Tegangan : 220/360 volt
- Efisiensi : 80%
- Jumlah generator : 1 buah
- Bahan bakar : Solar
- Harga : US\$ 36,048.3826  
Rp. 329.842.701,-

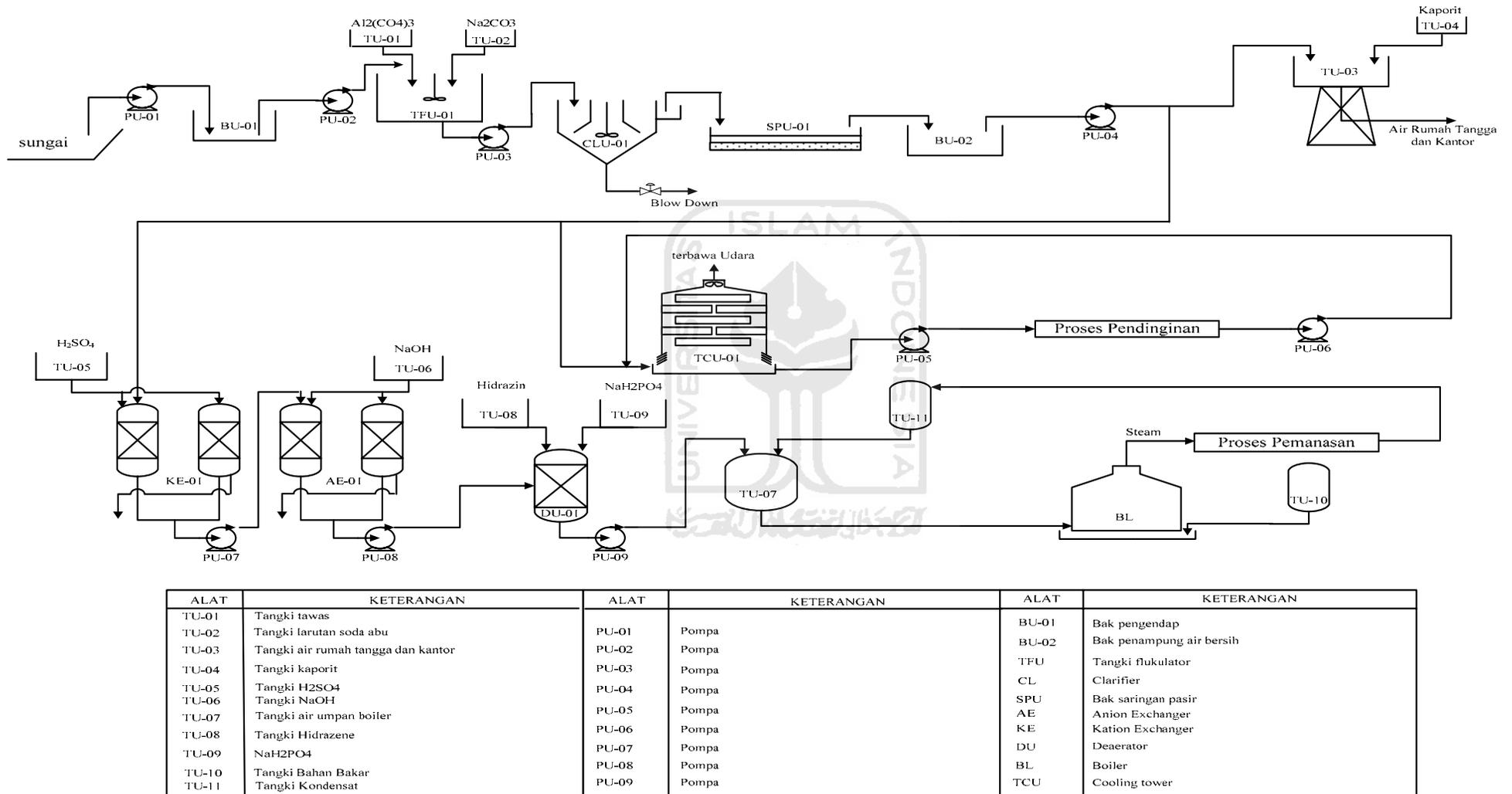
### 31. Boiler (BO-01)

- Tugas : Memproduksi steam jenuh pada suhu 320°F dan tekanan 29,4 Psi
- Jenis : *fire tube boiler*
- Kondisi operasi
- Tekanan : 14,70 Psi
- Suhu air umpan boiler : 417,92 °F

- Suhu *steam* jenuh : 500 °F
- Kebutuhan bahan bakar : 398,7546 lt/jam
- Luas perpindahan panas : 977,4204 ft<sup>2</sup>
- Spesifikasi *tube*
- Volume : 143,5517 m<sup>3</sup>
- Diameter : 5,6760 m
- Tinggi : 5,6760 m
- Lebar : 24 ft
- Jumlah : 66 buah
- Harga : US\$ 28,296.4476

Rp. 258.912.496,-





Gambar 4.3. Diagram Alir Pengolahan Air

#### **4.5. Pelayanan Teknik (Utilitas)**

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi di dalam pabrik adalah penyediaan utilitas, karena utilitas sangat mempunyai arti penting dalam menunjang operasi pabrik. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Adapun penyediaan utilitas ini meliputi :

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
2. Unit Pembangkit *Steam*
3. Unit Pembangkit Listrik
4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

##### **4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air**

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik tetrahydrofuran ini, untuk mencukupi kebutuhan air diperoleh dari sungai yang letaknya tidak jauh dari pabrik. Air yang dibutuhkan digunakan untuk keperluan proses yaitu, untuk membuat steam dan sebagai air pendingin serta untuk air minum.

1. Air pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor berikut:

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar
- b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya
- c. Dapat menyerap jumlah panas yang sangat tinggi persatuan volume

- d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin
  - e. Tidak terdekomposisi
2. Sebagai pemadam kebakaran dan alat pemadam lain

Air yang diperlukan dalam lingkungan pabrik yang berasal dari air tawar juga digunakan untuk:

1. Air sanitasi

Air sanitasi adalah air yang digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran, laboratorium, masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

a. Syarat fisika, meliputi:

- Suhu : di bawah suhu udara
- Warna : jernih
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi:

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik di dalam air
- Tidak mengandung bakteri.

2. Air minum

Unit penyediaan dan pengolahan air meliputi:

### 1. Clarifier

Kebutuhan air didalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan air tersebut meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan desinfektan maupun dengan penggunaan ion exchanger.

Mula-mula *raw water* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu :

- $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$  , yang berfungsi sebagai flokulan
- $\text{Na}_2\text{CO}_3$  yang berfungsi sebagai flokulan

Air baku dimasukan kedalam clarifier untuk mengendapkan pengotor dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$  , koagulan acid sebagai pembantu pembentukan *flok* dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukan melalui bagian tengah clarifier dan diaduk dengan agitator.

Air bersih keluar dari pinggir clarifier secara *overflow*, sedangkan *sludge (flok)* yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai turbiditi sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar clarifier turbiditinya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

## 2. Penyaringan

Air dari clarifier dimasukkan kedalam *sand filter* untuk menahan atau menyaring partikel-partikel *solid* yang lolos atau terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan turbiditi kira-kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reservoir*).

Air bersih ini kemudian di distribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara *back washing*.

## 3. Demineralisasi

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 ohm dan kandungan silika lebih kecil dari 0,02 ppm.

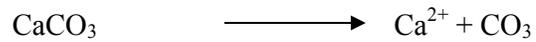
Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut :

### a. *Kation exchanger*

Kation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion  $H^+$  sehingga air yang akan keluar dari kation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion  $H^+$ .

Sehingga air yang keluar dari kation *tower* adalah air yang mengandung anion dan ion  $H^+$ .

Reaksi :



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu di regenerasikan kembali dengan asam sulfat.

Reaksi :



b. *Anion exchanger*

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basah, sehingga anion-anion seperti  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$  dan  $\text{SO}_4^{2-}$  akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi :



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu di regenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

Reaksi :

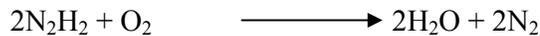


c. *Deaerasi*

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen ( $\text{O}_2$ ). Air yang telah mengalami Demineralisasi (*polish water*)

dipompakan ke dalam deaerator dan diinjeksikan hidrasin ( $N_2H_4$ ) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.

Reaksi :



Ke dalam deaerator juga dimasukan *low steam kondensat* yang berfungsi sebagai media pemanas.

Air yang keluar dari deaerator ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (*boiler feed water*).

#### 4. Pendinginan dan menara pendingin

Air yang telah digunakan pada *cooler* dan alat proses yang menggunakan pendingin, temperaturnya akan naik akibat perpindahan panas. Oleh karena itu, untuk digunakan kembali perlu didinginkan pada *cooling tower*. Air yang didinginkan pada *cooling tower* adalah air yang telah menjalankan tugasnya pada unit-unit pendingin di pabrik. Pada tabel dibawah ini menunjukkan besarnya jumlah kebutuhan air pendingin.

- **Kebutuhan air pendingin**

**Tabel 4.2** Kebutuhan air pendingin

No	Nama Alat	Kode	Jumlah Kebutuhan
			(kg/jam)
1	Condensor-01	CD-01	9.357,7905
2	Condensor-02	CD-02	40.036,3463
3	Condensor-03	CD-03	18.255,9800
4	Reaktor	R - 01	149.361,1808
<b>Jumlah</b>			<b>217.011,2976</b>

- *Kebutuhan air untuk pendingin*

Total kebutuhan air untuk pendingin = **217.011,2976** kg/jam

Diperkirakan air yang hilang 20 %.

Kebutuhan make-up air pendingin = **43.402,2595** kg/jam

= **43,4023** m<sup>3</sup>/jam

#### 4.5.2 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan akan tenaga listrik di pabrik ini sebesar 220 Kw sudah termasuk penerangan, laboratorium, rumah tangga, perkantoran, pendingin ruangan (AC) dan kebutuhan lainnya. Untuk mencukupi kebutuhan tersebut pabrik Lauryl Sulfat menggunakan listrik dari PLN, dan untuk cadangan listrik digunakan generator diesel dengan kapasitas 300 Kw jika pasokan listrik kurang. Spesifikasi generator diesel yang digunakan adalah:

- Kapasitas = 300 Kw
- Jenis = Generator diesel
- Jumlah = 1 buah

Prinsip kerja dari generator diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini di distribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari-hari digunakan tenaga listrik 50 % dan diesel 50 %. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100 %. Kebutuhan listrik dapat dibagi menjadi:

### 1. Kebutuhan listrik untuk alat proses

**Tabel 4.3** Kebutuhan listrik alat proses

No	Nama Alat	Kode	Jumlah	Power (Hp)	
				@alat	Total
1	Pompa	P-01	1	0,25	0,25
2	Pompa	P-02	1	0,25	0,25
3	Pompa	P-03	1	0,05	0,05
4	Pompa	P-04	1	0,05	0,05
5	Pompa	P-05	1	0,05	0,05
6	Pompa	P-06	1	0,05	0,05
7	Pompa	P-07	1	0,05	0,05
8	Pompa	P-08	1	0,05	0,05
9	Pompa	P-09	1	0,05	0,05
10	Pompa	P-10	1	0,08	0,08
11	Pompa	P-11	1	0,05	0,05
12	Pompa	P-12	1	0,05	0,05
13	Pompa	P-13	1	0,05	0,05
14	Pompa	P-14	1	0,05	0,05
15	Pompa	P-15	1	0,05	0,05
16	Mixer	MX-01	1	0,33	0,33
<b>Jumlah</b>					<b>1,52</b>

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses = **1,5166 Hp**

Maka total power yang dibutuhkan = **1,1314 kW**

### 2. Kebutuhan listrik untuk utilitas

**Tabel 4.4** Kebutuhan listrik alat utilitas

No	Nama Alat	Kode	Jumlah	Power Hp	
				@ alat	Total
1	Pompa	PU - 01	1	0,75	0,75
2	Pompa	PU - 02	1	0,50	0,50
3	Pompa	PU - 03	1	5,00	5,00
4	Pompa	PU - 04	1	5,00	5,00
5	Pompa	PU - 05	1	7,50	7,50
6	Pompa	PU - 06	1	5,00	5,00

**Tabel 4.4** Kebutuhan listrik alat utilitas ( lanjutan )

No	Nama Alat	Kode	Jumlah	Power Hp	
				@ alat	Total
7	Pompa	PU - 07	1	0,05	0,05
8	Pompa	PU - 08	1	0,05	0,50
9	Pompa	PU - 09	1	0,05	0,05
10	<i>Flokulator</i>	FL - 01	1	2,00	2,00
11	<i>Clarifer</i>	CLU - 01	1	5,00	5,00
12	<i>Cooling tower</i>	TCU - 01	1	7,50	7,50
<b>Jumlah</b>				38,40	38,40

Kebutuhan listrik untuk utilitas = **38,40 Hp**

Maka total power yang dibutuhkan = **28,6464 kW**

### 3. Kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC

**Tabel 4.5** Kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC

Bangunan	Luas (m <sup>2</sup> )	ft <sup>2</sup>	Cd	Lumen
Pos jaga 1	25	269,1	10	2.691
Pos jaga 2	16	172,22	10	1.722
Pos jaga 3	16	172,22	10	1.722
Area parkir 1	250	2.690,98	10	26.910
Area parkir 2	392	4.219,45	10	42.195
Area parkir 3	625	6.727,44	10	67.274
Aula	625	6.727,44	20	134.549
Masjid	225	2.421,88	10	24.219
Kantor Utama	1000	10.763,91	10	107.639
Kantin	300	3.229,17	10	32.292
Poliklinik	225	2.421,88	10	24.219
Laboratorium	300	3.229,17	10	32.292
Ruang Kontrol	300	3.229,17	10	32.292
Gudang	600	6.458,35	10	64.583
Lapangan	1548	16.662,53	15	249.938
Taman	700	7.534,74	20	150.695
Pemadam Kebakaran	200	2.152,78	10	21.528
Bengkel	200	2.152,78	10	21.528
Kantor Teknik dan Produksi	400	4.305,56	10	43.056

**Tabel 4.5** Kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC ( lanjutan )

Bangunan	Luas (m <sup>2</sup> )	ft <sup>2</sup>	Cd	Lumen
Kantor KKKLL	800	8.611,13	10	86.111
Perumahan	11000	118.403,01	10	1.184.030
Proses Utilitas dan Tangki	6000	64.583,46	10	645.835
Jalan, dll	3000	32.291,73	5	161.459
Luas Tanah Perluasan	4500	48.437,60	10	484.376

- Total daya penerangan = **92,64 kW**
  - Listrik untuk AC diperkirakan = **0,3 kW**
  - Listrik untuk keperluan laboratorium diperkirakan = **10 kW**
  - Listrik untuk UPL = **10 kW**
  - Listrik untuk instrumentasi dan lain – lain = **10 kW**
- Total kebutuhan daya listrik untuk penerangan dan AC = **122,9400 kW**
- Jadi total kebutuhan daya listrik seluruhnya
- = **1,1314 kW + 28,6464 kW + 122,9400 kW = 152,7178 kW**
- Secara keseluruhan kebutuhan listrik sebesar = **152,7178 kW**
- Jika over design 25 % maka total kebutuhan listrik = **190,8973 kW**

Energi sebesar ini diperoleh dengan membeli dari PLN namun juga disediakan generator cadangan berkekuatan 300 Kw jika sewaktu-waktu listrik padam atau pasokan listrik berkurang.

