

MILIK  
PERPUSTAKAAN-FETI-UII  
YOGYAKARTA

**PRA RANCANGAN PABRIK PROPYLENE GLICOL  
DARI PROPYLENE OXIDE  
KAPASITAS 50.000 TON / TAHUN**

TUGAS AKHIR

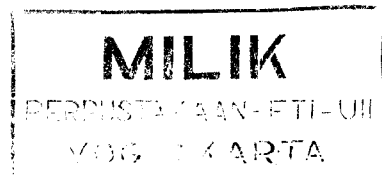
Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh  
Gelar Sarjana Teknik Kimia



No. Inv	1620/FA/TK-VII/03
Tanggal	16 Juli 03.
Acal	FAK. TEKNOLOGI INDUSTRI
Marga	ARIP
PERPUSTAKAAN FAK. TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA	

**M O F R I A N T O**                      96320209  
**S U R Y A A N D I K A**                      96320114

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
JOGYAKARTA  
2003**



**LEMBAR PENGESAHAN**

**PRA-RANCANGAN PABRIK PROPYLENE GLICOL DARI  
PROPYLENE OXIDE**

**OLEH:**

Surya Andika 96320114

Mofrianto 96320209



**Pembimbing I**

**(Dra. Kamariah Anwar, MS.)**

**Pembimbing II**

**(Arief Hidayat, ST.)**

**Mengetahui**

**Ketua Jurusan Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia**

**(Ir. Asmanto Subagyo, M.Sc.)**

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK PROPYLENE GLICOL DARI  
PROPYLENE OXIDE

KAPASITAS 50.000 TON / TAHUN

TUGAS AKHIR  
Disusun Oleh :

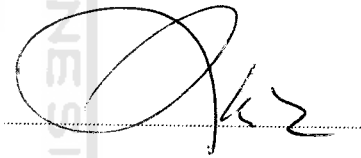
MOFRIANTO                      96320209

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat Untuk  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia Yogyakarta

Yogyakarta, 14 Mei 2003

Tim Penguji

Dra. Kamariah Anwar, MS  
Ketua Tim Penguji



Dr.Ir. Indah MZ. Msc  
Anggota I Tim Penguji



Ir. Agus Taufik, Msc  
Anggota II Tim Penguji



Mengetahui,  
Dekan Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia

(Bachrun Sutrisno, Msc)

## MOTTO



"DEMI MASA  
SESUNGGUHNYA MANUSIA ITU BENAR-BENAR BERADA DALAM  
KERUGIAN KECUALI ORANG-ORANG YANG BERIMAN DAN  
MENGKERJAKAN AMAL SOLEH SERTA SEHAT MENASEHATI SUPAYA  
MENTAATI KEBENARAN DAN MENASEHAT MENASEHATI SUPAYA  
MENETAPI KESABARAN"  
(AL-ASJR 1-3)

"MAKA SESUNGGUHNYA SESUDAH KESUKARAN ADA KEMUDAHAN  
SESUNGGUHNYA SESUDAH KESUKARAN ADA KEMUDAHAN"  
(AL-INSYRAAH 5-6)

"BARANG SIAPA MENGHENDAKI KEBAHAGIAN DUNIA MAKA WAJIB  
BAGINYA UNTUK MENGETAHUI ILMUNYA  
DAN BARANG SIAPA YANG MENGHENDAKI KEBAHAGIAN AKHIRAT MAKA  
WAJIB BAGINYA UNTUK MENGETAHUI ILMUNYA  
DAN BARANG SIAPA MENGHENDAKI KEBAHAGIAN KEDUANYA MAKA  
WAJIB BAGINYA UNTUK MENGETAHUI ILMUNYA  
(HADIST)

"SEMUA ORANG ADALAH MATI KECUALI YANG BERILMU SEMUA ORANG  
YANG BERILMU ADALAH TIDUR KECUALI YANG BERAMAL DAN SEMUA  
ORANG YANG BERAMAL ADALAH TERTIPU KECUALI YANG IKHLAS"  
(HADIST)

## *Persembahan Ku*

*@ Ayah dan Ibunda*

*Terimakasih atas dukungan, bimbingan dan Do'anya,*

*Sehingga saya dapat menyelesaikan Skripsi ini dengan lancar Dan baik*

*Sehingga saya dapat mencapai Cita-cita, seperti yang Ayah dan Ibunda harapkan*

*@ Adik-adikku (endi, wina, sifa, affan and brother)*

*Terimakasih atas semua dukungan adik-adikku dan*

*Belajar yang rajin agar tercapai cita-cita*

*Semoga bisa, lebih baik dari kakakmu*

*Aku selalu mendukungmu dan Tetaplah terus berusaha jangan pernah putus asa,*

*Karna hidup ini lebih KERAS; dari yang kau bayangkan*

*@ Amak and Abak (Alm)*

*Semoga Diterima disisi Allah Amin..... Amin*

*@ Keluarga Besar Ku di Jakarta*

*Terimakasih atas dukungan dan do'anya*

*Sehingga saya dapat menyelesaikan Skripsi ini dengan baik,*

*Dan bisa membuat maju Keluarga kita*

*Supaya Jangan ada perpecahan di antara kita*

*Amin.....*

*@ Seseorang yang akan menjadi pendamping hidupku*

*Dan*

*Menjadi Ibu dari generasi penerusku*

## KATA PENGANTAR



**Assalamu'alakum Wr. Wb.**

Alhamdulillah I rabbil 'alamin, berkat rahmat dan hidayah Allah SWT, sehingga penulis dapat menyelesaikan penyusunan laporan Pra-Rancangan Teknik Kimia ini. Pada penyusunan laporan ini, penulis mengambil judul **Pra-rancangan pabrik Propylene Glicol dari propylene oxide.**

Penyusunan laporan Pra-Rancangan ini merupakan salah satu syarat untuk memenuhi kurikulum mata kuliah pokok jenjang studi strata-1 (S1) di lingkungan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Sesuai dengan judulnya, laporan Pra-Rancangan ini penulis susun dengan maksud untuk memperluas pengetahuan mengenai pembangunan Pra-Rancangan pabrik industri kimia dengan mengetahui dan memahami proses-proses atau kegiatan produksi di dalam suatu industri kimia.

Penulis menyadari sepenuhnya bahwa bantuan dari pihak-pihak tertentu, baik secara moril maupun materil selama penyusunan laporan Pra-Rancangan ini sangatlah berharga. Oleh karena itu, pada kesempatan ini penulis ingin menyampaikan ucapan terima kasih sedalam-dalamnya kepada :

1. Ibu Dra. Kamariah Anwar, Ms. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir, yang telah memberikan pengarahan dan petunjuk dalam penyusunan laporan Pra-Rancangan ini.

2. Bapak Arif Hidayat, ST, selaku Dosen Pembimbing II, yang telah memberikan pengarah dan petunjuk dalam penyusunan laporan Pra-Rancangan ini.
3. Ibu Dr. Ir. Hj. Indah M Z, MSc, Yang telah banyak membantu saya untuk memperbaiki Tugas Akhir ini.
4. Bapak Ir. Agus Taufik, MSc, selaku Dosen Penguji.
5. Bapak dan Ibu tercinta, serta adik-adikku atas segala do'a dan kasih sayang yang telah diberikan selama ini, serta dorongan baik moril maupun materil.
6. Rekan-rekan mahasiswa Jurusan Teknik Kimia angkatan '96, atas saran dan bantuannya dalam pengumpulan data untuk penyusunan laporan Pra-Rancangan ini.

Kendatipun penulis telah berusaha seoptimal mungkin agar penyusunan laporan Pra-Rancangan ini sempurna, namun demikian penulis tetap menyadari bahwa kesalahan dan kekurangan mungkin terdapat di dalamnya. Untuk itu dengan berlapang dada penulis mengundang saran dan kritik yang bersifat membangun dari pembaca sekalian.

Harapan penulis semoga laporan Pra-Rancangan ini dapat memberikan manfaat bagi penulis khususnya dan bagi pembaca pada umumnya.