#### 4.5.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar *industrial diesel oil* (IDO) yang diperoleh dari PT Pertamina Cepu.

Kebutuhan bahan bakar IDO

Effisiensi 80 % dari kebutuhan listrik total

$$\begin{aligned} \text{Effisiensi generator 80 \%} &= \frac{\mathbf{190,8973 \text{ kWatt}}}{\mathbf{0,75}} \\ &= 254,5297 \text{ kWatt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{\mathbf{254,5297 \text{ kWatt}} \left( \frac{\mathbf{1 \text{ Btu/jam}}}{\mathbf{0,00029307 \text{ kWatt}}} \right)}{\mathbf{250000 \text{ Btu/gall}}} \\ &= 3,4740 \text{ gall/jam} \times 3,7853 \text{ lt/gall} \\ &= 13,1500 \text{ lt/jam} \end{aligned}$$

Spesifikasi IDO, minyak diesel :

Heat value = 145.100 Btu/gall

Derajat API = 22 – 28 °API

Densitas = 0,8499 kg/lt

Viskositas = 5,8 Cp

#### 4.5.4 Unit Pembangkit *Steam*

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Kapasitas : 240,5003 kg/jam

Tekanan : 14,7 Psi

Jenis : *water tube boiler*

Jumlah : 1 Buah

- **Kebutuhan steam**

Banyaknya kebutuhan *steam* ditunjukkan pada tabel di bawah ini.

**Tabel 4.6** Kebutuhan *steam*

No	Nama Alat	Kode	Jumlah Kebutuhan
			(kg/jam)
1	Vaporizer	VP-01	660,6792
2	Heater	HT-01	342,5510
3	Heater	HT-02	89,9529
<b>Jumlah</b>			<b>1.093,1831</b>
<b>Air make up 20 %</b>			<b>218,6366</b>

- *Kebutuhan air untuk steam*

Total kebutuhan air untuk steam = **1.093,1831** kg/jam

Diperkirakan air yang hilang 20 %.

Kebutuhan make-up air steam = **218,6366** kg/jam

= **0,2186** m<sup>3</sup>/jam

## 4.6 Laboratorium

### 4.6.1 Kegunaan Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Sedangkan fungsinya yang lain adalah untuk pengendalian terhadap pencemaran lingkungan, baik pencemaran udara ataupun pencemaran air.

Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian mengenai bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan untuk

meningkatkan dan menjaga kualitas atas mutu produksi perusahaan. Analisa yang dilakukan dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisa bahan baku dan bahan pembantu, analisa proses dan analisa kualitas produk.

Tugas laboratorium antara lain:

- Memeriksa bahan baku dan bahan pembantu yang akan digunakan
- Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan (tetrahydrofuran)
- Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi
- Memeriksa kadar zat-zat pada buangan pabrik yang dapat menyebabkan pencemaran agar sesuai dengan baku mutu yang telah ditetapkan.

#### **4.6.2 Program Kerja Laboratorium**

##### **1. Analisa bahan baku dan produk**

Dalam upaya pengendalian mutu pabrik ini, maka akan dioptimalkan aktivitas laboratorium untuk pengujian mutu. Adapun analisa pada proses pembuatan tetrahydrofuran meliputi : kemurnian, warna, densitas, viskositas, titik didih, *spesifik gravity*.

##### **2. Analisa untuk keperluan utilitas**

Adapun analisa untuk keperluan utilitas meliputi :

- a. Analisa *feed water*, yang dianalisa meliputi *disolved* oksigen, pH, *hardness*, *total solid*, *suspended solid* serta *oil* dan organik mater.

Syarat kualitas *feed water*:

- DO: lebih baik  $0 \leq 0,007$  ppm ( $\leq 0,005$  cc/L)
- PH:  $\geq 7$
- Hardness: 0

*Temporary hardness* maximum: ppm  $\text{CaCO}_3$

- Total *solid* :  $\leq 200$  ppm ( 0-600 Psi ),  $\leq 10$  ppm ( 600-750 Psi)
- *Suspended solid*: 0
- *Oil* dan organik mater: 0
  - Penukaran ion, yang dianalisa adalah kesadahan  $\text{CaCO}_3$  dan silika sebagai  $\text{SiO}_2$
  - Air bebas mineral, analisisnya sama dengan penukar ion
  - Analisa *cooling water*, yang dianalisa PH jenuh  $\text{CaCO}_3$  dan indeks langelier

Syarat kualitas air pada *cooling water*:

- pH jenuh  $\text{CaCO}_3$  :  $11,207 - 0,916 \log \text{Ca} + \log \text{Mg} - 0,991 \log$   
total alkalinitas +  $0,032 \log \text{SC}_4$
  - Indeks Langlier : pH jenuh  $\text{CaCO}_3$  (0,6 – 10)
- b. Air minum yang dihasilkan dianalisa meliputi pH, kadar khlor, dan kekeruhan.
- c. Air bebas mineral yang dianalisa meliputi pH, kesadahan, jumlah  $\text{O}_2$  terlarut, dan kadar Fe.

Untuk mempermudah pelaksanaan program kerja laboratorium, maka laboratorium di pabrik ini dibagi menjadi tiga bagian:

1. Laboratorium pengamatan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisika terhadap semua arus yang berasal dari proses-proses produksi maupun tangki serta mengeluarkan : *Sertifikat Of Quality* untuk menjelaskan spesifikasi hasil

pengamatan. Jadi pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku dan produk akhir.

2. Laboratorium analisa atau analitik

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi bahan baku, produk akhir, kadar air, dan bahan kimia yang digunakan (aditif, bahan-bahan injeksi, dll)

3. Laboratorium penelitian, pengembangan dan perlindungan lingkungan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap kualitas material terkait dalam proses yang digunakan untuk meningkatkan hasil akhir. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal-hal yang baru untuk keperluan pengembangan. Termasuk di dalamnya adalah kemungkinan penggantian, penambahan, dan pengurangan alat proses.

#### 4.6.3 Alat-Alat Utama Laboratorium

Alat-alat utama yang digunakan di laboratorium antara lain :

a. *Water content tester*

Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar air dalam produk.

b. *Chromatography gas*

Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar lauryl alkohol dan asam sulfat dalam bahan baku dan lauryl sulfat dalam produk.

c. *Viscosimeter bath*

Alat ini digunakan untuk mengukur viskositas produk keluar dari reaktor.

d. *Hydrometer*

Alat ini digunakan untuk mengukur *spesifik gravity*.

#### **4.7 Kesehatan Dan Keselamatan Kerja**

Bahan-bahan yang digunakan dalam pabrik cukup berbahaya, oleh karena itu diperlukan disiplin kerja yang baik. Kesalahan akan dapat mengakibatkan kecelakaan bagi manusia dan peralatan pabrik, misal kesakitan, kematian kebakaran, keracunan dan ledakan. Untuk setiap karyawan pabrik diberikan perlengkapan pakaian seperti helm, sarung tangan, masker, dan lain-lain.

Penanganan keselamatan kerja tidak lepas dari rancangan dan pelaksanaan konstruksi. Untuk itu semua peralatan harus memenuhi standar rancang bangun. Keamanan kerja berkaitan erat dengan aktivitas suatu industri, maka perlu dipikirkan suatu sistem keamanan yang memadai, karena menyangkut keselamatan manusia, bahan baku, produk dan peralatan pabrik.

Sistem keamanan dapat terwujud karena beberapa hal seperti pemilihan lokasi, tidak ada dampak lingkungan negatif, tata letak peralatan pabrik dan kepatuhan karyawan terhadap semua peraturan di dalam pabrik. Keamanan suatu pabrik kimia sangat tergantung dari penanganan, pengendalian dan usaha untuk mencegah bahaya yang mungkin timbul.

Fasilitas pemadam kebakaran seperti *fire hydrant* perlu ditempatkan pada tempat-tempat yang strategis, di samping itu perlu disediakan pulaportabel *fire fighting equipment* pada setiap ruangan dan tempat-tempat yang mudah dicapai.

## **4.8 Organisasi Perusahaan**

### **4.8.1 Bentuk Perusahaan**

Bentuk perusahaan yang dipilih oleh pabrik lauryl sulfat adalah Perseroan Terbatas (PT) yang berbentuk badan hukum. Badan hukum ini disebut perseroan sebab modal badan hukum terdiri atas saham-saham dan kredit dari dalam dan luar negeri.

Perseroan terbatas harus didirikan memakai akte autentik. Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh seorang Direksi yang terdiri dari seorang Direktur Utama dibantu oleh Direktur-Direktur. Direktur dipilih oleh rapat umum anggota. Tidak selalu seorang yang dipilih menjadi Direktur adalah orang yang memiliki saham, dapat juga orang lain. Pekerjaan direksi sehari-hari diawasi oleh rapat umum para pemilik saham. Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu oleh akuntan pabrik bila dalam perusahaan ada hal-hal yang kurang beres. Direksi dan komisaris dipilih kembali oleh rapat umum pemilik saham apabila mereka bersedia setelah masa jabatannya habis. Kekuasaan tertinggi dalam perseroan terbatas adalah rapat umum para pemilik saham yang biasanya diadakan setahun sekali.

Modal perusahaan diperoleh dari penjualan saham-saham, dan bila perusahaan rugi maka pemilik saham hanya akan kehilangan modalnya saja dan tidak menyinggung harta kekayaan pribadi untuk melunasi hutang-hutangnya.

Ciri-ciri perseroan terbatas antara lain:

- Didirikan dengan akta notaris berdasarkan Kitab Undang-Undang Hukum Dagang

- Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham
- Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham
- Pabrik dipimpin oleh seorang Direktur yang dipilih oleh para pemegang saham
- Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada Direktur dengan memperhatikan hukum-hukum perburuan

#### **4.8.2 Struktur Organisasi Perusahaan**

Struktur organisasi merupakan susunan yang terdiri dari fungsi-fungsi dan hubungan-hubungan yang menyatakan seluruh kegiatan untuk mencapai suatu sasaran. Secara fisik, struktur organisasi dapat dinyatakan dalam bentuk grafik yang memperlihatkan hubungan unit-unit operasi dan garis-garis wewenang yang ada.

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan dalam perusahaan tersebut, karena hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan, demi tercapainya hubungan kerja yang baik antara karyawan. Untuk mendapatkan suatu system organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa asas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain perumusan tugas perusahaan dengan jelas, pendelegasian wewenang, pembagian tugas kerja yang jelas, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan, dan organisasi perusahaan yang fleksibel.

Sistem struktur organisasi ada tiga yaitu: *line*, *line* dan *staff*, serta sistem fungsional. Dengan berpedoman terhadap asas-asas tersebut maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu sistem *line/lini* dan *staff*. Pada sistem

ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi, maka perlu dibentuk *staff* ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dibidangnya. Bantuan pikiran dan nasehat akan diberikan oleh *staff* ahli kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi *line/lini* dan *staff* ini, yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan yang disebut lini dan orang-orang yang menjalankan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional dan disebut *staff*.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Kepala Bidang Produksi serta Kepala Bidang Keuangan dan Umum. Kepala Bidang membawahi beberapa Kepala Seksi, yang akan bertanggung jawab membawahi seksi-seksi dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab, Kepala Bidang Produksi membawahi Seksi Operasi dan Seksi Teknik, Sedangkan Kepala Keuangan dan Umum, Seksi Pemasaran dan Seksi Keuangan & Administrasi. Masing-masing Kepala Seksi akan membawahi Koordinator Unit atau langsung membawahi karyawan. Unit

koordinator bertugas untuk mengkoordinasi dan mengawasi karyawan yang ada di unitnya.

Dengan adanya struktur organisasi pada perusahaan maka akan diperoleh beberapa keuntungan, antara lain :

- Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembagian tugas, tanggung jawab, wewenang dan lain-lain
- Penempatan pegawai yang lebih tepat
- Penyusunan program pengembangan manajemen perusahaan akan lebih terarah
- Ikut menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada
- Sebagai bahan orientasi untuk pejabat
- Dapat mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar

### **4.8.3 Tugas Dan Wewenang**

#### **4.8.3.1 Pemegang Saham**

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut.

Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang berbentuk PT adalah rapat umum pemegang saham.

Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham bertugas untuk:

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur

3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari suatu perusahaan

#### **4.8.3.2 Dewan Komisaris**

Dewan Komisaris merupakan pelaksana dari pemilik saham dan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris meliputi:

1. Menilai dan menyetujui Direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya.
2. Mengawasi tugas Direksi
3. Membantu Direksi dalam hal yang penting

#### **4.8.3.3 Dewan Direksi**

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggungjawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama membawahi Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Utama antara lain:

1. Melakukan kebijaksanaan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada rapat umum pemegang saham
2. Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan baik antara pemilik saham, pimpinan, dan karyawan
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat untuk pemegang saham

4. Mengkoordinasi kerjasama dengan Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Keuangan, dan Umum serta Personalia

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain:

1. Bertanggung jawab pada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik
2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan Kepala Bagian yang dibawahinya

Tugas Dierktur Keuangan dan Umum antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum, K3 dan litbang serta pemasaran
2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan Kepala Bagian yang di bawahinya

#### **4.8.3.4 Staff Ahli**

*Staff Ahli* terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. *Staff Ahli* bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang dan keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang *Staff Ahli* antara lain:

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan
2. Mengadakan evaluasi teknik dan ekonomi perusahaan
3. Memberikan saran dalam bidang produksi.

#### 4.8.3.5 Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala Bagian dapat juga bertindak sebagai *Staff* Direktur bersama-sama dengan *Staff* Ahli. Kepala Bagian ini bertanggung jawab kepada Direktur masing-masing.

##### ❖ Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala Bagian membawahi:

##### ➤ Seksi Proses

Tugas antara lain:

- Mengawasi jalannya proses dan produksi
- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang

##### ➤ Seksi Pengendalian

Tugasnya adalah menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada

##### ➤ Seksi Laboratorium

Tugas antara lain:

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku, bahan pembantu dan produk
- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik
- Membuat laporan berkala pada Kepala Bagian Produksi

**❖ Kepala Bagian Teknik**

Tugas antara lain:

- Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang peralatan proses dan utilitas
- Mengkoordinasi Kepala-Kepala Seksi yang dibawahinya
- Kepala Bagian Teknik membawahi:

➤ Seksi Pemeliharaan

Tugas antara lain:

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
- Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik

➤ Seksi Utilitas

Tugasnya adalah melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan listrik.

**❖ Kepala Bagian Pemasaran**

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi:

- Seksi Pembelian
- Seksi Pemasaran atau Penjualan

**❖ Kepala Bagian Keuangan**

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagian Keuangan membawahi:

- Seksi Administrasi
- Seksi Kas

❖ **Kepala Bagian Umum**

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Umum membawahi:

- Seksi Personalia
- Seksi Humas
- Seksi Keamanan

**4.8.3.6 Kepala Seksi**

Kepala Seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai rencana yang telah diatur oleh Kepala Bagian masing-masing supaya diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap Kepala Seksi bertanggung jawab kepada Kepala Bagian sesuai dengan seksinya masing-masing.

**a. Kepala Seksi Proses**

Tugas Kepala Seksi Proses bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran proses produksi.

**Seksi Proses**

Tugas Seksi Proses antara lain:

- Mengawasi jalannya proses dan produksi

- Menjalankan tindakan sepenuhnya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang

**b. Kepala Seksi Pengendalian**

Tugas Kepala Seksi Pengendalian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal kelancaran proses produksi yang berkaitan dengan keselamatan aktivitas produksi.

**Seksi Pengendalian**

Tugas Seksi Pengendalian antara lain:

- Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada
- Bertanggung jawab terhadap perencanaan dan pengawasan keselamatan proses, instalasi perawatan, karyawan, dan lingkungan (inspeksi)

**c. Kepala Seksi Laboratorium**

Tugas Kepala Seksi Laboratorium bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal pengawasan dan analisa produksi.

**Seksi Laboratorium**

Tugas Seksi Laboratorium antara lain:

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
- Mengawasi dan menganalisa mutu produksi
- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik dan
- Membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi.

**d. Kepala Seksi Pemeliharaan**

Tugas Kepala Seksi Pemeliharaan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam bidang pemeliharaan peralatan, inspeksi, dan keselamatan proses dan lingkungan, ikut memberikan bantuan teknik kepada Seksi Operasi.

**Seksi Pemeliharaan**

Tugas Seksi Pemeliharaan adalah merencanakan dan melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik serta memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

**e. Kepala Seksi Utilitas**

Tugas Kepala Seksi Utilitas adalah bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam hal utilitas.

**Seksi Utilitas**

Tugas Seksi Utilitas adalah melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan tenaga kerja

**f. Kepala Seksi Penelitian**

Tugas Kepala Seksi Penelitian adalah bertanggung jawab kepada Kepala Bagian R&D dalam hal mutu produk.

**Seksi Penelitian**

Tugas Seksi Penelitian antara lain:

- Melakukan riset guna mempertinggi mutu suatu produk.

**g. Kepala Seksi Pengembangan**

Tugas Kepala Seksi Pengembangan adalah bertanggung jawab kepada Kepala Bagian R&D dalam hal pengembangan produksi.

**Seksi Pengembangan**

Tugas Seksi Pengembangan antara lain:

- Mengadakan pemilihan pemasaran produk ke suatu tempat dan mempertinggi efisiensi kerja
- Mempertinggi mutu suatu produk, memperbaiki proses pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi

**h. Kepala Seksi Administrasi**

Tugas Kepala Seksi Administrasi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal administrasi.

**Seksi Administrasi**

Tugas Seksi Administrasi adalah menyelenggarakan pencatatan utang piutang, administrasi, persediaan kantor, pembukuan serta masalah perpajakan.

**i. Kepala Seksi Keuangan**

Tugas Kepala Seksi Keuangan ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal keuangan atau anggaran.

**Seksi Keuangan**

Tugas Seksi Keuangan antara lain:

- Menghitung penggunaan uang perusahaan
- Mengamankan uang dan meramalkan tentang keuangan masa depan

- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan

**j. Kepala Seksi Penjualan**

Tugas Kepala Seksi Penjualan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang pemasaran hasil produksi.

**Seksi Penjualan**

Tugas Seksi Penjualan adalah merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi hasil produksi dari gudang.

**k. Kepala Seksi Pembelian**

Tugas Kepala Seksi Pembelian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang penyediaan bahan baku dan peralatan.

**Seksi Pembelian**

Tugas Seksi Pembelian adalah melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan oleh perusahaan serta mengetahui harga pasaran dari suatu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang

**l. Kepala Seksi Personalia**

Tugas Kepala Seksi Personalia bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal sumber daya manusia.

**Seksi Personalia**

Tugas Seksi Personalia antara lain:

- Mengelola sumber daya manusia dan manajemen
- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya

- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan

**m. Kepala Seksi Humas**

Tugas Kepala Seksi Humas bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal yang berhubungan dengan masyarakat.

**Seksi Humas**

Tugas Seksi Humas adalah mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan.

**n. Kepala Seksi Keamanan**

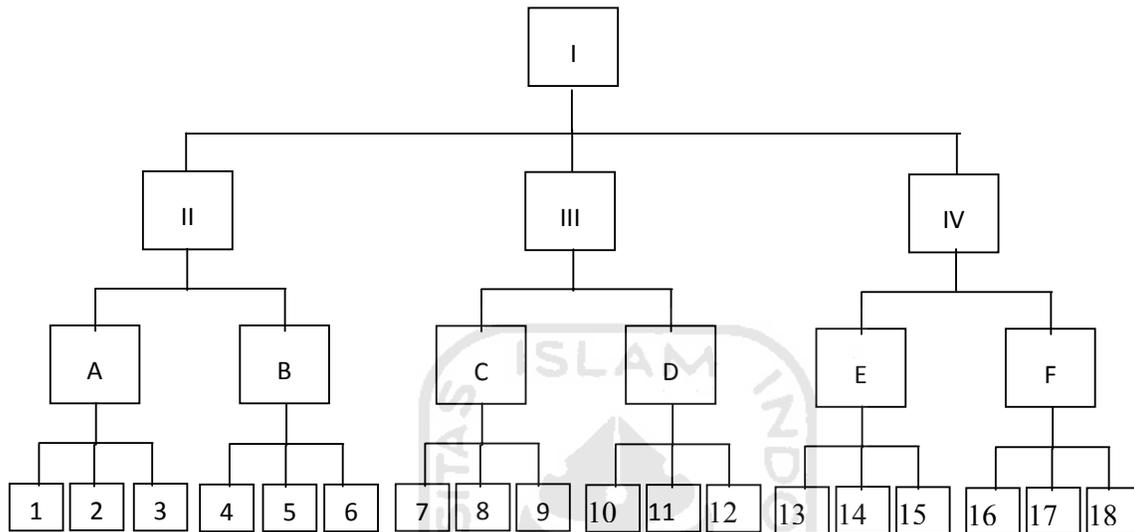
Tugas Kepala Seksi Keamanan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum yang menyangkut keamanan di sekitar pabrik.

**Seksi Keamanan**

Tugas Seksi Keamanan antara lain:

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan
- Mengawasi keluar masuknya orang baik karyawan atau bukan di lingkungan pabrik
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan

Untuk struktur organisasi perusahaan terdiri atas empat tingkatan yang ditunjukkan pada gambar dibawah ini :



**Gambar 4.4** Struktur organisasi

Keterangan :

- |                                       |  |
|---------------------------------------|--|
| I. Direktur Utama                     | 6. Seksi Instrumentasi dan Listrik       |
| II. Direktur Produksi                 | 7. Seksi Pemadam Kebakaran               |
| III. Direktur Umum                    | 8. Seksi Kesehatan                       |
| Direktur Administrasi dan Keuangan    | 9. Seksi Keselamatan Kerja               |
| A. Kepala Bidang Produksi             | 10. Seksi Logistik                       |
| B. Kepala Bidang Teknik               | 11. Seksi Pengamanan ( <i>Security</i> ) |
| C. Kepala Bidang Pencegahan Kegagalan | 12. Seksi Transportasi dan Rumah Tangga  |
| D. Kepala Bidang Urusan Dalam         | 13. Seksi Pembukuan dan Keuangan         |
| E. Kepala Bidang Keuangan             | 14. Seksi Pemasaran                      |
| Kepala Bidang Administrasi            | 15. Seksi Pembelian                      |
| 1. Seksi Proses                       | 16. Seksi Tata Usaha dan Kesekretariatan |
| 2. Seksi Utilitas                     | 17. Seksi Humas                          |
| 3. Seksi Laboratorium dan Riset       | 18. Seksi Personalia dan Kepegawaian     |
| 4. Seksi Bengkel dan Perawatan        |  |
| 5. Seksi Shift dan Koordinasi         |  |

#### 4.8.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pada pabrik lauryl alkohol ini pemberian gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Pembagian karyawan pabrik ini dapat dibagi menjadi tiga golongan antara lain:

##### 1.) Karyawan tetap

Yaitu karyawan yang diangkat dan di berhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

##### 2.) Karyawan harian

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan Direksi tanpa SK Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir minggu.

##### 3.) Karyawan borongan

Yaitu karyawan yang dikaryakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

#### 4.8.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Jadwal kerja di perusahaan ini dibagi menjadi dua bagian yaitu jadwal kerja kantor (jadwal *non shift*) dan jadwal kerja pabrik (jadwal *shift*).

##### 4.8.5.1 Jadwal *Non Shift*

Jadwal ini berlaku untuk karyawan kantor (*office*). Dalam satu Minggu jam kantor adalah 40 jam dengan perician sebagai berikut :

- Senin-Jumat : 08.00-16.30 WIB
- Istirahat : 12.00-13.00 WIB
- *Coffe Break I* : 09.45-10.00 WIB

- *Coffe Break* II : 14.45-15.00 WIB
- Sabtu : 08.00-13.30 WIB
- Istirahat Sabtu : 12.00-12.30 WIB

#### 4.8.5.2. Jadwal *Shift*

Jadwal kerja ini diberlakukan kepada Karyawan yang berhubungan langsung dengan proses produksi, misalnya bagian produksi, mekanik, laboratorium, genset dan elektrik, dan instrumentasi. Jadwal kerja pabrik ini dibagi dalam 3 *shift*, yaitu :

- *Shift* I : 24.00-08.00 WIB
- *Shift* II : 08.00-16.00 WIB
- *Shift* III : 16.00-24.00 WIB

Setelah dua hari masuk *shift* II, dua hari *shift* III, dan dua hari *shift* I, maka Karyawan *shift* ini mendapat libur selama dua hari. Setiap masuk kerja *shift* ini mendapat libur selama dua hari. Setiap masuk kerja *shift*, Karyawan diberikan waktu istirahat selama 1 jam secara bergantian.

Di luar jam kerja kantor maupun pabrik tersebut, apabila Karyawan masih dibutuhkan untuk bekerja, maka kelebihan jam kerja tersebut akan diperhitungkan sebagai kerja lembur (*Over Time*) dengan perhitungan gaji yang tersendiri. Untuk hari besar (hari libur nasional), Karyawan kantor diliburkan. Sedangkan Karyawan pabrik tetap masuk kerja sesuai jadwalnya dengan perhitungan lembur.

#### 4.8.6 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji.

##### 4.8.6.1 Penggolongan Jabatan

Tabel berikut ini menunjukkan rincian penggolongan jabatan pada perusahaan.

**Tabel 4.7** Penggolongan jabatan

No	Jabatan	Pendidikan
1	Direktur Utama	Sarjana Teknik Kimia
2	Direktur Teknik dan Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
4	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
5	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin/ Elektro
6	Kepala Bagian R&D	Sarjana Teknik Kimia
7	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi
8	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
9	Kepala Bagian Umum	Sarjana Hukum
10	Kepala Seksi	Sarjana Muda Teknik Kimia
11	Operator	STM / SMU / Sederajat
12	Sekretaris	Akademi Sekretaris
13	Staff	Sarjana Muda / D3
14	Medis	Dokter
15	Paramedis	Perawat
16	Lain-lain	SD / SMP / Sederajat

##### 4.8.6.2 Perincian Jumlah Karyawan

Rincian jumlah karyawan pada masing-masing bagian ditunjukkan pada tabel di bawah ini.

**Tabel 4.8** Jumlah karyawan pada masing-masing bagian

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Umum	1
4	Staff Ahli	2
5	Sekretaris	3
6	Kepala Bagian Umum	1
7	Kepala Bagian Pemasaran	1

**Tabel 4.8** Jumlah karyawan pada masing-masing bagian ( lanjutan )

<b>No</b>	<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>
8	Kepala Bagian Keuangan	1
9	Kepala Bagian Teknik	1
10	Kepala Bagian Produksi	1
11	Kepala Bagian R&D	1
12	Kepala Seksi Personalia	1
13	Kepala Seksi Humas	1
14	Kepala Seksi Keamanan	1
15	Kepala Seksi Pembelian	1
16	Kepala Seksi Pemasaran	1
17	Kepala Seksi Administrasi	1
18	Kepala Seksi Kas/Anggaran	1
19	Kepala Seksi Proses	1
20	Kepala Seksi Pengendalian	1
21	Kepala Seksi Laboratorium	1
22	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
23	Kepala Seksi Utilitas	1
24	Kepala Seksi Pengembangan	1
25	Kepala Seksi Penelitian	1
26	Karyawan Personalia	4
27	Karyawan Humas	3
28	Karyawan Keamanan	9
29	Karyawan Pembelian	4
30	Karyawan Pemasaran	4
31	Karyawan Administrasi	3
32	Karyawan Kas/Anggaran	3
33	Karyawan Proses	32
34	Karyawan Pengendalian	4
35	Karyawan Labiratorium	6
36	Karyawan Pemeliharaan	4
37	Karyawan Utilitas	10
38	Karyawan KKKLL	3

**Tabel 4.8** Jumlah karyawan pada masing-masing bagian ( lanjutan )

<b>No</b>	<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>
39	Karyawan Litbang	4
40	Karyawan Pemadam Kebakaran	4
41	Dokter	1
42	Perawat	3
43	Sopir	3
44	<i>Cleaning Service</i>	8
	<b>Total</b>	<b>140</b>

#### 4.8.6.3 Sistem Gaji Pegawai

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi tiga golongan yaitu:

1. Gaji bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap dan besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

2. Gaji harian

Gaji ini diberikan kepada Karyawan tidak tetap atau buruh harian.

3. Gaji lembur

Gaji ini diberikan kepada Karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Berikut ini tabel yang menunjukkan penggolongan gaji pegawai berdasarkan jabatan.

**Tabel 4.9** Gaji Pegawai

<b>Golongan</b>	<b>Jabatan</b>	<b>Gaji/Bulan</b>
1	Direktur Utama	Rp 60.000.000,-
2	Direktur	Rp 30.000.000,-
3	<i>Staff Ahli</i>	Rp 15.000.000,-
4	Kepala Bagian	Rp 11.000.000,-
5	Kepala Seksi	Rp 9.000.000,-
6	Sekretaris	Rp 3.500.000,-
7	Dokter	Rp 3.500.000,-
8	Paramedis	Rp 2.500.000,-
9	Karyawan	Rp 3.500.000,-
10	Satpam	Rp 1.700.000,-
11	Sopir	Rp 1.700.000,-
12	<i>Cleaning Service</i>	Rp 1.300.000,-

#### 4.8.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Semua Karyawan dan *staff* di perusahaan ini akan mendapat:

1. *Salary*
  - a. *Salary*/bulan
  - b. Bonus per tahun untuk *staff*, min 2 kali *basic salary*
  - c. THR per tahun untuk semua *staff*, 1 kali *basic salary*
  - d. Natal per tahun untuk semua *staff*, 1 kali *basic salary*
  - e. Jasa per tahun untuk semua *staff*, 1 kali *basic salary*
2. *Jaminan sosial dan pajak pendapatan*
  - a. Pajak pendapatan semua karyawan menjadi tanggungan perusahaan
  - b. Jamsostek: 3,5 % kali *basic salary*
    - 1,5 % tanggungan perusahaan
    - 2 % tanggungan karyawan

### 3. *Medical*

- a. *Emergency* : tersedia poliklinik pengobatan gratis
- b. Tahunan : pengobatan untuk staff dan keluarganya bebas, ditanggung perusahaan

### 4. *Perumahan*

Untuk *staff* disediakan *mess*.