**Wassalamu'alaikum Wr. Wb.**

Jogjakarta, Juni 2003

Mefrianto

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL</b>		i
<b>LEMBAR PENGESAHAN</b>		ii
<b>LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI</b>		iii
<b>HALAMAN MOTTO</b>		iv
<b>HALAMAN PERSEMBAHAN</b>		v
<b>KATA PENGANTAR</b>		vi
<b>DAFTAR ISI</b>		vii
<b>DAFTAR TABEL</b>		ix
<b>DAFTAR GAMBAR</b>		x
<b>INTISARI</b>		xi
<b>BAB I</b>	<b>PENDAHULUAN</b>	
	1.1 Latar Belakang	1
	1.2 Tinjauan Pustaka	2
<b>BAB II</b>	<b>URAIAN PROSES DAN SPESIFIKASI BAHAN</b>	
	2.1 Uraian Proses	6
	2.2 Spesifikasi Bahan	11
	2.2.1 Bahan Baku	11
	2.2.2 Bahan Pendukung	12
	2.2.3 Hasil Produksi	12
<b>BAB III</b>	<b>METODE PERANCANGAN</b>	
	3.1 Neraca Massa	13
	3.1.1 Neraca Massa Overall	13



3.1.2	Neraca Massa Tiap Alat	14
3.2	Neraca Panas	18
3.3	Dasar Pertimbangan Neraca Alat Proses	22
3.4	Utilitas	61
3.4.1	Alat-alat Utilitas	61
3.4.2	Kebutuhan Air	77
3.4.3	Kebutuhan Listrik	82
<b>BAB IV</b>	<b>ORGANISASI PERUSAHAAN</b>	
4.1	Bentuk Perusahaan	84
4.2	Struktur Organisasi	85
4.3	Tingkat Pendidikan dan Gaji bagi Karyawan	88
4.4	Pembagian Kerja bagi Karyawan	90
<b>BAB V</b>	<b>TATA LETAK PABRIK</b>	
5.1	Faktor-faktor yang Berpengaruh	92
5.2	Tata Letak Bangunan	94
<b>BAB VI</b>	<b>EVALUASI EKONOMI</b>	
6.1	Penaksiran Harga Peralatan	99
6.2	Perhitungan Biaya	100
6.3	Analisa Kelayakan	101
6.4	Hasil Perhitungan	104
<b>BAB VII</b>	<b>KESIMPULAN</b>	111
	<b>DAFTAR PUSTAKA</b>	
	<b>LAMPIRAN</b>	

## DAFTAR TABEL

Table 1.1	Perkembangan Impor Propylene Glycol Indonesia	1
Table 3.1	Neraca Massa Input	13
Table 3.2	Neraca Massa Output	13
Table 3.3.a	Neraca Massa Mixer 01	14
Table 3.3.b	Neraca Massa Mixer 02	14
Table 3.4	Neraca Massa Reaktor	15
Table 3.5	Neraca Massa Netralizer	16
Table 3.6.a	Neraca Massa Menara Distilasi 01	17
Table 3.6.b	Neraca Massa pada Menara Distilasi 02	17
Table 3.7	Neraca Massa Filter	18
Table 3.8	Neraca Panas Reaktor	18
Table 3.9	Neraca Panas Netralizer	19
Table 3.10	Neraca Panas Menara Distilasi 01	19
Table 3.11	Neraca Panas Menara Distilasi 02	20
Table 4.12	Golongan Jabatan	88
Table 4.13	Perincian Golongan Gaji	89
Table 4.14	Jadwal Kerja Masing-masing Regu	91
Table 6.15	Physical Plant Cost	104
Table 6.16	Fixed Capital Cost	105
Table 6.17	Direct Manufacturing Cost	105
Table 6.18	Indirect Manufacturing Cost	106

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Diagram Alir Kualitatif	8
Gambar 2.2	Diagram Alir Kuantitatif	21
Gambar 2.3	Process Engineering Flow Diagram	22
Gambar 3.3	Diagram Alir Pengolahan Air	81
Gambar 4.4	Struktur Organisasi Perusahaan	87
Gambar 5.5	Tata Letak Pabrik	91
Gambar 5.6	Tata Letak Alat Proses	92
Gambar 6.8	Break Even Chart	111



## INTISARI

Pembuatan Propylene Glycol ini pada fase cair-cair dengan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB), pada operasi 55 °C dan tekanan 3 atm., dengan menggunakan katalis asam sulfat ( $H_2SO_4$ ) untuk mempercepat terjadinya reaksi.

Proses produksi untuk menghasilkan Propylene Glycol 99 % sebanyak 50.000 ton/tahun dan memerlukan bahan baku 4871,98916 kg/jam. Untuk mendukung proses produksi tersebut dibutuhkan persediaan air sebanyak 1263841 kg/jam, yang berasal dari sungai terdekat. Kebutuhan steam sebesar 48687,961 kg/jam, tenaga listrik yang digunakan dari PLN sebesar 400 Kw. Sebagai cadangan dibuat pembangkit listrik tenaga diesel sebesar 500 Kw. Kebutuhan bahan bakar sebesar 229,5552 galon/tahun. Pabrik ini dirancang berdiri di Cilacap, Jawa Tengah dan lahan yang diperlukan seluas 30.000 m<sup>2</sup>, dengan jumlah karyawan 250 orang.

Modal tetap yang diperlukan sebanyak US\$ 5.004.899 (untuk pembelian alat impor) + Rp 22.820.149.249.000 (untuk pembayaran pembuatan alat di Indonesia) dan modal kerja sebesar Rp 330.433.036.288,000. Dari analisa ekonomi diperoleh keuntungan pabrik sebesar Rp 99.608.297.288,000 dan setelah pajak Rp 49.804.149.736,000. Return of Investmen (ROI) sebelum pajak sebesar 93,59059 % dan sesudah pajak 46,7953 %. Pay Out Time (POT) sebelum pajak 0,9553386 tahun dan sesudah pajak 1,760709 tahun. Break Event Point (BEP) 40,95 %, Shut Down Point (SDF) 30,88 % dan Discounted cash flow rate of return Rp 147.819.708.416,00. Dari hasil pertimbangan proses, prospek produk dan hasil ekonomi, pabrik ini layak untuk didirikan..



## BAB I PENDAHULUAN

### 1.1 LATAR BELAKANG

Perkembangan industri di Indonesia pada saat ini mengalami perubahan yang sangat pesat ditunjang dengan kebijaksanaan pemerintah dalam bidang ekonomi, membawa dampak peningkatan investasi di berbagai sector termasuk dalam industri kimia dengan peningkatan kualitas dan kuantitas sehingga kebutuhan bahan baku, bahan penunjang dan tenaga kerja semakin meningkat. Demikian pesatnya pembangunan di sektor ini maka para ahli berusaha mengolah bahan baku menjadi berbagai macam bahan yang dipakai di pasaran.

Sejalan dengan perkembangan industri pemakaiannya, perkembangan import propylene glycol dalam negeri secara keseluruhan meningkat sekalipun mengalami fluktuasi dengan rata-rata kenaikan impor sebesar 15.8%. Perkembangan import propylene glycol dapat dilihat dari tabel berikut.

Tabel 1.1: Perkembangan Impor Propylene Glycol Indonesia

Tahun	Volume (ton)
1989	4348
1990	7764
1991	8742
1992	7553
1998	17678
2000	32387

(Sumber: Data Biro Pusat Statistik)

Dilihat dari data biro pusat statistik kenaikan import propylene glycol terus meningkat, tampaknya pendirian pabrik sudah saatnya untuk didirikan. Apalagi jika ditinjau dari kebijaksanaan pemerintah dari bidang investasi, dalam daftar negatif investasi (DNI) yang tertuang dalam KEPPRES no:54 tertanggal 10 juni 1993 Propylene glycol tidak termasuk dalam bidang usaha yang tertutup bagi penanam modal. Sehingga investasi masih terbuka baik bagi PMDK,PMA, maupun PMDN/PMA.(Sumber:CIC Industri Kimia Terpilih 1993)

Pada keterangan data-data diatas tampak jelas bahwa Propylene glycol sangat dibutuhkan di Indonesia, sehingga pendirian pabrik sangat dibutuhkan.

Di lain sisi dapat dilihat bahwa pendirian pabrik propylene glycol ini akan mempercepat proses alih teknologi sehingga kualitas sumber daya manusia Indoneia dapat ditingkatkan, juga mengurangi ketergantungan dengan negara lain, serta banyak tenaga baru yang akan terserap.

## 1.2 TINJAUAN PUSTAKA

Glycol merupakan senyawa yang mengandung 2 gugus hidroksil (OH). rumus umum glycol adalah  $C_n H_{2n} (OH)_2$ . Sebagian besar produksi glycol dalam berupa Etylene glycol dan propylene glycol.

Propylene glycol merupakan cairan tidak berwarna, non volatile, larut dalam air dan etanol serta tidak korosif dan tidak beracun.

### 1.2.1 Macam-macam Proses

Ditinjau dari prosesnya pembuatan propylene glycol dapat di lakukan dengan tiga proses

#### 1). Hidrasi propylene oksida tanpa katalis

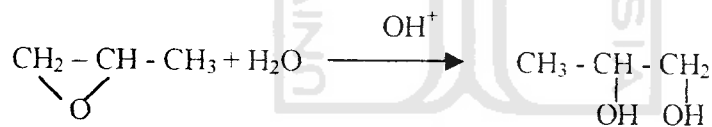
Reaksi :



Reaksi berlangsung dalam fase cair ini menghasilkan produk utama monopropylene glycol dan produk samping dipropylene glycol dan tripropylene glycol

#### 2). Hidrasi Propylene oksida dalam reaktor.

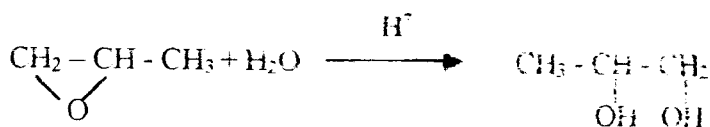
Reaksi :



Proses ini sama dengan hidrasi propylene oksida tanpa katalis. Namun dalam proses ini digunakan katalis basa yang dicampur dengan air sampai konsentrasi tertentu kemudian direaksikan dengan propylene oksida dalam reaktor.