### 5. *Rekreasi dan olahraga*

- a. Rekreasi : setiap satu tahun sekali Karyawan dan keluarga bersama-sama mengadakan *tour* atas biaya perusahaan
- b. Olahraga : tersedia lapangan tenis dan bulutangkis

### 6. *Kenaikkan gaji dan promosi*

- a. Kenaikkan gaji dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan besarnya inflasi, prestasi kerja dan lain-lain
- b. Promosi dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan pendidikan, prestasi kerja, dan lain-lain.

### 7. *Hak cuti dan ijin*

- a. Cuti tahunan : setiap Karyawan mendapatkan cuti setiap tahun selama 12 hari setelah tahun ke 5 mendapatkan tambahan 2 hari (total 20 hari)
- b. Ijin tidak masuk kerja diatur dalam KKB yang ada

### 8. *Pakaian kerja dan sepatu*

Setiap tahun mendapat jatah 2 stell.

#### **4.8.8 Manajemen Produksi**

Manajemen Produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang fungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang dilaksanakan.

Manajemen Produksi meliputi manajemen perencanaan dan manajemen pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan akan diperoleh kualitas produk sesuai dengan rencana dan dalam waktu yang tepat. Dengan meningkatkan kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindari terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali. Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian dimana perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional sehingga penyimpangan yang terjadi dapat segera diketahui dan selanjutnya dikendalikan ke arah yang sesuai.

##### **4.8.8.1 Perencanaan Produksi**

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

a. Kemampuan pasar

Dapat dibagi menjadi dua kemungkinan yaitu:

- Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal
- Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan dengan kemampuan pabrik  
Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya:
  - Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi
  - Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya
  - Mencari daerah pemasaran

b. Kemampuan pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor antara lain:

- Material (bahan baku)

Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.

- Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat.

- Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.

#### **4.8.8.2 Pengendalian produksi**

Setelah perencanaan produksi disusun dan diproses, produksi dijalankan maka perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal, untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian kualitas, pengendalian kuantitas, dan pengendalian waktu.

#### **4.9. Analisa Ekonomi**

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada perancangan pabrik Tetrahydrofuran ini dibuat evaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dengan metode:

1. *Return of investment*
2. *Pay out time*
3. *Discounted cash flow rate of return*
4. *Break even point*
5. *Shut down point*

Untuk meninjau faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

1. Penaksiran modal industri (*total capital investment*) yang terdiri atas:
  - a. Modal tetap (*fixed capital*)
  - b. Modal kerja (*working capital*)
2. Penentuan biaya produksi total (*production investment*) yang terdiri atas:
  - a. Biaya pembuatan (*manufacturing cost*)
  - b. Biaya pengeluaran umum (*general expense*)
3. Total pendapatan

#### 4.9.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat sekarang adalah:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries \& Newton P.16, 1955})$$

Dalam hubungan ini:

$E_x$  = harga alat pada tahun X

$E_y$  = harga alat pada tahun Y

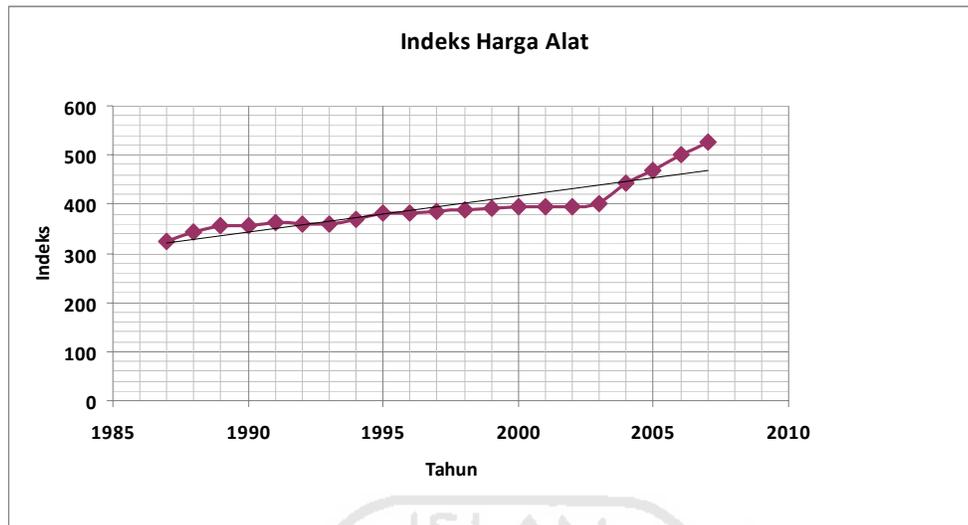
$N_x$  = nilai indeks tahun X

$N_y$  = nilai indeks tahun Y

Jenis indeks yang digunakan adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index* dari jurnal *Chemical Engineering* September 2008 yang ditunjukkan pada tabel berikut ini.

**Table 4.10.** Indeks harga alat pada berbagai tahun

Tahun	X (Tahun)	Y (Indeks)
1987	1	324
1988	2	343
1989	3	355
1990	4	356
1991	5	361,3
1992	6	358,2
1993	7	359,2
1994	8	368,1
1995	9	381,1
1996	10	381,7
1997	11	386,5
1998	12	389,5
1999	13	390,6
2000	14	394,1
2001	15	394,3
2002	16	395,6
2003	17	402
2004	18	444,2
2005	19	468,2
2006	20	499,6
2007	21	525,4



**Gambar 4.5.** Grafik indeks harga alat

Untuk jenis alat yang sama tapi kapasitas berbeda, harga suatu alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan pendekatan sebagai berikut:

$$E_b = E_a \left( \frac{C_b}{C_a} \right)^x$$

Dimana:

$E_a$  = Harga alat dengan kapasitas diketahui

$E_b$  = Harga alat dengan kapasitas dicari

$C_a$  = Kapasitas alat A

$C_b$  = Kapasitas alat B

$x$  = Eksponen

Besarnya harga eksponen bermacam-macam, tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk bermacam-macam jenis alat dapat dilihat pada Peter & Timmerhause edisi ke-2, halaman 170.

#### 4.9.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi	=	15.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	=	335 hari
Umur pabrik	=	10 tahun
Pabrik didirikan	=	2014
Kurs mata uang	=	1 US\$ = Rp 9.150

(www.detik.com akses 15 feb 2012)

#### 4.9.3 Perhitungan Biaya

##### 4.9.3.1 *Capital Investment*

*Capital investment* adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas-fasilitas produksi dan untuk menjalankannya. *Capital investment* meliputi:

- Fixed capital investment* adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya
- Working capital* adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha/modal dari suatu pabrik selama waktu tertentu

##### 4.9.3.2 *Manufacturing Cost*

*Manufacturing cost* adalah biaya yang diperlukan untuk produksi suatu bahan, merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dengan produk.

- Direct cost* adalah adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk

- b. *Indirect cost* adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik
- c. *Fixed cost* merupakan harga yang berkaitan dengan *fixed capital* dan pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi
- d. *General expenses* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*

#### 4.9.3.3 *General Expense*

*General expense* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

#### 4.9.4 **Analisa Kelayakan**

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan analisa atau evaluasi kelayakan.

##### 4.9.4.1 *Percent Return of Investment (ROI)*

*Return of investment* adalah biaya *fixed capital* yang kembali pertahun atau tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{Pr ofit}}{FCI} \times 100\%$$

$$FCI = \text{Fixed capital investment}$$

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

*Pay out time* adalah jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan sebuah penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.

#### 4.9.4.3. *Discounted Cash Flow of Return (DCFR)*

Evaluasi keuntungan dengan cara *discounted cash flow* uang tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik (*present value*).

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

*Break even point* adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian). Kapasitas pabrik pada saat *sales value* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan untung jika beroperasi di atasnya.

$$\text{BEP} = \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

Dengan:

Fa = *Annual fixed expense*

Ra = *Annual regulated expense*

Va = *Annual variabel expense*

Sa = *Annual sales value expense*

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

*Shut down point* adalah level produksi dimana biaya untuk menjalankan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100 \%$$

#### 4.9.5. Hasil Perhitungan

##### 4.9.5.1. Penentuan *Total Capital Investment (TCI)*

*Total capital investment* merupakan biaya-biaya pengadaan fasilitas produksi beserta seluruh kelengkapannya dan biaya-biaya pengoperasian pabrik. Berikut ini tabel-tabel rincian biaya yang berupa modal tetap dan modal kerja.

#### A. Modal tetap (*fixed capital investment*)

**Tabel 4.11** *Fixed capital investment*

No	Type of Capital Investment	Rupiah (Rp)
1	<i>Equipment instalation</i>	112.898.401,28
2	<i>Piping</i>	150.935.460,31
3	<i>Instrumentation</i>	3.969.084,42
4	<i>Insulation</i>	2.756.308,63
5	<i>Electrical</i>	2.756.308,63
6	<i>Buildings</i>	57.494.000.000,00
7	<i>Land and yard improvement</i>	26.597.600.000,00
8	<i>Utilities</i>	357.727.716,05
9	<b><i>Physical plant cost</i></b>	<b>84.722.643.279,30</b>
10	<i>Engineering and construction</i>	66.870.306.724,90
11	<b><i>Direct plant cost</i></b>	<b>84.722.643.279,30</b>
12	<i>Contractor's fee</i>	50.688.610.524,41
13	<i>Contingency</i>	50.688.610.524,41
	<b><i>Fixed capital investment</i></b>	<b>422.415.457.611,62</b>

## B. Modal kerja (*working capital*)

**Tabel 4.12.** *Working capital*

No	Type of Expenses	Rupiah (Rp)
1	<i>Raw material inventory</i>	80.354.379.278,40
2	<i>In process inventory</i>	2.538.575.470,64
3	<i>Product inventory</i>	141.737.130.443,85
4	<i>Extended credit</i>	202.657.397.252,48
5	<i>Available cash</i>	141.737.130.443,85
	<b>Total working capital</b>	<b>569.024.612.889,22</b>

### 4.9.5.2 Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

Berikut ini tabel-tabel rincian biaya produksi total yang terdiri atas *manufacturing cost* dan *general expense*.

#### A. *Manufacturing cost*

**Tabel 4.13.** *Manufacturing cost*

No	Type of Expenses	Rupiah (Rp)
1	<i>Raw materials</i>	897.290.568.608,78
2	<i>Labor cost</i>	7.837.200.000,00
3	<i>Supervisor</i>	783.720.000,00
4	<i>Maintenance</i>	16.824.752.777,37
5	<i>Plant supplies</i>	2.523.712.916,61
6	<i>Royalties and patents</i>	24.318.887.670,30
7	<i>Utilities</i>	22.920.975.729,63
	<b>Direct manufacturing cost</b>	<b>972.499.817.702,69</b>
1	<i>Payroll and overhead</i>	1.175.580.000,00
2	<i>Laboratory</i>	783.720.000,00
3	<i>Plant overhead</i>	7.445.340.000,00
4	<i>Packaging and shipping</i>	705.247.742.438,61
	<b>Indirect manufacturing cost</b>	<b>714.652.382.438,61</b>
1	<i>Depreciation</i>	25.416.792.983,79
2	<i>Property taxes</i>	5.083.358.596,76
3	<i>Insurance</i>	2.541.679.298,38
	<b>Fixed manufacturing cost</b>	<b>33.041.830.878,93</b>
	<b>Total manufacturing cost</b>	<b>2.163.907.498.764,74</b>

## B. General expense

**Tabel 4.14. General expense**

No	Type of Expenses	Rupiah (Rp)
1	Administration	41.220.644.304,56
2	Sales	7.007.509.531,78
3	Research	1.648.825.772,18
4	Finance	7.007.166.340,30
<b>General expense</b>		<b>56.884.145.948,82</b>

Total biaya produksi = TMC + GE

$$= \text{Rp } 2.220.791.644.713,56$$

### 4.9.5.3. Keuntungan (Profit)

Keuntungan = total penjualan produk – total biaya produksi

#### a. Keuntungan sebelum pajak

Total penjualan produk = Rp 2.431.888.767.029,70

Total biaya produksi = Rp 2.220.791.644.713,56

Keuntungan = Rp 211.097.122.316,14

#### b. Keuntungan setelah pajak

Pajak 50% = Rp 105.548.561.158,07

### 4.9.5.4. Analisa Kelayakan

#### 1. Percent return of investment (ROI)

$$\text{ROI} = \frac{\text{Profit}}{\text{FCI}} \times 100\%$$

◆ ROI sebelum pajak = 49,97 %

◆ ROI setelah pajak = 24,99 %

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11% (Aries & Newton, 1955).

## 2. *Pay out time (POT)*

$$POT = \frac{FCI}{keuntungan + depresiasi} \times 100\%$$

- POT sebelum pajak = 1,67 tahun
- POT setelah pajak = 2,86 tahun

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1955).

## 3. *Break even point (BEP)*

- *Fixed manufacturing cost* (Fa) = Rp 54.914.009.489,51
- *Variabel cost* (Va) = Rp 1.649.778.174.447,32
- *Regulated cost* (Ra) = Rp 516.099.460.776,73
- Penjualan produk (Sa) = Rp 2.431.888.767.029,70

$$BEP = \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

$$BEP = 49,84 \%$$

BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.

## 4. *Shut down point (SDP)*

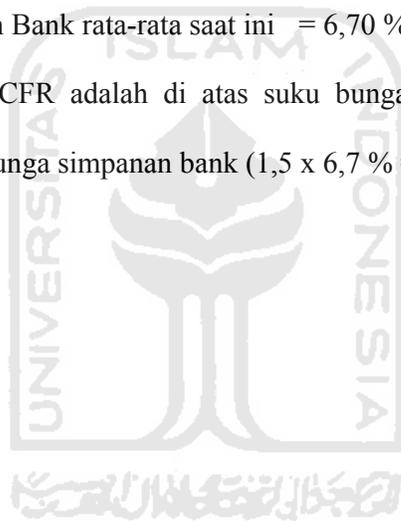
$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100 \%$$

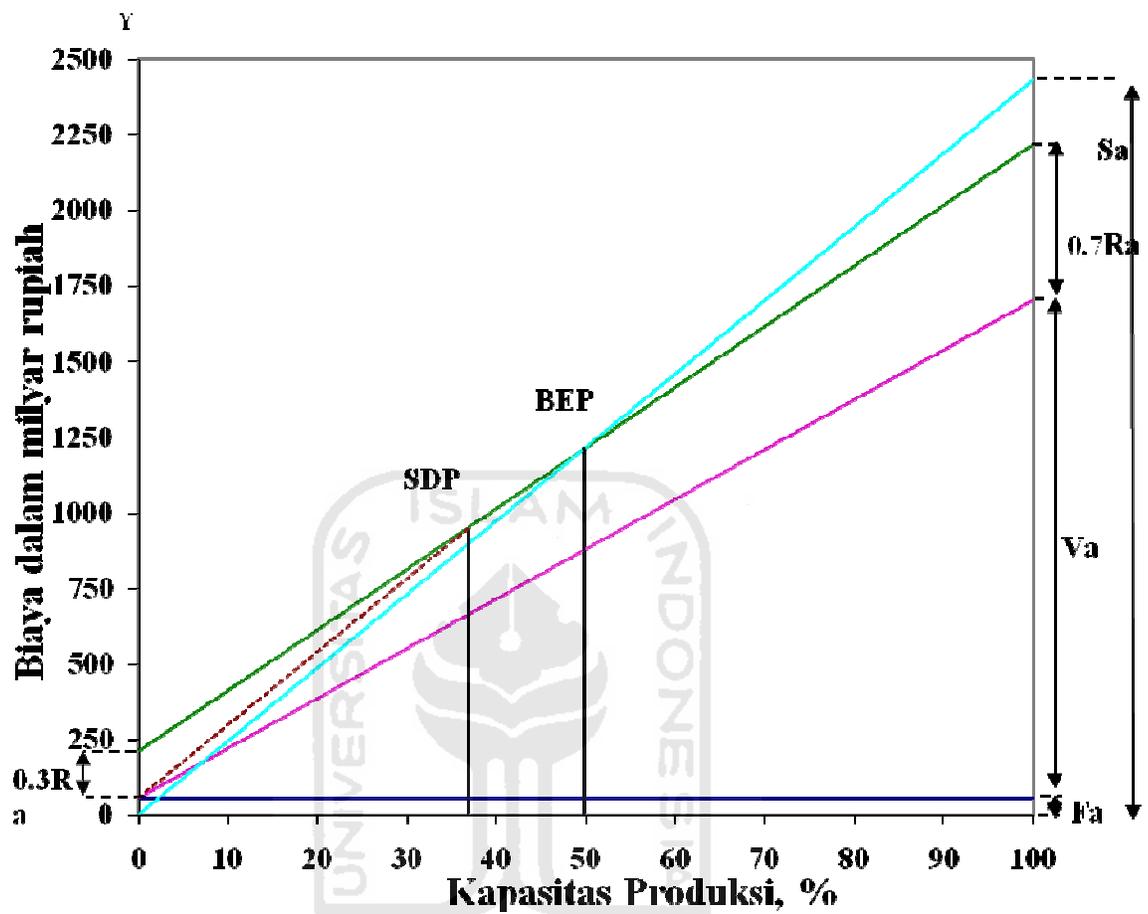
$$SDP = 36,79 \%$$

### 5. *Discounted cash flow (DCF)*

- Umur pabrik = 10 tahun
- *Fixed capital (FC)* = Rp 422.415.457.611,62
- *Working capital (WC)* = Rp 575.956.243.623,02
- *Cash flow (CF)* = Rp 187.724.974.968,62
- *Salvage value (SV)* = Rp 42.241.545.761,16
- DCFR = 17,21 %
- Bunga simpanan Bank rata-rata saat ini = 6,70 %

Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga simpanan bank yaitu sekitar 1,5 x Suku bunga simpanan bank ( $1,5 \times 6,7 \% = 10,1\%$ ).





Gambar 4.6 Nilai BEP dan SDP

## **BAB V**

### **PENUTUP**

#### **5.1. Kesimpulan**

Berdasarkan hasil analisa, baik analisa ekonomi maupun teknik maka dapat diambil kesimpulan :

1. Pendirian pabrik Tetrahydrofuran di Indonesia cukup menarik karena diperkirakan kebutuhan Tetrahydrofuran akan meningkat sejalan dengan terus berkembangnya industri di Indonesia.
2. Dari segi bahan baku, pemasaran dan lingkungan, lokasi pabrik Tetrahydrofuran di daerah Cilegon - Banten, Jawa Barat cukup menguntungkan karena kemudahan dalam mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, ketersediaan air dan listrik
3. Pabrik Tetrahydrofuran digolongkan sebagai pabrik yang beresiko rendah karena dilihat dari mekanisme prosesnya sederhana, dan tidak dalam tekanan tinggi serta Tetrahydrofuran dan bahan baku lainnya tidak mudah meledak atau dengan kata lain memiliki kestabilannya yang tinggi dalam tangki penyimpanan.
4. Berdasarkan dari perhitungan analisa ekonomi diperoleh hasil sebagai berikut :
  - a. Keuntungan yang diperoleh :

Keuntungan sebelum pajak Rp 211.097.122.316,14 / tahun, dan keuntungan setelah pajak (50%) sebesar Rp 105.548.561.158,07 / tahun.

b. *Return On Investment (ROI)* :

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 49,97 %, dan ROI setelah pajak sebesar 24,99 %. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11% (Aries & Newton, 1955).

c. *Pay Out Time (POT)* :

POT sebelum pajak selama 1,67 tahun dan POT setelah pajak selama 2,86 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1955).

d. *Break Event Point (BEP)* pada 49,84 %, dan *Shut Down Point (SDP)* pada 36,79 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.

e. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)* sebesar 17,21 %. Suku bunga bank saat ini adalah 6,7 % ([www.bi.go.id](http://www.bi.go.id) akses 27 feb 2012). Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga simpanan bank yaitu sekitar 1,5 x Suku bunga simpanan bank ( $1,5 \times 6,7 \% = 10,1\%$ ).

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik Tetrahydrofuran dari 1,4-Butanediol dengan proses reaksi fase gas, menggunakan katalis  $\text{Al}_2\text{O}_3$  kapasitas produksi 15.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

## 5.2. Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut :

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses/alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.



## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc Grow – Hill Book Company, New York.
- Biro Pusat Statistik, 2005-2009, “*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*”, Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta.
- Brown, G.G., 1978, *Unit Operation*, John Wiley and Sons Inc, New York Modern Asia Edition, Charles Tuttle Co, Tokyo.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1979, “*Process Equipment Design*”, Willey Eastern Ltd., New Delhi.
- Coulson, J.M., 1983, “*Chemical Engineering*”, Auckland, Mc. Graw Hill, International Student Edition, Singapore.
- Faith, Keyes & Clark., 1955, *Industrial Chemical*, 4<sup>th</sup> ed, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Foust, Alan S and Wenzel L.A., 1979, “*Principles of Unit Operations*”, 2<sup>nd</sup>.ed. John Willey and Sons, New York.
- Frank L. Evans, Jr., 1974, “*Equipment Design Hand Book for Refineries and Chemical Plants*“, Vol. 1 & 2, Texas.
- Hill, C.G, 1996, “*An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design*“, John Wiley and Sons. Inc, New York
- Kern, D.Q., 1950, *Process Heat Transfer*, 24<sup>th</sup> ed., Mc.Graw – Hill International Editions, Singapore.

- Kirk Othmer, 1983, " *Encyclopedia of Chemical Technology* ", 2<sup>nd</sup>.ed. Vol.7.  
Interscience Willey.
- Levenspiel, Octave, 1972, " *Chemical Reaction Engineering*", 2<sup>nd</sup> ed., John  
Willey and Sons Inc., Singapore.
- Ludwig, E.E., 1965, " *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical  
Plant* ", Vol. 1-3, Gulf Publishing Co., Houston.
- Mc. Adams, W. H., 1954, " *Heat Transmision*", 3<sup>th</sup> ed., Kogakusha Co. Ltd.,  
Tokyo.
- Mc. Ketta, John, 1983, " *Encyclopedia Chemical Process and Design*", Marchell  
Dekker Inc., New York.
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1984, " *Perry's Chemical Engineers Hand Book* ",  
6<sup>th</sup>. ed. Mc. Graw Hill Co., International Student edition, Kogakusha,  
Tokyo.
- Petter, M.S., and Timmerhauss, H.C., 1990, " *Plant Design and Economics for  
Chemical Engineering* ", 3<sup>rd</sup>. Ed. Mc. Graw Hill, kogakusha, Tokyo.
- Powell, S.T., 1954, *Water Conditioning for Industry*, Mc.Graw Hill Kogakusha  
Book Company, Inc., Tokyo
- Rase, H.F and Barrow, M.H, 1957, " *Chemical Reactor Design for Process Plant*  
", John wiley and Sons. Inc, New York
- Smith, J.M, 1973, " *Chemical Engineering Kinetic's* ", 3<sup>rd</sup> ed, Mc GrawHill Book  
Kogakusha, Tokyo
- Smith, J.M., and Van Ness,H.C., 1975, " *Introduction to Chemical Engineering  
Thermodynamics* ", 3<sup>rd</sup>. Ed. Mc. Graw Hill, kogakusha, Tokyo.

Sularso., 1996, *Pompa dan Kompresor*, cetakan VI, P.T Pradnya Paramita, Jakarta.

Treyball, R.E., 1968, “ *Mass Transfer Operations* “, 2<sup>nd</sup>. Ed. Mc. Graw Hill, International Student Edition, Singapore.

Ulrich, G.G., 1984, “ *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics* “, John Willey and Sons, New York.

[www.bi.go.id](http://www.bi.go.id), di akses tanggal 27 februari 2012

[www.detik.com.](http://www.detik.com.), di akses tanggal 15 februari 2012

[www.PatentGenius.com.](http://www.PatentGenius.com.), di akses tanggal 25 November 2011

[www.rubberworld.com.](http://www.rubberworld.com.), di akses tanggal 30 November 2011



## LAMPIRAN

### REAKTOR FIXED BED

REAKTOR

Kode : R-01

Fungsi : Sebagai tempat berlangsungnya reaksi fase gas 1,4-Butanediol menjadi Tetrahydrofuran dan Air

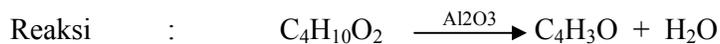
Type Alat : Fixed Bed Multitube

Kondisi : Nonadiabatis – nonisothermal

Jenis reaktor yang digunakan adalah reactor *fixed bed multi tube* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Reaksi berlangsung dalam fase gas dengan katalis padat
- b. Katalis yang digunakan berumur panjang
- c. Reaksi bersifat eksotermis sehingga membutuhkan luas perpindahan panas yang besar.
- d. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari produk.
- e. Konstruksi sederhana.
- f. Perawatan, perbaikan, dan operasional mudah.

Reactor terdiri dari suatu *shell* dan *tube* vertical dengan katalis berada pada *tube* sedangkan pendingin berada di *shell* untuk mengambil panas yang dihasilkan dari reaksi eksotermis.



Data – data Reaksi :	
1. Suhu masuk	250 °C
2. Tekanan operasi	1 atm
3. Konversi	99,5 %

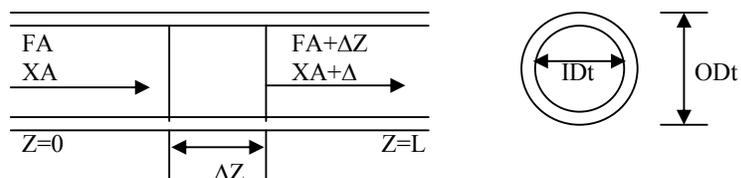
Data – data Katalis	
1. Jenis	Aluminium Oxide (Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )
2. Bentuk	Bulat berpori
3. Dp	1-5 mm
4. Porositas	0,35
5. Masa jenis	3,95 gr/cm <sup>3</sup>

([www.wikipedia.com](http://www.wikipedia.com))

Komponen	Masuk	Keluar
	kg/jam	kg/jam
1,4-Butanediol	2320.3705	11.6019
Air	23.4381	485.1918
Tetrahydrofuran	-	1847.0149
Total	2343.8086	2343.8086

### Persamaan Differensial

- a. Persamaan Differensial Neraca Massa pada Elemen Volum



$$\text{Massa A masuk} - \text{massa A keluar} + \text{massa A bereaksi} = \text{Acc}$$

Pada keadaan steady akumulasi = 0

Maka :

$$FA_Z = FA_{Z+\Delta Z} - (-rA) \rho_B \cdot Nt \cdot \Delta V \cdot (1-\varepsilon)$$

$$\frac{FA_Z - FA_{Z+\Delta Z} - (-rA) \rho_B \cdot Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (ID)^2 \cdot \Delta Z \cdot (1-\varepsilon)}{\Delta Z}$$

$$\frac{FA_Z - FA_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = -(-rA) \cdot \rho_B \cdot Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (ID)^2 \cdot (1-\varepsilon)$$

$$\frac{FA_Z - FA_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = -(-rA) \cdot \rho_B \cdot Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (ID)^2 \cdot (1-\varepsilon)$$

Lim  $\Delta Z$

$$\Delta Z \rightarrow 0$$

$$\frac{dFA}{dZ} = -(-rA) \cdot \rho_B \cdot Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (ID)^2 \cdot (1-\varepsilon)$$

Dimana :

$$FA = FAo (1-XA)$$

$$\frac{dFA}{dX_T} = FAo \cdot d(1-XA)$$

$$dFA = -FAo \cdot dX_T$$

$$X_T = \sum (Xi)$$

Maka :

$$\frac{-FAo \cdot dX_T}{dZ} = -(-rA) \cdot \rho_B \cdot Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (ID)^2 \cdot (1-\varepsilon)$$

$$\frac{dX_T}{dZ} = \frac{(-rA) \cdot \rho_B \cdot Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (ID)^2 \cdot (1-\varepsilon)}{FAo}$$

Keterangan :

$F_{Ao}$  = laju reaksi masuk reaktor, kmol/jam

$T$  = temperatur, K

$N_t$  = jumlah tube

$ID$  = diameter dalam, cm

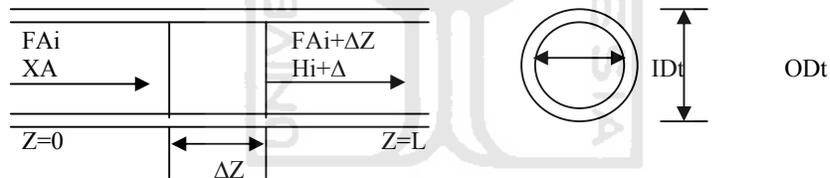
$\rho_B$  = densitas katalis, gram/cm<sup>3</sup>

$\epsilon$  = porositas katalis dalam bed,  $\epsilon = 0,35$

$Z$  = panjang tube dihitung dari atas, cm

$(-r_A)$  = kecepatan reaksi

b. Persamaan Differensial Neraca Panas pada Elemen Volum



Input = output – reaksi + acc

Pada keadaan steady acc = 0

$$\sum H_{i_z} = \left[ \sum H_i + U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot \Delta Z (T - T_s) \right] - [(-\Delta H_R) \cdot (FA_Z - FA_{Z+\Delta Z})]$$

$$\frac{\sum H_{i_z} - \sum H_{i_{z+\Delta Z}}}{\Delta Z} = U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_s) - \frac{[(-\Delta H_R) \cdot (FA_Z - FA_{Z+\Delta Z})]}{\Delta Z}$$

$$\frac{\sum H_{i_z} - \sum H_{i_{z+\Delta Z}}}{\Delta Z} = U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_s) - \frac{[(-\Delta H_R) \cdot (FA_Z - FA_{Z+\Delta Z})]}{\Delta Z}$$