#### 3). Hidrasi propylene glycol dengan katalis asam

Reaksi .



Proses ini sama dengan hidrasi propylene oksida tanpa katalis. Namun dalam proses ini digunakan katalis asam yang dicampur dengan air yang akan direaksikan dengan propylene oksida dalam reactor.

Propylene glycol dari propylene oxide pada suhu 52° C, dengan katalis atau tanpa katalis.

a) Reaksi Non Katalis

Reaksi terjadi dalam reactor pada suhu 55° C, ratio H<sub>2</sub>O daengan propylene oxide adalah 25 : 1, dalam fase cair-cair. ( 2 & 9 ).

b) Reaksi dengan Katalis

Reaksi terjadi dalam pada suhu 52° C dan tekanan 3atm, ratio H<sub>2</sub>O dengan propylene oxide adalah 5: 1 dengan katalisator H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Reaksi ini dalam fase cair-cair sebagai berikut :

**Reaksi Pada Reactor**



**Reaksi pada neutralizer :**



Keuntungan menggunakan katalis asam sulfat :

- 1) Katalis murah dan mudah diperoleh
- 2) Dengan konsentrasi kecil 0,1%, reaksi lebih cepat sehingga volume reactor yang digunakan tidak terlalu besar
- 3) Hasil samping reaksi katalis yang berupa Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> tidak berbahaya lagi bagi lingkungan.



Dari literatur, diperoleh persamaan kecepatan reaksi :

$$-r_A = k C_A$$

Dimana :

$C_A$  : konsentrasi zat

$K$  : konstanta kecepatan reaksi

$$K = A \cdot e^{-E/RT} = (16,96 \cdot 10^{12} \times e^{-32400/RT})$$

$E$  dalam Btu / lbmol

$$R = 1,987 \text{ Btu / lbmol}^\circ \text{R}$$

$$T = \text{suhu dalam reactor (585}^\circ \text{R)}$$

### 1.2.2 Kegunaan Produk

Propylene glycol dapat digunakan sebagai bahan pengawet, pelarut dalam industri makanan, sebagai pelembut / pelembab dalam industri kosmetik dan sebagai pembersih air yang beku dalam lemari es karena tidak koresif dan tidak beracun.

## BAB II

### URAIAN PROSES DAN SPESIFIKASI BAHAN

#### 2.1 URAIAN PROSES

Proses pembuatan pabrik propylene glycol dari propylene oxide dan air melalui 3 tahap yaitu unit penyiapan bahan baku, unit reaksi dan unit fisihing.

##### 2.1.1. Unit Penyiapan Bahan Baku

- a) Proses penyiapan propylene oxide sebanyak 99 % yang mengandung air sebanyak 1 % dari umpan, dimasukkan kedalam tangki 01 yang berbentuk vertika dan pompa 01. Kemudian di umpankan kedalam reaktor dengan pompa 02 yang sebelumnya dipanaskan pada HE 01 hingga suhu sesuai dengan suhu reactor.
- b) Proses penyiapan H<sub>2</sub>O yang berasal dari utilitas, sebagian dimasukkan ke mixer 01 dengan pompa 03, setelah tercampur dengan methanol di umpankan kedalam reaktor dengan pompa 09.
- c) Penyiapan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> cair dimasukkan ke tangki 03 dengan pompa 03, kemudian di encerkan ke dalam mixer 02 dengan air dari utilitas pada pompa 07, setelah bercampur dengan air dilanjutkan ke reactor 01.
- d) Penyiapan NaOH dari produsen dimasukkan ke tangki 04 dengan pompa 04 untuk memperoleh konsentrasi NaOH 5% dengan penambahan H<sub>2</sub>O di umpankan ke dalam neutralizer untuk menetralkan natrium asam sulfat dengan pompa 09.

- e) Arus recycle sebagian hasil atas menara 02 yang dialirkan ke reactor dengan pompa 15, waktunya bersamaan dengan bahan keluar dari mixer 01 termasuk katalis asam sulfat

### 2.1.2. Unit Reaksi

Reaksi ini berlangsung isothermal pada suhu 55 °C pada tekanan operasi 3 atm karena reaksi isothermal maka untuk mempertahankan suhu operasi dipasang koil pendingin didalam reactor. Semua bahan baku baik dari umpan maupun dari recycle bersama katalis asam sulfat direaksikan dengan menggunakan satu reactor alir tangki berpengaduk. Gambar detail reactor dan perhitungannya dapat dilihat pada lampiran.

### 2.1.3. Unit Finising

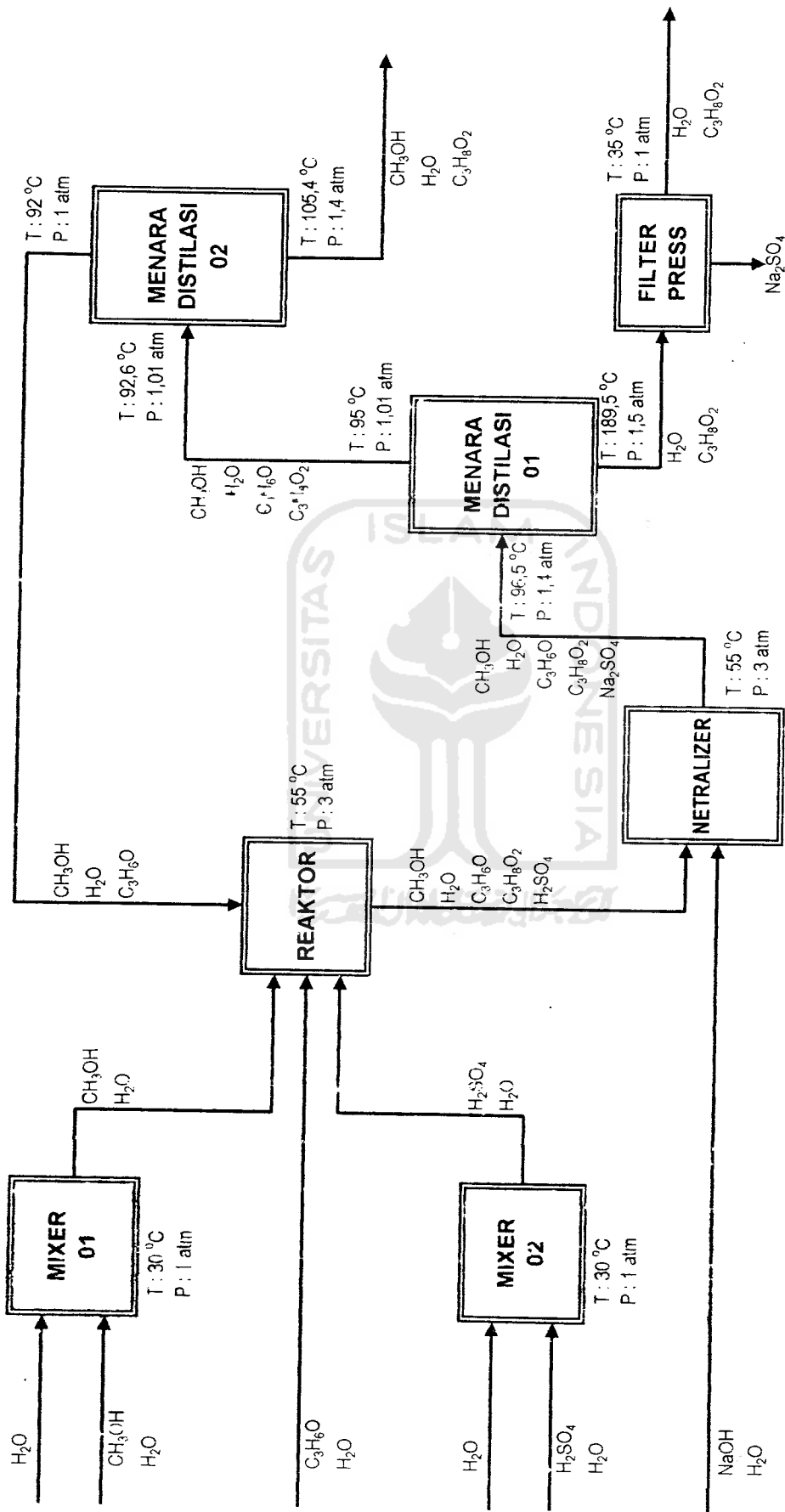
Hasil keluar dari reactor dengan pompa 09 cairan dimasukkan ke neutralizer, suhu operasi sama dengan suhu dalam reactor dan tekanan 3 atm. dinetralkan dengan NaOH 5% cairan yang keluar dari netraizer pada suhu 55,73 dan tekanan 3 atm.

Larutan hasil neutralizer dipanaskan dengan Heter 03 sampai suhu 96,5 tekanan 1,4 atm dimasukkan kemenara distilasi 01 dengan pompa 12. Hasil atas menara distilasi 01 diembunkan dengan condenser 01 pada suhu 95 °C melalui penampung accumulator 01 dan dialirkan menara distilasi dengan pompa 14. Hasil bawah dimasukkan ke filter press dengan pompa 13, pada filter press ini terjadi pemisahan  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  dengan cairan yang akan merupakan produk propylene glycol.

Hasil atas menara distilasi pada suhu 92 tekanan 3atm didinginkan dengan cooler 01 hingga suhu 55 C dimasukkan ke reactor dengan pompa 15 sebagai umpan reycle. Hasil menara distilasi 02 merupakan limbah diturunkan suhunya dengan cooler 02 agar kondisinya aman bagi lingkungan sekitar.

Diagram alir kualitatif Propylene Glikol Pada gambar 2.1.





**Gambar 2.1: Diagram Alir Kualitatif Pabrik Propylene Glikol**

## 2.2 SPESIFIKASI BAHAN

### 2.2.1 Bahan Baku

#### a) Propylene Oxide

Rumus molekul	= $C_3H_6O$
Berat molekul	= 58
Titik didih, 1 atm	= $34\text{ }^\circ\text{C}$
Densitas	= $0,83515\text{ kg/lt}$
Kekentalan	= $0,327\text{ mN sm}^{-2}$
Wujud	= Cair

#### b) Methanol

Rumus molekul	= $CH_3OH$
Berat molekul	= 32
Titik didih, 1 atm	= $64,7\text{ }^\circ\text{C}$
Densitas	= $0,8005978\text{ kg/lt}$
Kekentalan	= $0,554\text{ mN sm}^{-2}$
Wujud	= Cair

#### c) Air

Rumus molekul	= $H_2O$
Berat molekul	= 18
Titik didih, 1 atm	= $100\text{ }^\circ\text{C}$
Densitas	= $1,000\text{ kg/lt}$
Kekentalan	= $0,284\text{ mN sm}^{-2}$
Wujud	= Cair

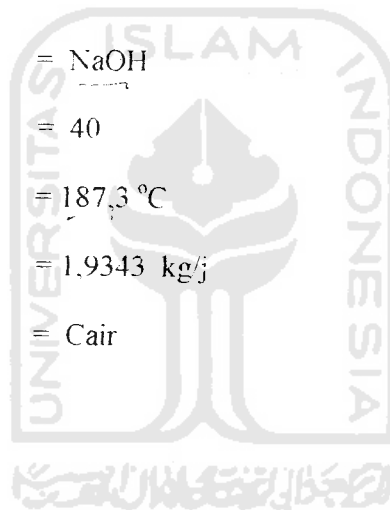
### 2.2.2 Bahan Pendukung

a) Asam sulfat

Rumus molekul	= $\text{H}_2\text{SO}_4$
Berat molekul	= 98
Titik didih, 1 atm	= $336,85\text{ }^\circ\text{C}$
Densitas	= $1,824\text{ kg/j}$
Kekentalan	= $24,54\text{ mN sm}^{-2}$
Wujud	= Cair

b) Natrium hidroksida

Rumus molekul	= $\text{NaOH}$
Berat molekul	= 40
Titik didih, 1 atm	= $187,3\text{ }^\circ\text{C}$
Densitas	= $1,9343\text{ kg/j}$
Wujud	= Cair



### 2.2.3 Hasil Produksi

Propylene glikol (  $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2$  )

Berat molekul	= 76
Titik didih, 1 atm	= $232\text{ }^\circ\text{C}$
Densitas	= $1,042367\text{ kg/j}$
Kekentalan	= $0,19\text{ mN sm}^{-2}$
Wujud	= Cair

## BAB III

## METODE PERANCANGAN

Metode Perancangan Pabrik Propylene Glikol disetting atas dasar variable utama yaitu: Neraca massa, Neraca panas dan spesifikasi alat.

## 3.1 Neraca Massa.

Neraca masa bahan meliputi neraca bahan overall (keseluruhan) dan neraca masa tiap-tiap alat (mixer, reactor, neutralizer, filter, menara distalasi)

## 3.1.1 Neraca Massa Overall

Neraca massa overall input ditabulasikan pada table 3.1. sebagai berikut :

Tabel 3.1: Neraca massa overall input

No	Komponen	Masuk
1	CH <sub>3</sub> OH	3211,943994 kg/j
2	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	4871,98919 kg/j
3	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	321,1990142 kg/j
4	NaOH	32,783998007 kg/j
		8437,916148 kg/j

Neraca massa overall output ditabulasikan pada table 3.2. sebagai berikut :

Tabel 3.2: Neraca massa overall output

No	Komponen	Keluar
1	Prodak C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	6249,999985 kg/j
	H <sub>2</sub> O	63,13131298 kg/j
2	Endapan Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	23,27644126 kg/j
3	Limbah C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	63,13131298 kg/j
	H <sub>2</sub> O	1770,715181 kg/j
	CH <sub>3</sub> OH	267,66119995 kg/j
		8437,916148 kg/j



### 3.1.2 Neraca Massa Tiap Alat

Setting neraca massa alat terdiri atas : Neraca massa mixer -01, neraca massa mixer-02, neraca massa reactor, neraca massa netralizer, neraca massa menara distilasi-01, neraca massa menara distilasi-02 dan neraca massa filter.

#### 3.1.2.1 Mixer

Neraca massa mixer-01 ditabulasikan pada tabel 3.3.(a) sebagai berikut :

Tabel 3.3 (a) : Hasil perhitungan neraca massa mixer - 01

No	Komponen	Masuk	Keluar
1	CH <sub>3</sub> OH	281,7495 kg/j	267,662 kg/j
2	H <sub>2</sub> O	2930,195 kg/j	2944,282 kg/j
		3211,944 kg/j	3211,944 kg/j

Neraca massa mixer-02 ditabulasikan pada tabel 3.3(b) sebagai berikut

Tabel 3.3 (b): Hasil perhitungan neraca massa mixer - 02

No	Komponen	Masuk	Keluar
1	H <sub>2</sub> SO <sub>2</sub>	16,3922 Kg/j	16,0643 Kg/j
2	H <sub>2</sub> O	304,8068 Kg/j	305,1347 Kg/j
		321,199 Kg/j	321,199 Kg/j

#### 3.1.2.2 Reaktor

Neraca massa Reaktor ditabulasikan pada tabel 3.4. sebagai berikut

Tabel 3.4 : Hasil perhitungan neraca massa Reaktor

No.	Komponen	Masuk	Keluar
1	CH <sub>3</sub> OH	5353.24 Kg/j	5353.23999 Kg/j
2	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	5353.24 Kg/j	535.323999 Kg/j
3	H <sub>2</sub> O	8389.068 Kg/j	6893.8561 Kg/j
4	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	16.06433 Kg/j	16.06433483 Kg/j
	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	0	6313.131298 Kg/j
		19111.614 Kg/j	19111.614 Kg/j

### 3.1.2.3. NETRALIZER

Neraca massa Netralizer ditabulasikan pada tabel 3.5 sebagai berikut

Tabel 3.5 : Hasil perhitungan neraca massa Netralizer.

No	Komponen	Masuk	Keluar
1	CH <sub>3</sub> OH	5353,2399 kg/j	5353,2399 kg/j
2	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	535,323999 kg/j	535,323999 kg/j
3	H <sub>2</sub> O	6893,85631 kg/j	6919.428184 kg/j
4	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	16,06433483 kg/j	0
5	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	6313,131298 kg/j	6313,131298 kg/j
6	NaOH	32,78398007 kg/j	0
7	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	23,7644125 kg/j
		19144,5991 kg/j	19144,5991 kg/j

### 3.1.2.4 Menara Distilasi dan Filter

Neraca massa Menara distilasi-01 ditabulasikan pada tabel 3.6(a) sebagai berikut

Tabel 3.6 (a): Hasil perhitungan neraca massa Menara distilasi - 01

No	Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
1	CH <sub>3</sub> OH	5353,23999 kg/j	Hasil atas CH <sub>3</sub> OH	5353,23999 kg/j
2	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	535,323999 kg/j	CH <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	535,323999 kg/j
3	H <sub>2</sub> O	6919,428 kg/j	H <sub>2</sub> O	6856,297 kg/j
4	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	6313,131 kg/j	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	63,313 kg/j
5	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	23,276 kg/j	Hasil bawah Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	23,276 kg/j
6			H <sub>2</sub> O	63,131 kg/j
7			C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	6250 kg/j
		19144,39899 kg/j		19144,39899 kg/j