Lim  $\Delta Z$

$\Delta Z \rightarrow 0$

$$\frac{\sum dH_i}{dZ} = U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_s) - (-\Delta H_R) \frac{dFA}{dZ}$$

Dimana :

$$FA = FA_o (1 - XA)$$

$$\frac{dFA}{dXA} = -FA_o$$

$$\frac{\sum dH_i}{dZ} = \frac{\sum dH_i}{dZ} \cdot \frac{dT}{dZ}$$

$$\frac{\sum dH_i}{dZ} = \sum F_i \cdot C_{P_i}$$

Maka :

$$\frac{\sum (F_i \cdot C_{P_i})}{dZ} = U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_s) - (-\Delta H_R) \left( \frac{-FA_o \cdot dXA}{dZ} \right)$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_s) + (-\Delta H_R) \cdot FA_o \frac{dXA}{dZ}}{\sum (F_i \cdot C_{P_i})}$$

Untuk semua tube :

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot Nt \cdot (T - T_s) + (-\Delta H_R) \cdot FA_o \frac{dXA}{dZ}}{\sum (F_i \cdot C_{P_i})}$$

Keterangan :

$\Delta H_R$  = panas reaksi, kkal/jam

$U_d$  = koefisien perpindahan panas

$OD$  = diameter luar, cm

$T_s$  = temperatur pemanas, K

$F_i$  = laju umpan masuk, kmol/jam

$C_{Pi}$  = kapasitas panas komponen, kkal/gram.K

c. Persamaan Differensial Neraca Panas Media Pemanas

Input = output + acc

Pada keadaan steady acc = 0

Maka :

$$W_s \cdot H_{s_z} - W_s \cdot H_{s_{z+\Delta Z}} = U_d \cdot \pi \cdot D \cdot N_t \cdot (T - T_s) \cdot \Delta Z$$

$$\frac{W_s \cdot H_{s_z} - W_s \cdot H_{s_{z+\Delta Z}}}{\Delta Z} = U_d \cdot \pi \cdot D \cdot N_t \cdot (T - T_s)$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{W_s \cdot H_{s_z} - W_s \cdot H_{s_{z+\Delta Z}}}{\Delta Z} = U_d \cdot \pi \cdot D \cdot N_t \cdot (T - T_s)$$

Lim  $\Delta Z$

$\Delta Z \rightarrow 0$

$$W_s \cdot \frac{dH_s}{dZ} = U_d \cdot \pi \cdot D \cdot N_t \cdot (T - T_s)$$

Dimana :

$$\frac{dH_s}{dZ} = \frac{dH_s}{dT_s} \cdot \frac{dT_s}{dZ} \quad \text{dan} \quad \frac{dH_s}{dT_s} = C_{ps}$$

Sehingga :

$$W_s \cdot C_{ps} \cdot \frac{dT_s}{dZ} = U_d \cdot \pi \cdot D \cdot N_t \cdot (T - T_s)$$

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{U_d \cdot \pi \cdot D \cdot N_t \cdot (T - T_s)}{W_s \cdot C_{ps}}$$

Keterangan :

Ws = laju aliran pemanas, gram/detik

Cps = kapasitas panas pemanas, kkal/gram.K

#### A. Persamaan kecepatan reaksi kimia

##### 1. Laju alir fluida proses

Laju alir fluida proses dinyatakan sebagai fungsi konversi

➤ Mol sebelum reaksi

Komponen	Kmol/jam	Dalam FAo
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	25.7819	FAo
H <sub>2</sub> O	0	0.1289 FAo
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O	0	0.1289 FAo
Total	25.7819	0.1289 FAo

Konversi total 1,4-Butanediol (XA) = 99,5%

➤ Mol setelah reaksi

Komponen	Dalam FAo
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	(1 - XA) FAo
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O	XA FAo
H <sub>2</sub> O	XA FAo
Total	(0,1289+XA) Fao

2. Menentukan  $\sum(F_i \cdot C_{pi})$

$$\sum(F_i \cdot C_{pi}) = F_{Ao} [(1-XA)C_{pet} + XA \cdot C_{pas} + XA \cdot C_{pH_2O}]$$

Menentukan CA dalam XA

$$P_A = \frac{F_{Ao} \cdot (1 - XA) \cdot P}{F_{Ao} \cdot (0,1289 + XA)}$$

$$C_A = \frac{P_A}{RT}$$

$$\text{Maka : } C_A = \frac{(1 - XA) \cdot P}{R \cdot T \cdot (0,1289 + XA)}$$

3. Perhitungan konstanta kecepatan reaksi



$$r = C_A \cdot B C \zeta AB^2 (8 \cdot \pi \cdot R_d \cdot T \cdot ((MA+MB)/(MA \cdot MB)))^{0,5} e^{-E/(R_g \cdot T)}$$

..... (J.M. Smith ed.3 P.52)

$$\text{Untuk order 1 : } r = (\sigma A^2 (8 \pi \cdot R_d \cdot T \cdot 1/MA)^{0,5} e^{-E/R_g \cdot T}) \cdot C_A$$

dan :

$$k = \sigma A^2 (8 \pi \cdot R_d \cdot T \cdot 1/MA)^{0,5} e^{-E/R_g \cdot T}$$

$$r = k \cdot C_A$$

Dimana :

$$E = \text{Energi Aktifasi} = 16310 \text{ kkal/kmol}$$

$$= 68286.71 \text{ j/gmol}$$

$$R_g = \text{Ketetapan gas idel} = 8314.47 \text{ j/kmol.K}$$

$$= 8314470 \text{ j/gmol.K}$$

$$= 1.9873 \text{ kkal/kmol.K}$$

$$\sigma A = 3.50E-08 \text{ cm}$$

Berat molekul 1,4 butanediol (MA) = 90 gram/mol

Suhu (T) = 25 °C = 298.15 K

Jadi :

$k = 5.15E+07 \text{ cm}^3/\text{gram katalis (s)}$

$k = A.e^{-E/RT}$

$A = 5.15E+07 \text{ /s}$

#### B. Menentukan jenis dan ukuran tube

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Pengaruh rasio  $D_p/D_t$  terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butiran-butiran katalisator dibandingkan dengan pipa kosong ( $hw/h$ ), telah diteliti oleh Colburn, yaitu :

$D_p/D_t$	0.05	0.10	0.15	0.20	0.25	0.30
$hw/h$	5.50	7.00	7.80	7.50	7.00	6.60

.....(Smith, Chem Kinetik Eng, P.571)

diambil harga maksimum  $hw/h$  pada  $D_p/D_t = 0,15$

Diameter dalam tube (ID) =  $D_t = D_p/0,15$

dimana :

$hw$  : koefisien perpindahan panas dalam pipa berkatalis

$h$  : koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

$D_p$  : diameter katalis = 0,3450 cm

$D_t$  : diameter tube

sehingga :

$$\begin{aligned} D_p/D_t &= 0,15 \\ D_t &= 2,3 \text{ cm} \\ &= 0,91 \text{ in} \end{aligned}$$

dari hasil perhitungan, maka dipilih ukuran pipa standart

$$\begin{aligned} \text{IPS} &= 1 \text{ in} \\ \text{OD} &= 1.32 \text{ in} \\ \text{Sc. Number} &= 40 \\ \text{ID} &= 1.049 \text{ in} \\ \text{Flow area per pipe} &= 0.864 \text{ in}^2 \\ \text{Surface per lin ft :} & \begin{aligned} \text{Outside} &= 0.344 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ \text{Inside} &= 0.274 \text{ ft}^2/\text{ft} \end{aligned} \\ \text{Weight per lin ft} &= 1.68 \text{ lb steel} \end{aligned}$$

.....(Kern, Pros.heat.tranf, P.844)

### C. Data – data thermal bahan

#### 1. Kapasitas panas

Senyawa	Cp = A + BT + CT <sup>2</sup> + DT <sup>3</sup> (joule/mol.K)			
	A	B . T	C . T <sup>2</sup>	D . T <sup>3</sup>
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	10.303	1.597E+00	-3.863E-03	3.702E-06
H <sub>2</sub> O	92.053	-3.995E-02	-2.110E-04	5.347E-07
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O	63.393	4.026E-01	-1.269E-03	1.828E-06

.....(R.K.Sinnott, Chem.Eng)

#### 2. Panas reaksi

Komponen	$\Delta H_f$ (kj/mol)
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	483.4500

.....(R.K.Sinnott, Chem.Eng)

$$\Delta HR = \Delta HR_{298} + \int_{298}^T \Delta C_p dT$$

$$\Delta HR_{298} = \Delta HR_{\text{produk}} - \Delta HR_{\text{reaktan}}$$

$$= -483.4500 \text{ kJ/mol}$$

$$= -483450 \text{ J/mol} - 115470,0487 = \text{call/mol}$$

$$\int_{298}^T \Delta C_p dT = \Delta A + \frac{\Delta B}{2}(T - 298) + \frac{\Delta C}{3}(T - 298)^2 + \frac{\Delta D}{4}(T - 298)^3 dT$$

#### D. Data-data fisis bahan

##### 1. BM umpan

Komponen	Bmi	yi	yi x Bmi
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	90	0.9519	85.6731
H <sub>2</sub> O	18	0.0481	0.8654
Total		1	86.5385

##### 2. Densitas umpan

Komponen	A	B	n	Tc	Densitas (g/ml)	Densitas kg/m <sup>3</sup>
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	0.316	0.251	0.286	667.000	1.169	1169.204
H <sub>2</sub> O	0.347	0.274	0.286	647.130	1.138	1137.623

$$\text{Densitas mix} = 1.168 \text{ kg/m}^3 = 0.001 \text{ g/cm}^3$$

##### 3. Viskositas umpan

Komponen	yi	μi	BM <sup>0.5</sup>	yi*μi*BM <sup>0.5</sup>	yi*BM <sup>0.5</sup>
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	0.952	0.000	9.487	0.001	9.031
H <sub>2</sub> O	0.048	0.000	4.243	0.000	0.204
total =	1.000			0.001	9.235

$$\mu \text{ mix} = 0.00012 \text{ g/cm.s}$$

## 4. Konduktivitas panas

Komponen	A	B	C	Kgas (kal/cm.det K)
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	-0.00319	0.00001613	8.421E-08	0.0283
H <sub>2</sub> O	0.00053	0.00004709	4.955E-08	0.0387

$$K_g = 0.0288 \frac{\text{kal}}{\text{cm} \cdot \text{det} \cdot K}$$

5. Laju volumetric umpan (V<sub>g</sub>)

$$\text{Laju mol umpan (n)} = 27.0840 \text{ kmol/jam}$$

$$V_g = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P} = 2007.2252 \text{ m}^3/\text{jam}$$

## E. Menentukan jumlah tube

Spesifikasi tube yang digunakan :

$$\text{Diameter luar (ODt)} = 1.32 \text{ in} = 3.3528 \text{ cm}$$

$$\text{Diameter dalam (IDt)} = 1.049 \text{ in} = 2.6645 \text{ cm}$$

$$\text{Flow area per pipe (at)} = 0.864 \text{ in}^2 = 5.5742 \text{ cm}^2$$

- Kecepatan linier umpan

Agar reaksi dapat berlangsung, maka aliran gas didalam tube harus turbulen.

Asumsi :

$$N_{re} = 3000$$

$$V = \frac{N_{re} \cdot \mu}{D_p \cdot \rho_p} \quad \dots\dots (Froment and Bischoff, ed.1)$$

Dimana ;

$$D_p = \text{diameter partikel katalis (cm)} = 0,3450 \text{ cm}$$

$$\rho_p = \text{densitas katalis (cm)} = 3.95 \text{ gr/cm}^3$$

sehingga :

$$V = 0.6511 \text{ kg/det}$$

- Kecepatan mass velocity (G)

$$G = \frac{N_{re} \cdot \mu}{D_t}$$

$$= 1,0264 \text{ gram/cm}^2 \cdot \text{det}$$

- Luas penampang semua tube dalam reactor (At)

$$\text{Laju aliran umpan (Wt)} = 2343,8086 \text{ kg/jam}$$

$$= 651,0579 \text{ gram/det}$$

$$A_t = \frac{W_t}{G}$$

$$= 634,3065 \text{ cm}^2$$

Sehingga diperoleh jumlah tube (Nt)

$$N_t = \frac{A_t}{a_t}$$

$$= 286,9506 \approx 290 \text{ buah}$$

#### F. Menghitung diameter dalam shell (IDs)

Susunan tube : Triangular tube

$$\text{Pitch tube (PT)} = 1.25 \text{ ODt} = 1.65 \text{ in} = 4.1910 \text{ cm}$$

$$\text{Clearance (C')} = \text{PT} - \text{ODt} = 0.33 \text{ in} = 0.8382 \text{ cm}$$

$$N_t = \frac{\pi/4[(ID_s - 1.08)^2 - 0.9] - [PT(ID_s - 1.08)(0.69n - 0.8)]}{1.223(PT)^2}$$

.....(Ludwig, vol.3, P.25)

Dimana :

n = tube pass 1

ID<sub>s</sub> = 29,5126 in

G. Menghitung koefisien perpindahan panas overall (U<sub>d</sub>)

a. Tube side

$$h_i = \frac{3.5 k_g}{ID_t} \left( D_p \cdot \frac{G_g}{\mu_g} \right)^{0.7} \cdot e^{-4.6 \frac{D_p}{ID_t}} \dots (\text{Froment \& Bischoff, ed.1, P.479})$$

$$= 2,1547 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \cdot \left( \frac{ID_t}{OD_t} \right)$$

$$= 1,7123 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

b. Shell side

Didalam shell digunakan steam sebagai media pemanas, dengan spesifikasi sbb :

$$C_p = 0,39 \text{ Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,0302 \text{ lb/ft.h}$$

$$k = 0,0127 \text{ Btu/ft.h}$$

Menghitung bilangan reynold di shell (Res)

$$\begin{aligned}
 B &= \text{baffle spacing (antara } 0,21 \text{ IDs – IDs)} \\
 &= 0,25 \text{ IDs} \\
 &= 7,3781 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_s &= \text{laju aliran pemanas} \\
 &= 150000 \text{ kg/jam} = 330693 \text{ lb/h}
 \end{aligned}$$

$$a_s = \text{flow area pada shell, ft}^2$$

$$= \frac{\text{IDs} \cdot C' \cdot B}{144 \text{ PT}}$$

$$= 0,0021 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \text{mass velocity fluida dalam shell}$$

$$= W_s/a_s$$

$$= 1093461,2 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}$$

$$\text{Res} = \frac{G_s \cdot D_e}{\mu_s}$$

Dimana ;

$$D_e = \frac{4(0,86 \text{ PT}^2 - \pi/4 \text{ ODt}^2)}{\pi \text{ ODt}} \dots\dots\dots (\text{Kern, P.139})$$

$$= 1,9453 \text{ in} = 0,1621 \text{ ft}$$

Sehingga :

$$\text{Res} = 5869329,8570$$

dari fig.28 Kern, hal.838 didapat,  $jH = 70$

$$h_o = jH \cdot \left( \frac{k}{D_e} \right) \cdot \left( \frac{C_{ps}}{\mu_s} \right)^{1/3}$$

$$= 3,4381 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

c. Clean overall coefficient ( $U_c$ )