Neraca massa Menara distilasi-02 ditabulasikan pada tabel 3.6(b) sebagai berikut

Tabel 3.6 (b): Hasil perhitungan neraca massa Menara distilasi - 02

No	Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
1	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	535,32399 kg/j	Hasil atas C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	535,323999 kg/j
2	CH <sub>3</sub> OH	5353,2399 kg/j	CH <sub>2</sub> OH	5085,57799 kg/j
3	H <sub>2</sub> O	6856,296871 kg/j	H <sub>2</sub> O	5085,57799 kg/j
4	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	63,13131298 kg/j	Hasil bawah CH <sub>3</sub> OH	267,6619995 kg/j
5			H <sub>2</sub> O	1770,715181 kg/j
			C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	63,13131298 kg/j
		12807,99207 kg/j		12087,98847 kg/j

Neraca massa filter ditabulasikan pada tabel 3.7 sebagai berikut

Tabel 3.7: Hasil perhitungan neraca massa Filter

No	Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
1	$C_3H_8O_2$	6250 kg/j	Fase cair $C_3H_8O_2$	6243,416 kg/j
2	$H_2O$	63,131 kg/j	$H_2O$	63,065 kg/j
3	$Na_2SO_4$	23,276 kg/j	Cake $C_3H_8O_2$	6,584 kg/j
4			$H_2O$	0,067 kg/j
5			$Na_2SO_4$	23,276 kg/j
		6336,408 kg/j		6336,408 kg/j

### 3.2 Neraca Panas

Neraca panas tiap alat meliputi neraca panas reactor, neraca panas neutralizer dan neraca panas menara distalasi

#### 3.2.1 Reaktor

Hasil perhitungan neraca panas ditabulasikan pada tabel 3.8 sebagai berikut:

Tabel 3.8: Hasil perhitungan neraca panas reaktor

No	Komponen	Masuk	Keluar
1	Komponen masuk reaktor	378180,625 kcal/j	
2	Panas reaksi	762056,0625 kcal/j	
3	Komponen keluar reaktor		421914,5 kcal/j
4	Panas buang		718322,1875 kcal/j
		1140236,688 kcal/j	1140236,688 kcal/j

### 3.2.1 Netralizer

Hasil perhitungan neraca panas netralizer ditabulasikan pada tabel 3.9. sebagai berikut:

Tabel 3.9: Hasil perhitungan neraca panas netralizer

No	Komponen	Masuk	Komponen
1	Komponen masuk netralizer	467898.625 kcal/j	
		170,349 kcal/j	
2	Panas reaksi	11992,045 kcal/j	
3	Komponen keluar netralizer	0	480061,019 kcal./j
		480061,019kcal/j	480061,019 kcal/j

### 3.2.3 Menara Distilasi

Hasil perhitungan neraca panas menara distilasi-01 ditabulasikan pada tabel 3.10. sebagai berikut

Table 3.10: hasil perhitungan neraca panas menara distilasi-011

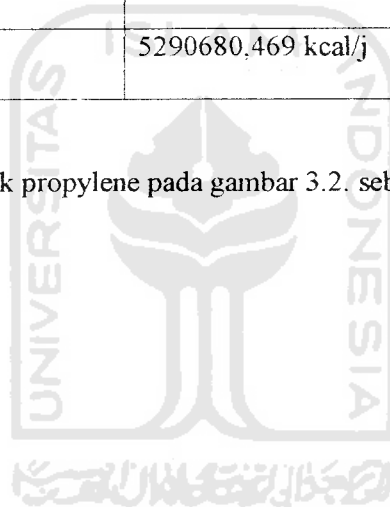
No	Komponen	Masuk	Keluar
1	Komponen masuk MD 01	1116949 kcal/j	
2	Panas reaksi	5804327 kcal/j	
3	Panas penguapan		5267107 kcal/j
4	Panas hasil atas		678352,688 kcal/j
5	Panas hasil bawah		975816,313 kcal/j
		6921276 kcal/j	6921276.001 kcal/j

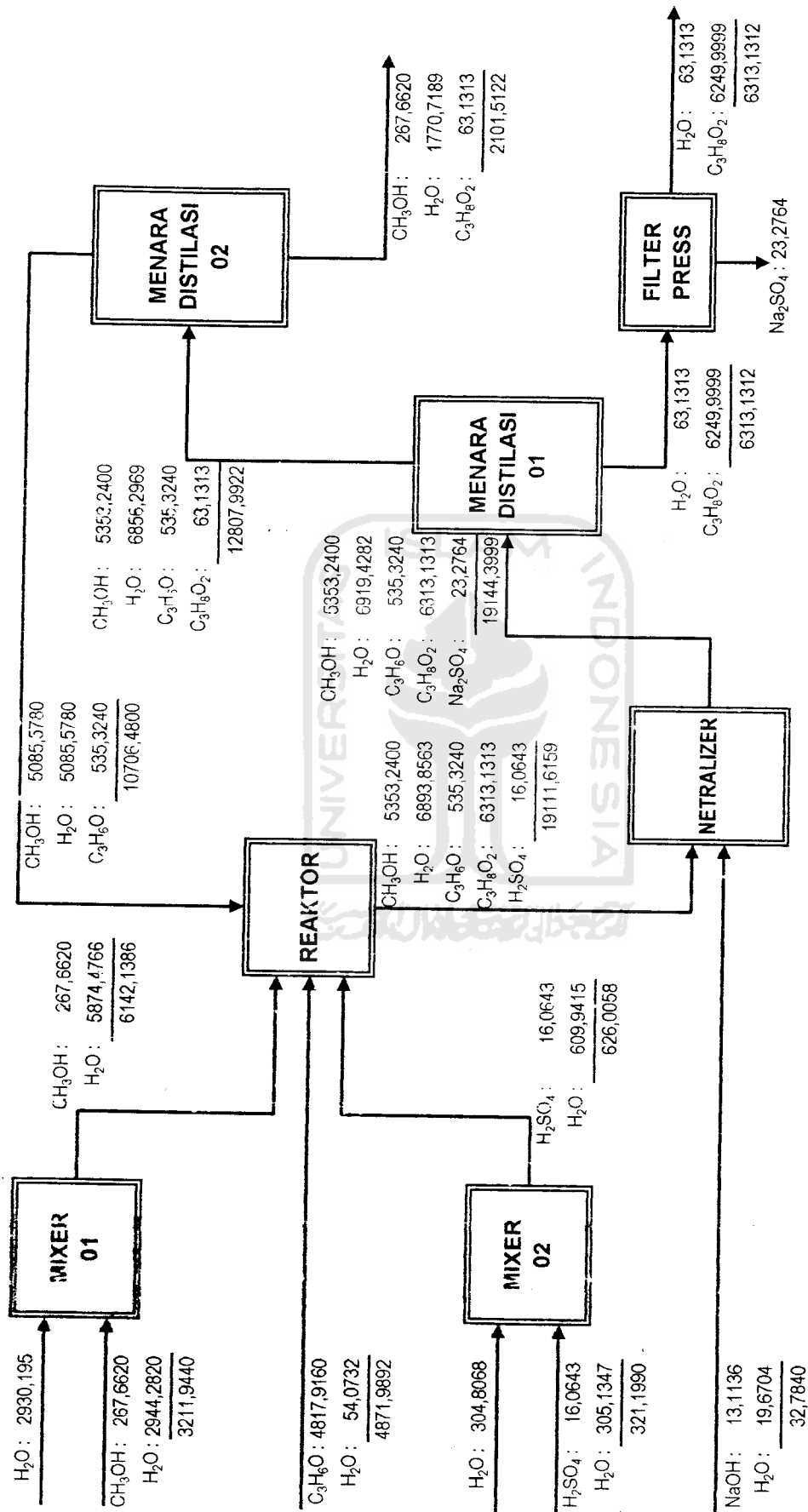
Hasil perhitungan neraca panas menara distalasi-02 ditabulasikan pada tabel 3.11. sebagai berikut

Table 3.11 :hasil perhitungan neraca panas menara distilasi-02

No	Komponen	Masuk	Keluar
1	Komponen masuk MD 02	655015,313 kcal/j	
2	Panas reaksi	4635665,163 kcal/j	
3	Panas pengembunan		4255128 kcal/j
4	Panas hasil atas		51799 kcal/j
5	Panas hasil bawah		517553,469 kcal/j
		5290680,469 kcal/j	5290680,469 kcal/j

Diagram alir kualitatif pabrik propylene pada gambar 3.2. sebagai berikut:





**Gambar 2.2: Diagram Alir Kuantitatif Pabrik Propylene Glikol**

### 3.3. DASAR PERTIMBANGAN NERACA ALAT PROSES

#### 3.3.1 Tangki penyimpanan CH<sub>3</sub>OH ( T-01 )

Fungsi : Menyimpan CH<sub>3</sub>OH dan H<sub>2</sub>O pada suhu 30 °C dengan tekanan 1 atm, dengan waktu tinggal 1 bulan.

Type : Selinder Vertikal

Kondisi : 30 °C, 1 atm

Dimensi : Diameter = 6,767 m

Tinggi = 6,767 in

Tebal shell = 0,248 in

Dimana = Ht : 0.00 ft ; ts = 0.248 in

Ht : 8.00 ft ; ts = 0.277 in

Ht : 16.00 ft ; ts = 0.306 in

Ht : 24.00 ft ; ts = 0.335 in

Bahan : Carbon steel SA 178 grade C

Volume : 202859,609 lt

Jumlah : 1

Harga : \$ 68.764

#### 3.3.2. Tangki penyimpanan C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>O ( T- 02 )

Fungsi : Menyimpan C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>O dan H<sub>2</sub>O pada suhu 30 °C dengan tekanan 1 atm, dengan waktu tinggal 1 bulan.

Type : Silinder vertical



Kondisi : 30 °C, 1 atm  
 Dimensi : Diameter = 17,498 m  
 Tinggi = 8,749 m  
 Tebal shell = 0,443 in  
 Dimana = Ht : 0.00 ft ; ts = 0.443 in  
 Ht : 8.00 ft ; ts = 0.518 in  
 Ht : 16.00 ft ; ts = 0.593 in  
 Ht : 24.00 ft ; ts = 0.688 in  
 Bahan : Carbon steel SA 178 grade C  
 Volume : 1753916,125 ft<sup>3</sup>  
 Jumlah : 2  
 Harga : \$ 49.257



3.3.3. Tangki penyimpanan  $H_2SO_4$  ( T-03 )

Fungsi : Menyimpan  $H_2SO_4$  dan  $H_2O$  pada suhu  $30\text{ }^\circ\text{C}$  dengan tekanan 1 atm, dengan waktu tinggal 1 bulan.

Type : Silinder vertikal

Kondisi :  $30\text{ }^\circ\text{C}$ , 1 atm

Dimensi : Diameter = 2,623 m

Tinggi = 2,623 in

Tebal shell = 0,173 in

Dimana - Ht : 0.00 ft ; ts = 0.173 in

Ht : 8.00 ft ; ts = 0.184 in

Ht : 16.00 ft ; ts = 0.195 in

Bahan : Carbon steel SA 178 grade C

Volume : 11802,368 lt

Jumlah : 1

Harga : S 60.591

3.3.4. Tangki penyimpanan  $NaOH$  ( T-04 )

Fungsi : Menyimpan  $NaOH$  dan  $H_2O$  pada suhu  $30\text{ }^\circ\text{C}$  dengan tekanan 1 atm, dengan waktu tinggal 1 bulan.

Type : Silinder vertikal

Kondisi :  $30\text{ }^\circ\text{C}$

Dimensi : Diameter = 3,304 m

Tinggi = 3,314 m

Tebal shell = 0,185 in

Dimana = Ht : 0.00 ft ; ts = 0.185 in  
           Ht : 8.00 ft ; ts = 0.199 in  
           Ht : 16.00 ft ; ts = 0.213 in

Bahan : Carbon steel SA 178 grade C

Volume : 23604,441 lt

Jumlah : 3

Harga : \$ 68.764

### 3.3.5. Tangki penyimpan $C_3H_8O_2$ ( T-05 )

Fungsi : Menyimpan  $C_3H_8O_2$  dan  $H_2O$  pada suhu  $30\text{ }^\circ\text{C}$  dengan tekanan 1 atm, dengan waktu tinggal 1 bulan.

Type : Silinder vertikal

Kondisi :  $30\text{ }^\circ\text{C}$ , 1 atm

Dimensi : Diameter = 19,077 m  
           Tinggi = 9,538 m  
           Tebal shell = 0,472 in

Dimana = Ht : 0.00 ft ; ts = 0.472in  
           Ht : 8.00 ft ; ts = 0.553 in  
           Ht : 16.00 ft ; ts = 0.635 in  
           Ht : 24.00 ft ; ts = 0.717 in

Bahan : Carbon steel SA 178 grade C

Volume : 2272,727 lt

Jumlah : 1  
Harga : \$ 49.744

### 3.3.6. Mixer ( M-01 )

Fungsi : Mencampur methanol dan air dengan kecepatan umpan  
methanol = 281,749 kg/jam dan kecepatan umpan H<sub>2</sub>O  
sebesar = 2930,195 kg/jam.

Type : Tangki berpengaduk

Pengaduk : Marine propeller dengan 3 baffle, jumlah baffle 4 buah

Kecepatan : 2,5 rps

Diameter : 47,23 cm

Tinggi : 47,23 cm

Lebar : 4,72 cm

Kondisi : 35 ° C, 1 atm

Dimensi : Diameter : 1,42 m

Panjang : 2,13 m

Tebal shell : 4/16

Tebal head : 5/16

Daya motor : 0.5 Hp

Volume : 3065,917 lr

Jumlah : 1

Harga : \$ 3.559,23

## 3.3.7. Mixer ( M-02 )

Fungsi	: Mencampur $H_2SO_4$ dengan pelarut air sebagai umpan, dengan kecepatan umpan $H_2SO_4 = 16,397$ kg/jam dan kecepatan umpan $H_2O = 304,807$ kg/jam
Type	: tangki berpengaduk
Pengaduk	: Marine propeler dengan 3 baffle, jumlah baffle 4 buah
Kecepatan	: 2,5 rps
Diameter	: 27,84 cm
Tinggi	: 27,84 cm
Lebar	: 2,78 cm
Kondisi	: 44 °C
Bahan	: Stainless steel SA 240 grade C
Dimensi	: Diameter : 0,84 m
	: Tinggi : 1,25 m
	: Tebal shell : 4/16 in
	: Tebal head : 5/16 in
Daya motor	: 0.5 Hp
Volume	: 627,884 lt
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 2.847,38

## 3.3.8. Reaktor( R-01 )

Fungsi : Mereaksikan propylene oxide menjadi propylene glycol dengan kecepatan umpan  $C_3H_6O$  10289.9053 kg/jam dan kecepatan umpan Methanol 3211.9438 kg/jam.

Type : Reaktor alir tangki berpengaduk ( RATB )

Pengaduk : Marine propeler dengan 3 baffle, Jumlah baffle 4 buah

Kecepatan : 1 rps

Diameter : 94.26 cm

Tinggi : 94.26cm

Kondisi : 55 °C, 3 atm

Bahan : Stainless steel 316

Dimensi : Diameter : 2.83 m

Tinggi : 4.24 m

Tebal shell : 4/16 in

Tebal head : 5/16 in

Coil : OD = 4.5 in

ID = 4.026 in

NPS = 1

Luas transfer panas = 21.73 ft<sup>2</sup>

Jumlah lilitan = 22

Tinggi coil = 3.3 m

Daya motor : 2 Hp

Volume : 32540.223 lt

Jumlah : 1  
Harga : \$ 59.498

### 3.3.9. Netralizer ( N-01 )

Fungsi : Menetralkan katalis asam sulfat dengan penambahan NaOH 5% dengan waktu tinggal 0,25 jam dan kecepatan umpan 19111,6152 kg/jam

Type : Tangki silinder vertikal dengan head dan bottom berbentuk torispherical dished head

Pengaduk : Marine propeler dengan 3 baffle

Kecepatan : 2.5 rps

Diameter : 88.77 cm

Kondisi : 55 °C, 3 atm

Bahan : stainless steel SA 240 grade C

Dimensi : Diameter : 2.66 m  
Tinggi : 3.99m  
Tebal shell : 4/16 in  
Tebal head : 5/16 in

Daya motor : 1 Hp

Volume : 25438.0175 li

Jumlah : 1

Harga : \$ 64.375

### 3.3.10. Menara Distalasi ( MD-01 )

Fungsi	: Memisahkan campuran Propylene oxide metanol, air, propilne glycoldan natrium hidroksida berdasarkan titik didih		
Type	: Sieve plate		
Dimensi	Diameter	:	3,04 m
	Tinggi	:	11,14 m
	Tebal head dan bottom	:	3/16 in
	Jumlah plate actual	:	17
	Luas area lubang	:	0.331 m
	Jumlah lubang	:	16550
	Tray spacing	:	0.45 m
Kondisi	Umpan	:	96.5 °C, 1.4 atm
	Distilat	:	95°C, 1.01 atm
	Bottom	:	185 °C, 1.5 atm
Jumlah	:	1	
Harga	:	\$ 663.257	

### 3.3.11. Menara Distalasi ( MD-02 )

Fungsi	: Memisahkan campuran air propylene glycol berdasarkan titik didih		
Type	: Sieve plate		
Dimensi	Diameter	:	2.258 m
	Tinggi	:	7.60 m



	Tebal head dan bottom	: 3/16 in
	Jumlah plate actual	: 7
	Luas area lubang	: 0.24 m
	Jumlah lubang	: 8157
	Tray spacing	: 0.45 m
Kondisi	: Umpan	: 96.6°C, 1.01 atm
	Distilat	: 92 °C, 1 atm
	Bottom	: 105.4 °C, 1.4 atm
Jumlah	:	
Harga	: S	27.511