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

$$= 1,1430 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

dari tabel.12 Kern, hal.845, didapat :

$$R_d \text{ shell} = 0,001$$

$$R_d \text{ tube} = 0,0005$$

$$R_d = R_d \text{ shell} + R_d \text{ tube}$$

$$= 0,0015$$

Sehingga diperoleh

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

$$= 1,1411 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$= 5,5708 \text{ kkal/h.m}^2 \cdot \text{K}$$

H. Menghitung panjang reactor

Kondisi masuk reactor :

konversi awal	$X_o$	=	0
posisi awal katalis	$Z_o$	=	0
suhu masuk pipa	$T_o$	=	523.15 K
tekanan masuk pipa	$P_o$	=	1 atm
aliran massa masuk pipa	$F_{Ao}$	=	25,7819 kmol/jam
suhu masuk shell	$T_{so}$	=	308,1500 K
aliran massa masuk shell	$W_s$	=	150000 kg/jam

$$\Delta Z = 0,1 \text{ m}$$

Z, m	Xa	T, K	Ts, K	P, atm	(-rA)	dX / dZ	dT / dZ	dTs / dZ	dP / dZ
0	0	523	308	1	0,1746	4,1161	13,0167	0,2441	-1486,71
0,10	0,4116	524,3017	308,0244	0,9856	0,0755	1,7798	5,5027	0,9210	-1486,71
0,20	0,5896	524,8519	308,1165	0,9712	0,0470	1,1076	3,4474	0,9229	-1486,71
0,30	0,7004	525,1967	308,2088	0,9568	0,0320	0,7536	2,3930	0,9240	-1486,71
0,40	0,7757	525,4360	308,3012	0,9424	0,0228	0,5362	1,7569	0,9246	-1486,71
0,50	0,8293	525,6117	308,3937	0,9281	0,0166	0,3923	1,3407	0,9250	-1486,71
0,60	0,8686	525,7457	308,4862	0,9137	0,0124	0,2924	1,0548	0,9252	-1486,71
0,70	0,8978	525,8512	308,5787	0,8993	0,0094	0,2211	0,8517	0,9252	-1486,71
0,80	0,9199	525,9364	308,6712	0,8849	0,0072	0,1690	0,7042	0,9252	-1486,71
0,90	0,9368	526,0068	308,7637	0,8705	0,0055	0,1303	0,5951	0,9251	-1486,71
1,00	0,9498	526,0663	308,8562	0,8561	0,0043	0,1012	0,5133	0,9249	-1486,71
1,10	0,9600	526,1176	308,9487	0,8417	0,0034	0,0792	0,4513	0,9248	-1486,71
1,20	0,9679	526,1628	309,0412	0,8273	0,0026	0,0623	0,4039	0,9246	-1486,71
1,30	0,9741	526,2032	309,1337	0,8129	0,0021	0,0492	0,3674	0,9243	-1486,71
1,40	0,9790	526,2399	309,2261	0,7986	0,0017	0,0391	0,3391	0,9241	-1486,71
1,50	0,9829	526,2738	309,3185	0,7842	0,0013	0,0312	0,3170	0,9239	-1486,71
1,60	0,9861	526,3055	309,4109	0,7698	0,0011	0,0250	0,2996	0,9236	-1486,71
1,70	0,9886	526,3355	309,5032	0,7554	0,0009	0,0201	0,2860	0,9233	-1486,71
1,80	0,9906	526,3641	309,5956	0,7410	0,0007	0,0163	0,2751	0,9231	-1486,71
1,90	0,9922	526,3916	309,6879	0,7266	0,0006	0,0132	0,2665	0,9228	-1486,71
2,00	0,9935	526,4182	309,7802	0,7122	0,0005	0,0108	0,2596	0,9225	-1486,71
2,10	0,9946	526,4442	309,8724	0,6978	0,0004	0,0088	0,2540	0,9222	-1486,71
2,20	0,9955	526,4696	309,9646	0,6834	0,0003	0,0072	0,2495	0,9219	-1486,71
2,30	0,9962	526,4945	310,0568	0,6691	0,0003	0,0059	0,2459	0,9217	-1486,71
2,40	0,9968	526,5191	310,1490	0,6547	0,0002	0,0049	0,2429	0,9214	-1486,71
2,50	0,9973	526,5434	310,2411	0,6403	0,0002	0,0041	0,2405	0,9211	-1486,71
2,60	0,9977	526,5675	310,3332	0,6259	0,0001	0,0034	0,2385	0,9208	-1486,71
2,70	0,9980	526,5913	310,4253	0,6115	0,0001	0,0028	0,2368	0,9205	-1486,71
2,80	0,9983	526,6150	310,5174	0,5971	0,0001	0,0024	0,2354	0,9202	-1486,71
2,90	0,9985	526,6385	310,6094	0,5827	0,0001	0,0020	0,2343	0,9199	-1486,71
3,00	0,9987	526,6620	310,7014	0,5683	0,0001	0,0017	0,2333	0,9196	-1486,71
3,10	0,9989	526,6853	310,7934	0,5539	0,0001	0,0014	0,2325	0,9193	-1486,71
3,20	0,9990	526,7086	310,8853	0,5396	0,0001	0,0012	0,2318	0,9190	-1486,71

Dari perhitungan di atas didapat :

- Konversi ke luar reaktor = 0,995
- Panjang tube = 2,20 m = 86,6139 in
- Tekanan ke luar reaktor = 0,6834 atm
- Suhu ke luar reaktor = 526,4696 K
- Suhu keluar shell = 309,9646 K

## I. Menghitung berat katalis

Persamaan kinetika untuk reaktor fixed bed multitube adalah :

$$\frac{dw}{F_{ao}} = \frac{dX_a}{-rA}$$

$$dw = \rho_B \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (ID_t)^2 (1 - \varepsilon) dZ$$

$$\int dw = \rho_B \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (ID_t)^2 (1 - \varepsilon) \int dZ$$

$$w = \rho_B \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (ID_t)^2 (1 - \varepsilon) Z$$

$$= 64,3290 \text{ kg}$$

## J. Spesifikasi reactor

## 1. Tube

Susunan pipa = triangular pitch

Nominal Pipe Size (IPS) = 1 in

Diameter luar (ODt) = 1.32 in

Diameter dalam (IDt) = 1.049 in

Sc. Number = 40

Surface per lin ft :

Outside = 0.344 ft<sup>2</sup>/ft

Inside = 0.274 ft<sup>2</sup>/ft

Pitch = 1.65 in

Clearance = 0.33 in

Jumlah pipa = 250 buah

## 2. Shell

Direncanakan shell terbuat dari plate steel SA.283 Grade C dengan spesifikasi sbb :

$$\text{Tekanan yang diijinkan ( f )} = 12650 \text{ psia} \dots\dots(\text{Brownell, P.251})$$

$$\text{Efficiency pengelasan ( E )} = 0.8$$

$$\text{Faktor korosi ( c )} = 0.125 \text{ in}$$

$$\text{Dimeter shell ( ID<sub>s</sub> )} = 29.5126 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari dalam shell ( r<sub>i</sub> )} = 14.7562 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 14.7 \text{ psia}$$

$$\text{tekanan perancangan} = 1,2 \text{ atm} = 17,64 \text{ psia}$$

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 P} + c \dots\dots(\text{Brownell, P.254})$$

$$= 0,1507 \text{ in}$$

$$\text{digunakan tebal shell standart} = 3/16 \text{ in}$$

## 3. Head

Bentuk head yang direncanakan : torispherical

dengan bahan yang sama dengan bahan shell : SA.283 Grade C

### a. Tebal head

$$t_h = \frac{0.885 P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.1 P} + c$$

$$= 0,1507 \text{ in}$$

$$\text{digunakan tebal head standart} = 3/16 \text{ in}$$

## b. Tinggi head

$$\text{ODs} = 29,8876 \text{ in}$$

untuk perancangan digunakan OD shell standart = 30 in

dari tabel 5.7 Brownell hal.90

$$\text{ODs} = 30 \text{ in}$$

$$t_s = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{didapat : } i_{cr} = 1 \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$r = 26 \text{ in}$$

$$a = \frac{\text{ODs}}{2} = 14.7563 \text{ in}$$

$$\text{AB} = a - i_{cr} = 13 \text{ in}$$

$$\text{BC} = r - i_{cr} = 24 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{AC} = \frac{(BC^2 - AB^2)^{1/2}}{2} = 20.4670 \text{ in}$$

$$b = r - \text{AC} = 5.5330 \text{ in}$$

.....(Brownell, P.87)

Dari tabel 5.6 Brownell hal.88 dengan  $t_h = 3/16 \text{ in}$  didapat  $s_f = 1.5 - 2 \text{ in}$  (dalam perancangan digunakan  $s_f = 2 \text{ in}$ )

$$H_h = t_h + b + s_f$$

$$= 7,6837 \text{ in}$$

## 4. Tinggi reactor

$$\text{HR} = \text{panjang tube} + 2 \text{ tinggi head}$$

$$= 101,9813 \text{ in}$$

## 5. Volume reactor

- Volume head

$$\begin{aligned} \text{VH} &= 0,000049 \text{ IDs}^3 && \dots\dots(\text{Brownell, P.88}) \\ &= 1,2596 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

- Volume shell

$$\begin{aligned} \text{VS} &= \pi/4 \cdot (\text{IDs})^2 \cdot Z \\ &= 59220,4131 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume reactor} &= \text{Volume shell} + (2 \times \text{Volume head}) \\ &= 59222,9322 \text{ in}^3 = 0,9705 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

## 6. Menghitung saluran pada reactor

- Diameter saluran gas umpan

$$D_{\text{opt}} = 226 W_m^{0.5} \rho^{-0.35} \dots(\text{R.K. Sinnott, Chem Eng Vol.6})$$

Dimana :

$$D_{\text{opt}} = \text{Diameter optimum}$$

$$W_m = \text{kecepatan umpan masuk}$$

$$\rho = \text{densitas gas umpan}$$

$$D_{\text{opt}} = 172,7246 \text{ mm}$$

$$= 6,8002 \text{ in}$$

dari Brownell App.k, dipilih ukuran standart :

$$\text{ID} = 7.981 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 8.625 \text{ in}$$

- Diameter saluran gas ke luar

Komposisi keluar reactor

Komponen	kmol/h	yi	BM	yi x BM
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	0,1289	0,0024	90	0,2200
H <sub>2</sub> O	26,9551	0,5111	18	9,2002
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O	25,6530	0,4864	72	35,0231
Total	52,7370	1,0000		44,4433

BM camp gas keluar = 44,4433 kg/kmol

$$D_{opt} = 226 W_m^{0.5} \rho^{-0.35}$$

Dimana :

$W_m$  = kecepatan umpan ke luar

$\rho$  = densitas gas umpan

$$D_{opt} = 206,2811 \text{ mm}$$

$$= 8,1213 \text{ in}$$

dari Brownell App.k, dipilih ukuran standart :

$$\text{ID} = 10.02 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 10.75 \text{ in}$$

- Diameter pemanas masuk dan ke luar

$$D_{opt} = 226 W_m^{0.5} \rho^{-0.35}$$

Dimana :

$W_m$  = kecepatan pemanas masuk / keluar

$\rho$  = densitas pemanas

$$D_{\text{opt}} = 559,6002 \text{ mm}$$

$$= 22.0314 \text{ in}$$

dari Brownell App.k, dipilih ukuran standart :

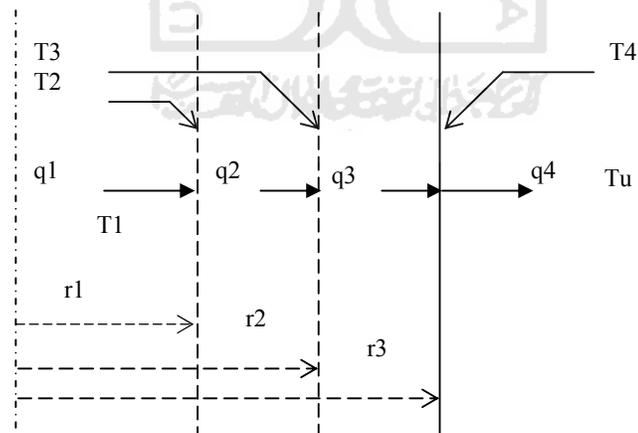
$$\text{ID} = 10.02 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 10.75 \text{ in}$$

### K. Isolator

Asumsi :

- Keadaan steady state
- Suhu dalam reactor sama dengan suhu permukaan dinding sebelah dalam shell,  $T_1 = 308 \text{ K}$
- Suhu udara lingkungan,  $T_u = 303 \text{ K}$



Keterangan :

$$r_1 = \text{jari-jari dalam shell} = 2.4594 \text{ ft}$$

$$r_2 = \text{jari-jari luar shell} = 2.4906 \text{ ft}$$

$$r_3 = \text{jari-jari penyekat}$$

$$Q_1 = \text{transfer panas konveksi dari pendingin ke dalam reaktor}$$

$$Q_2 = \text{transfer panas konveksi dari dinding dalam ke luar reaktor}$$

$$Q_3 = \text{transfer panas konveksi dari dinding luar reaktor ke dinding isolasi}$$

$$Q_4 = \text{transfer panas konveksi dari dinding isolasi ke udara}$$

$$T_1 = \text{suhu reaktor}$$

$$T_u = \text{suhu udara lingkungan}$$

- Bahan penyekat yang digunakan adalah asbestos yang memiliki sifat :

$$K_a = 0,129 \text{ Btu/h.ft.}^\circ\text{F}$$

$$\rho_a = 36 \text{ lb/ft}^3$$

$$\varepsilon_a = 0,96$$

- Bahan dinding adalah steel SA.283 Grade C dengan sifat :

$$K_s = 21 \text{ Btu/h.ft.}^\circ\text{F}$$

$$\rho_s = 490 \text{ lb/ft}^3$$

$$\varepsilon_s = 0,81$$

- Peristiwa perpindahan panas dari dinding dalam shell ke lingkungan meliputi :