### 3.3.12. filter Press( F-01 )

Fungsi	:	Memisahkan natrium hidroksida (endapan) dengan cairan hasil bawah MD-01 dengan kecepatan umpan 6036.4077 Kg/j
Type	:	Filter press
Kondisi	:	189.5°C
Cake	:	Porositas cake : 0,3
		Tebal cake : 0,2 in
		Total volume cake : 8.00 cuft
		Vol cake + frame : 0.267 cuft
Filtrasi	:	Luas area total : 480 cuft men
		Ukuran frame : 4 ft x 4ft

Jumlah frame	:	30
Waktu siklus	:	waktu filtrasi ( Tf ) : 52.857 men
	:	Waktu pencucian ( Tw ) : 10 men
	:	Waktu bongkar ( Tf ) : 50 men
Jumlah	:	1
Harga	:	S 146.307

### 3.3.13. Reboiler ( RB-01 )

Fungsi	:	Mengukapkan sebagian hasil bawah menara distilasi (MD-01) Pada suhu 189,51 °C dengan pemanas steam jenuh pada suhu 220 °C
Type	:	Shell end tube
Kondisi	:	Kecepatan umpan masuk : 264992.6 lb/j Kecepatan steam jenuh : 26157.98 lb/j
Bahan	:	Stainless steel SA 240 grade C
Spesifikasi	:	Shell ( cold fluid, light organic )
	:	ID : 37
	:	Nt : 1200
	:	Pass : 1
	:	Tube ( hot fluid, steam )
	:	OD BWG : 0.75 16
	:	ID : 0.62
	:	Pitch : 0.94 triang pitch

Panjang : 24 ft  
Pass : 2  
Rd : 0,00356  
Jumlah : 1  
Harga : \$ 73.153



## 3.3.14. Reboiler ( RB-02 )

Fungsi	: Menguapkan sebagian hasil bawah menara distalasi MD-2 pada suhu 105,38 °C dengan pemanas steam jenuh pada suhu 170 °C
Type	: Shell end tube
Kondisi	: Kecepatan umpan masuk : 24508,55 lb/jam Kecepatan steam jenuh : 19268,33 lb/jam
Bahan	: Stainless steel SA 240 grade C
Spesifikasi	: Shell ( cold fluid, light organic ) ID : 19,25 Nt : 204 Pass : 1 Tube ( hot fluid, steam ) OD. BWG : 0,75 . 16 ID : 0,62 Pitch : 1 square pitch Panjang : 24 ft Pass : 1
Rd	: 0.00336
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 29.261

## 3.3.15. Condenser ( CD-01 )

Fungsi	: Mengembunkan uap yang keluar dari puncak menara MD-01 pada suhu 95 °C, dengan pendingin air masuk pada suhu 30 °C dan keluar suhu 40 °C
Type	: Shell end tube
Kondisi	: Kecepatan umpan masuk : 28705,74 lb/jam Kecepatan air pendingin : 1161173 lb/jam
Bahan	: Stainless steel SA 240 grade C
Spesifikasi	: Shell ( cold fluid, water ) ID : 21,25 Nt : 342 Pass : 1 Tube ( hot fluid, steam ) OD. BWG : 0,75 . 16 ID : 0,62 Pitch : 0,94 triang, pitch Panjang : 20 ft Pass : 2 Rd : 0,00365 Jumlah : 1 Harga : S 1.512

## 3.3.16. Condenser ( CD-02 )

Fungsi	: Mengembunkan uap yang keluar dari puncak menara MD – 01 pada suhu 92.6 °C, dengan pendingin air masuk pada suhu 30 °C, keluar suhu 40 °C
Type	: Shell end tube
Kondisi	: Kecepatan umpan masuk : 24186,87 lb/j Kecepatan air pendingin : 936128,2 lb/j
Bahan	: Stainless steel SA 240 grade C
Spesifikasi	: Shell ( cold fluid, water ) ID : 23,25 Nt : 308 Pass : 1 Tube ( hot fluid, light organic ) OD. BWG : 0,75 . 16 ID : 0,62 in Pitch : 1 square pitch Panjang : 20 ft Pass : 4
Rd	: 0.00407
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 1.463

## 3.3.17. Accumulator ( Acc-01 )

Fungsi	: Menampung sementara hasil atas menara distalasi yang akan direcycle kedalam menara dan sebagian lagi, sebagai produk utama dengan waktu tinggal 1 jam
Type	: Tengki silinder horisontal
Bahan	: Stainless steel SA 240 grade C
Dimensi	: Volume : 32623.89 lt Diameter : 1,18 m Tinggi : 2,36 m Tebal shell : 3/16 in Tebal head : 3/16 in
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 3.796,51

## 3.3.18. Accumulator ( Acc-02 )

Fungsi	: Menampung sementara hasil atas menara distalasi yang akan direcycle kedalam menara dan sebagian lagi, sebagai produk utama dengan waktu tinggal 1 jam
Type	: Tengki silinder horisontal
Bahan	: Stainless steel SA 240 grade C
Dimensi	: Volume : 2210.83 lt Diameter : 1,12 m Tinggi : 2,23 m Tebal shell : 3/16 in

Tebal head : 3/16 in  
 Jumlah : 1  
 Harga : \$ 1.463

### 3.3.19. Head Exchanger ( HE-01 )

Fungsi : Memanaskan hasil atas menara distalasi 1 suhu dari 35 °C menjadi suhu 55 °C, dengan pemanas steam jenuh pada suhu masuk 102.23 °C dan keluar suhu 160 °C, dengan kecepatan umpan = 123,9629 kg/j

Type : Double pipe

Kondisi : Beban panas HE : 61502.043 kcal/jam  
 Luas transfer panas : 12,51383 sqft  
 Kecepatan umpan masuk : 123,9629 kg/j  
 Kecepatan air pendingin : 3211,944 kg/j

Bahan : Stainless steel SA 240 grade C

Spesifikasi : Innet pipe ( cold fluid, light organic )  
 OD, BWG : 1,90. 40 in  
 ID : 1,61 in  
 Flow area : 2,033 sq m  
 Surface area : 0,497 sqft/ft  
 Pressure drap: 4,75586 psia  
 Panjang : 12 ft  
 Hairpin : 1



Annulus (Hot fluid, steam )  
 OD : 2,88. 40 in  
 ID : 2,47 in  
 Pressure drop: 0,010053 psia  
 Panjang : 12 ft  
 Rd : 0,00362  
 Jumlah : 1  
 Harga : \$ 14.631

### 3.3.20. Heat Exchanger ( HE-02 )

Fungsi : Memanaskan umpan campuran dari suhu 30 °C menjadi suhu 55 °C, dengan pemanas steam jenuh pada suhu masuk 102,3 °C dan keluar suhu 160 °C dengan kecepatan umpan = 4871,989 kg/j

Type : Double pipe

Kondisi : Beban panas HE : 37257.766 kcal/jam  
 Luas transfer panas : 17.51961 sqft  
 Kecepatan umpan masuk : 75.09639 kg/j  
 Kecepatan air pendingin : 4871.989 kg/j

Bahan : Stainless steel SA 240 grade C

Spesifikasi : Innet pipe ( cold fluid, light organic )  
 OD. BWG : 1,90. 40 in  
 ID : 1,61 in

	Flow area	: 2,035 sq in
	Surface area	: 0,497 sqft/ft
	Pressure drop:	6,76426 psi
	Panjang	: 8 ft
	Hairpin	: 1
	Annulus (Hot fluid, steam )	
	OD BWG	: 2,88. 40 in
	ID	: 2,47 in
	Pressure drop:	0,00289 psi
	Panjang	: 8 ft
Rd		: 0.00709
Jumlah		: 1
Harga		: S 98.513

### 3.3.21. Heat Exchanger ( HE-03 )

Fungsi	: Memanaskan hasil atas menara distalasi suhu dari 56 °C menjadi suhu 96,50 °C dengan pemanas steam jenuh pada suhu masuk 102,23 °C dan keluar suhu 160 °C, dengan kecepatan umpan = 1283 8339 kg/j	
Type	: Double pipe	
Kondisi	: Bahan panas HE	: 636951 813 kcal/jam
	: Luas transfer panas	: 71,49 sqft
	: Kecepatan umpan masuk	: 1238,834 kg/j

	Kecepatan air pendingin	: 19144,4 kg/j
Bahan	: Stainless steel SA 240 grade C	
Spesifikasi	: Inner pipe ( cold fluid, light organic )	
	OD, BWG	: 4,50. 40 in
	ID	: 4,04 in
	Surface area	: 1.178 sqft/ft
	Pressure drop:	2,12599 psi
	Panjang	: 18 ft
	Hairpin	: 3
	Annulus (Hot fluid, steam )	
	OD BWG	: 6,50. 40 in
	ID	: 6,07 in
	Pressure drop:	0,01067 psi
	Panjang	: 18 ft
Rd	: 0,00365	
Jumlah	: 1	
Harga	: \$ 4.877	