- Transfer panas konduksi pada dinding shell
  - Transfer panas konduksi pada isolator
  - Transfer panas radiasi dari dinding luar isolator ke lingkungan
  - Transfer panas konveksi dari dinding luar isolator ke udara luar
- Menghitung panas yang hilang jika tidak menggunakan isolator

$$T_s = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_u = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$L = 7,2178 \text{ ft}$$

$$h_c = 0.19 \cdot (\Delta T)^{1/3}$$

$$= 0,3952 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{oF}$$

$$h_r = \frac{\sigma \cdot E \cdot (T_s^4 - T_u^4)}{T_s - T_u} \dots\dots\dots (\text{Mc. Adam, P.173})$$

$$= 0,0041 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{oF}$$

$$Q_{\text{loss}} = (h_c + h_r) \cdot A \cdot (T_s - T_u) \dots\dots\dots (\text{Mc. Adam, P.165})$$

$$= 400,66 \text{ Btu/h}$$

$$\text{Panas yang hilang direncanakan 5\%} = 20,033 \text{ Btu/h}$$

$$Q_{\text{isolasi}} = Q_{\text{loss}} - \text{panas hilang}$$

$$= 380,6 \text{ Btu/h}$$

- Mencari tebal isolasi

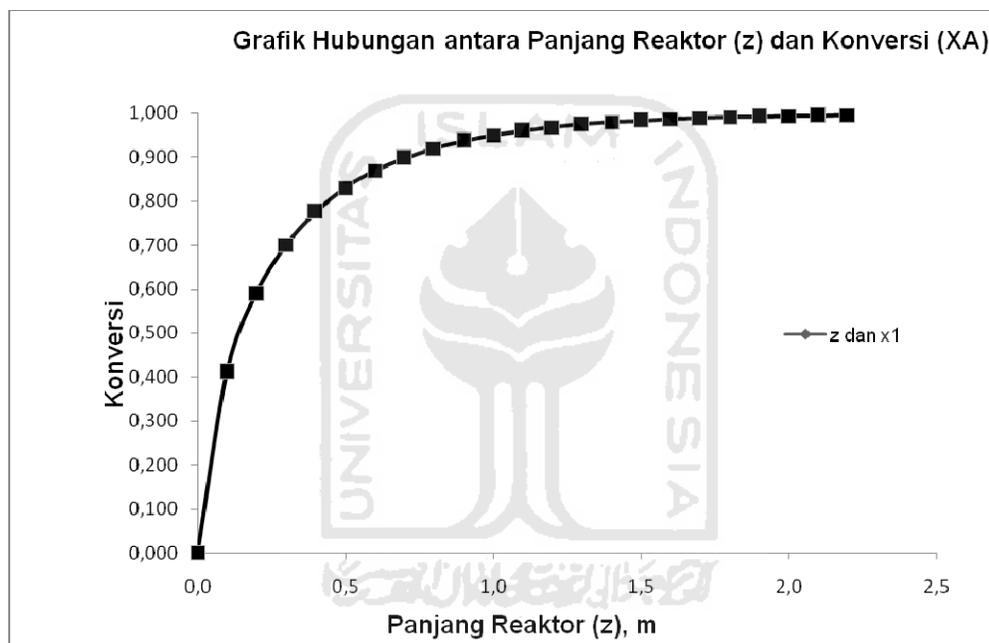
$$Q_{\text{isolasi}} = \frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot (T_s - T_u)}{\frac{\ln(r_2/r_1)}{K_s} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{K_a}}$$

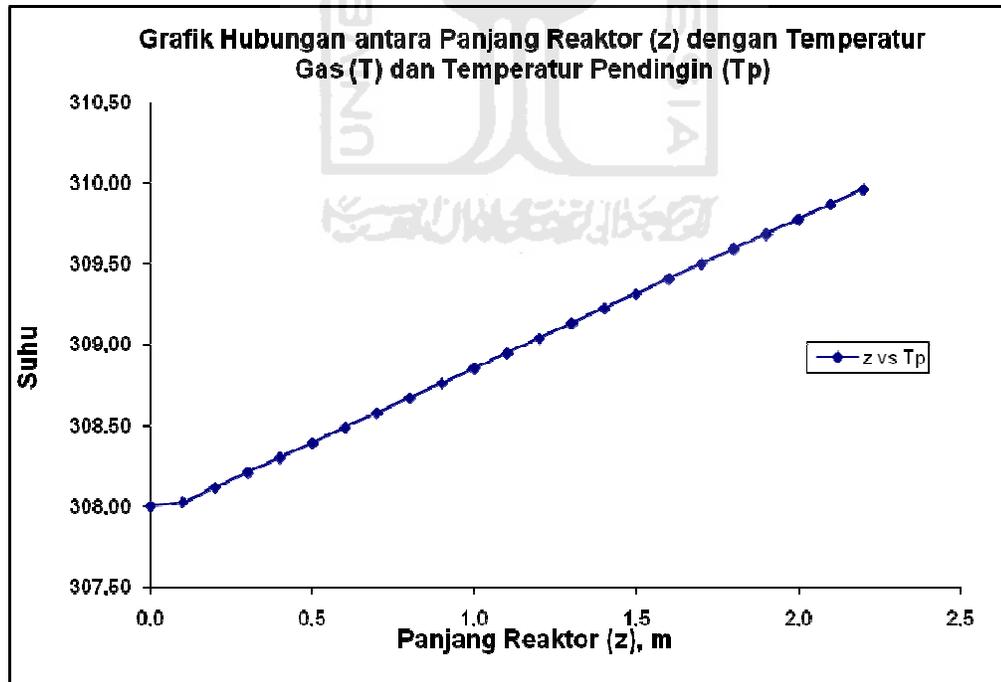
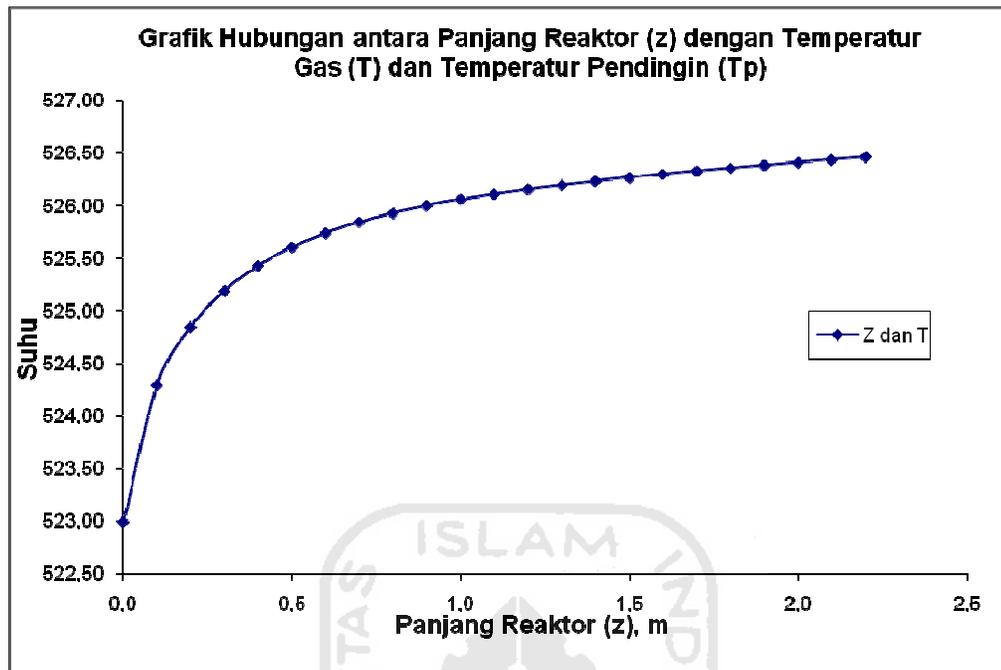
Sehingga diperoleh

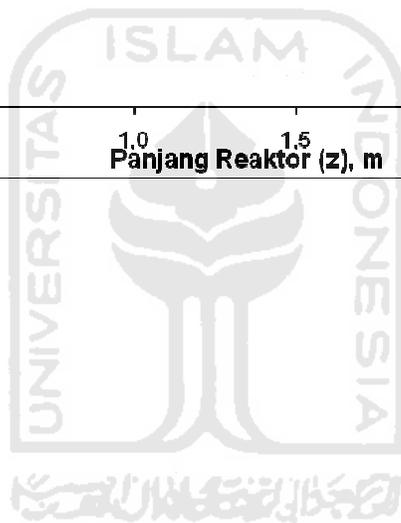
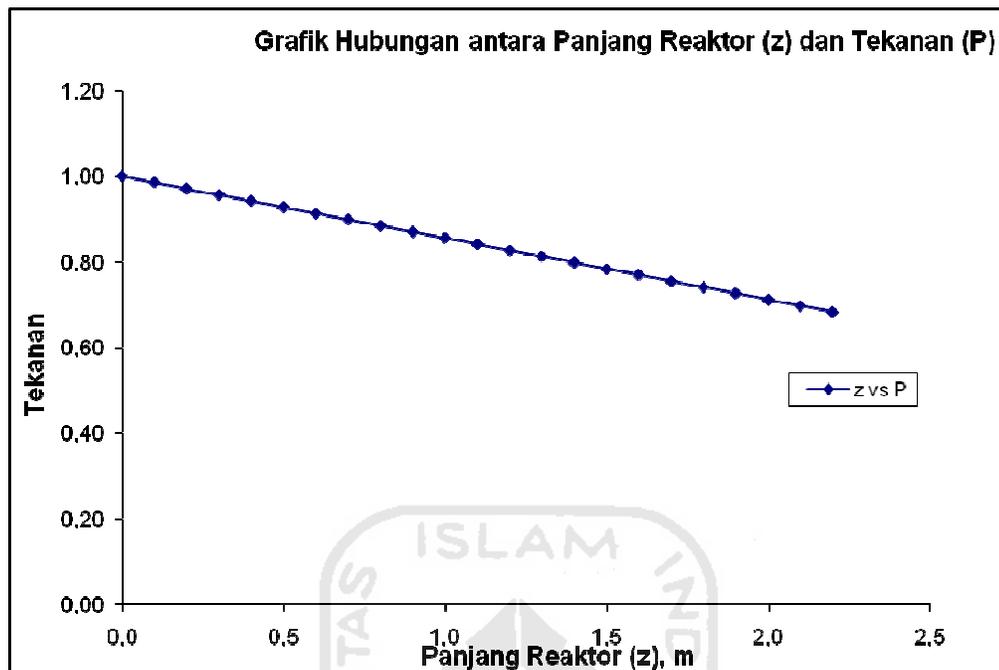
$$r_3 = 2,3829 \text{ ft}$$

$$\text{Tebal isolasi yang dibutuhkan} = r_3 - r_2$$

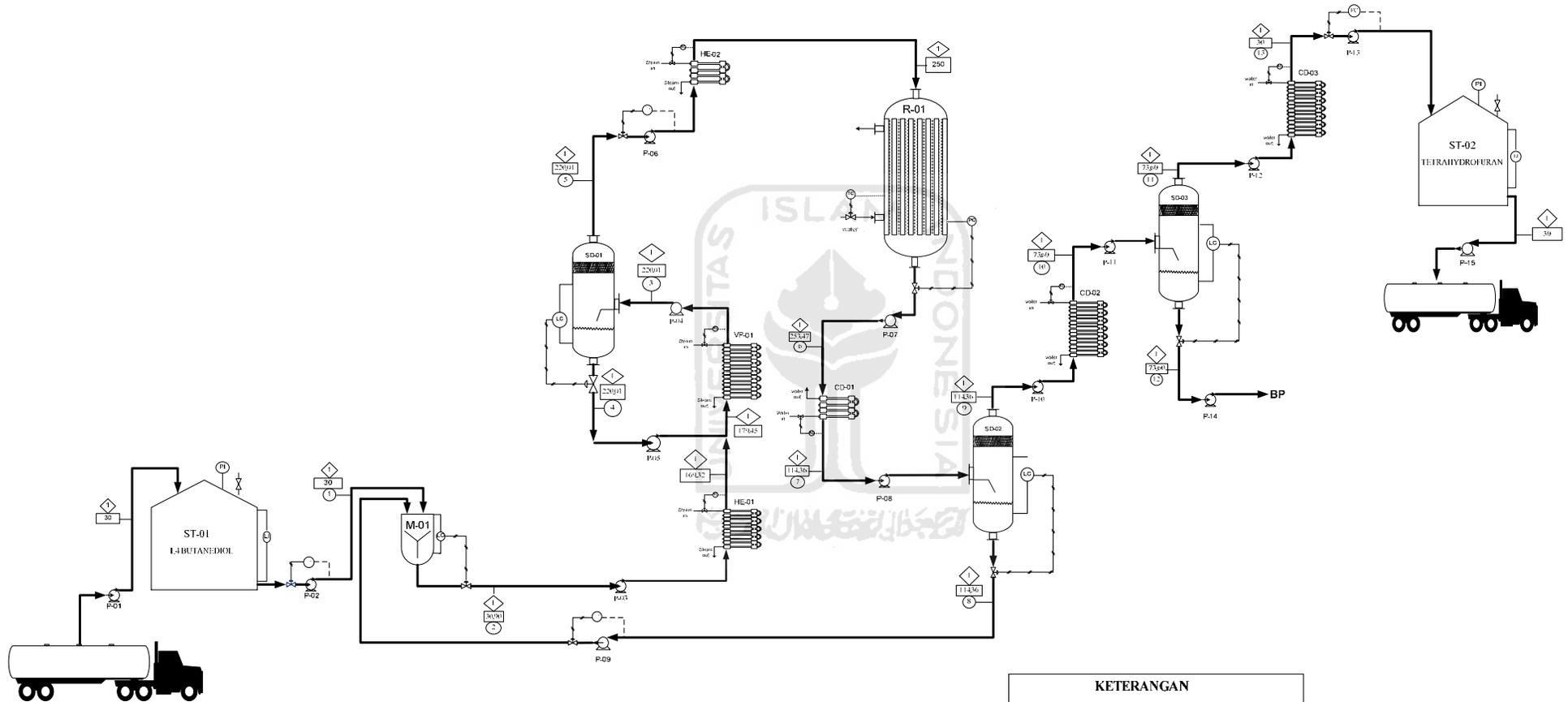
$$= 1,2930 \text{ in}$$







**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
PABRIK TETRAHYDROFURAN DARI 1,4 BUTANEDIOL  
KAPASITAS 15.000 TON / TAHUN**



KOMPONEN	Nomor Arus (kg/jam)												
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
1,4 Butanediol	2308,7687	2320,3705	2900,4631	580,0926	2320,3705	11,6019	11,6019	11,6019					
Air	23,3209	23,4381	29,2976	5,8595	23,4381	485,1918	485,1918	0,1172	485,0746	485,0746	18,6567	466,4179	18,6567
Tetrahydrofuran						1847,0149	1847,0149		1847,0149	1847,0149	1847,0149		1847,0149
<b>Total</b>	2332,0896	2343,8086	2929,7607	585,9521	2343,8086	2343,8086	11,7190	2332,0896	2332,0896	1865,6716	466,4179	1865,6716	

**KETERANGAN**

CD : CONDENSOR	ST : TANGKI PENYIMPAN
HE : HEAT EXCHANGER	FC : FLOW CONTROLLER
SD : SEPARATOR DRUM	LC : LEVEL CONTROLLER
VP : VAPORIZER	LI : LEVEL INDICATOR
M : MIXER	TC : TEMPERATURE CONTROLLER
P : POMPA	PC : PRESSURE CONTROLLER
R : REAKTOR	PI : PRESSURE INDICATOR

	: control valve
	: nomor arus
	: tekanan, atm
	: suhu, celcius

	JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA 2012
	Oleh: Sunu Jatmiko (02 521 069) Reza Kurnia (02 521 107)
DOSEN PEMBIMBING 1. Faisal RM, Drs., Ir., MSJE., PhD 2. Ariyati Zulkarnia, ST., MEng	