### 3.3.22. Cooler ( CO-01 )

Fungsi : Mendinginkan hasil atas MD-2 dari suhu 92 °C, menjadi suhu 55 °C dengan pendinginan air pendingin masuk pada suhu 30 C dengan kecepatan umpan = 10706,480 kg/j

Type	: Shell dan tube heat exchanger
Kondisi	: Beban panas HE : 440652kcal/jam
	Luas transfer panas : 558,7787 sqft
	Kecepatan umpan masuk : 10706,48 kg/j
	Kecepatan air pendingin : 22032,72 kg/j
Bahan	: Stainless steel SA 240 grade C
Spesifikasi	: Inner pipe ( cold fluid, light organic )
	OD, BWG : 4,50. 40 in
	ID : 4.04 in
	Surface area : 1.178 sqft/ft
	Pressure drop: 2.12599 psi
	Panjang : 18 ft
	Hairpin : 3
	Annulus (Hot fluid, steam )
	OD BWG :6,50. 40 in
	ID : 6,07 in
	Pressure drop: 0,01067 psi
	Panjang : 18 ft
Ud	: 50.1 Btu/j.ft <sup>2</sup> .°F
Rd	: 0,007
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 14.631

## 3.3.23. Cooler ( CO-02 )

Fungsi	: Mendinginkan hasil bawah MD-01 dari suhu 189.5 °C, menjadi suhu 35 °C dengan pendinginan air pendingin masuk pada suhu 30°C dengan kecepatan umpan = 6313.131 kg/j
Type	: Shell and tube
Kondisi	: Suhu umpan masuk : 189.5 °C Suhu umpan keluar : 35 °C Suhu air pendingin masuk : 50 °C Suhu air pendingin keluar : 30 °C
Bahan	: Stainless steel SA 240 grade C
Spesifikasi	: Shell ( cold fluid, water ) OD : 19,25 in Nt : 152 Pass : 2 Tube ( hot fluid, light organic ) OD, BWG : 0,75 . 16 ID : 0,62 in Pitch : triangular pitch Panjang : 16 ft
Ud	: 40,24 Btu/j.ft <sup>2</sup> .°F
Rd	: 0,019
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 9.266

## 3.3.24. Cooler (CO-03 )

Fungsi	: Mendinginkan hasil bawah MD-02 dari suhu 105 <sup>0</sup> C menjadi suhu 35 <sup>0</sup> C dengan kecepatan air pendingin masuk 30 <sup>0</sup> C dengan kecepatan umpan 2101.509 Kg/j
Type	: Shell and tube
Kondisi	: Suhu umpan masuk : 105.38 °C Suhu umpan keluar : 35 °C Suhu air pendingin masuk : 50. °C Suhu air pendingin keluar : 30 °C
Bahan	: Stainless steel SA 240 grade C
Spesifikasi	: Shell ( cold fluid, water ) OD : 35 in Nt : 275 Pass : 1 Tube ( hot fluid, light organic ) OD, BWG : 0,75 . 16 ID : 0.62 in Pitch : triangular pitch Panjang : 16 ft
Ud	: 39.91 Btu/i.ft <sup>2</sup> .°F
Rd	: 0 0199
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 5.365

## 3.3.25. Pompa ( P-01 )

Fungsi : Mengalirkan Methanol dari produsen menuju tangki 01 (T - 01) dengan kecepatan 8452.483 kg/j

Type : Sentrifugal

Massa dipompa : 8452.483 kg/j

Pemilihan pipa : IPS : 1,50 in

Sec. No : 40

OD : 1,900 in

ID : 1,610 in

Spesifikasi pompa : Kapasitas pompa : 45.912 gpm

Head pompa : friction head : 01.95 m

Static head : 6.5 m

Velocity head : 0.00 m

Pressure head : 0.00 m

Putaran pompa : Kecepatan putar : 1750 rpm

Effisiensi motor : 0,8

Motor standard : 0.75 Hp

Spesific speed : 981.4156

Jumlah pompa : 2

Harga : \$ 2.829

## 3.3.26. Pompa ( P-02 )

Fungsi	: Mengalirkan Propylene Oxide dari produsen PO menuju Tangki 02 (T - 02) dengan kecepatan 73079.77 kg/j
Type	: Sentrifugal
Massa dipompa	: 73079.77 kg/j
Pemilihan pipa	: IPS :4,00 in Sec. No : 40 OD : 4.5 in ID : 4.026 in
Spesifikasi pompa	: Kapasitas pompa : 384.43 gpm
Head pompa	: friction head : 3.13 m Static head : 7.00 m Velocity head : 0.00 m Pressure head : 0,00 m
Putaran pompa	: Kecepatan putar : 1750rpm Effisiensi motor : 0,8 Motor standard : 0.75 Hp
Specific speed	: 2478.92
Jumlah pompa	: 1
Harga	: \$ 10 729



## 3.3.27. Pompa ( P-03 )

Fungsi	: Mengalirkan Asam Sulfat dari produsen PO menuju Tangki 03 (T-03) dengan kecepatan 9635.97 kg/j
Type	: Sentrifugal
Massa dipompa	: 9635.97 kg/j
Pemilihan pipa	: IPS : 1.5 in Sec. No : 40 OD : 1.900 in ID : 1.610 in
Spesifikasi pompa	: Kapasitas pompa : 40.747 gpm
Head pompa	: friction head : 1.51 m Static head : 7.00 m Velocity head : 0.00 m Pressure head : 0,00 m
Putaran pompa	: Kecepatan putar : 1750 rpm Effisiensi motor : 0,8 Motor standard : 0.7 Hp
Spesific speed	: 919.5200
Jumlah pompa	: 2
Harga	: \$ 2 634

## 3.3.28. Pompa ( P-04 )

Fungsi	: Mengalirkan Natrium Hidoksida dari produsen PO menuju Tangki 4 ( T - 04) dengan kecepatan 983.5194 kg/j
Type	: Sentrifugal
Massa dipompa	: 983.5194 kg/j
Pemilihan pipa	: IPS : 0.50 in Sec. No : 40 OD : 0.840 in ID : 0.622 in
Spesifikasi pompa	: Kapasitas pompa : 3.154 gpm
Head pompa	: friction head : 62.69 m Static head : 7.00 m Velocity head : 0.00 m Pressure head : 0,00 m
Putaran pompa	: Kecepatan putar : 1750 rpm Effisiensi motor : 0,8 Motor standard : .07 Hp
Spesific speed	: 52.8406
Jumlah pompa	: 2
Harga	: \$ 2.829

## 3.3.29. Pompa ( P-05 )

Fungsi	: Mengalirkan Methanol dari tangki (T-01) menuju tangki mixer (M-01)
Type	: Sentrifugal
Massa dipompa	: 281.7495 Kg/jam
Pemilihan pipa	: IPS : 1.0 in Sec. No : 40 OD : 1.32 in ID : 1.049 in
Spesifikasi pompa	: Kapasitas pompa : 24.81 gpm
Head pompa	: friction head : 8.82 m Static head : 0.5 m Velocity head : 0.00 m Pressure head : 0,00 m
Putaran pompa	: Kecepatan putar : 1750 rpm Effisiensi motor : 0,8 Motor standard : 0.5 Hp
Specific speed	: 485.7316
Jumlah pompa	: 2
Harga	: \$ 2.341

## 3.3.30. Pompa ( P-06 )

Fungsi	: Mengalirkan Propilin Oxside dari tangki (T-02) menuju Reaktor
Type	: Sentrifugal
Massa dipompa	: 4871.9893 Kg/jam
Pemilihan pipa	: IPS : 1.50 in Sec. No : 40 OD : 1.9 in ID : 1.610 in
Spesifikasi pompa	: Kapasitas pompa : 25.625 gpm
Head pompa	: friction head : 1.11m Static head : 16.075m Velocity head : 0.00 m Pressure head : 0.00 m
Putaran pompa	: Kecepatan putar : 1750 rpm Effisiensi motor : 0,8 Motor standard : 0.75 Hp
Spesific speed	: 401.428
Jumlah pompa	: 2
Harga	: \$ 2.341

## 3.3.31 Pompa ( P-07 )

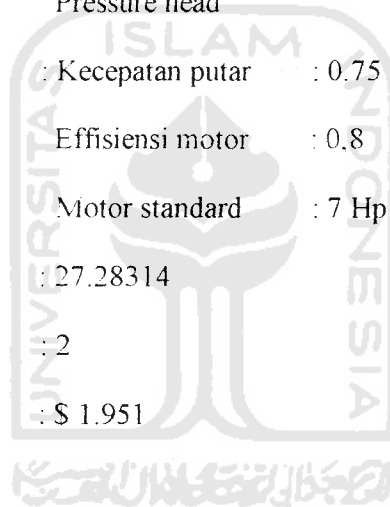
f ungsi	: Mengalirkan hasil Asam sulfat dari tangki(T-03) menuju tangki mixer( M-02)
---------	---

Type	: Sentrifugal
Massa dipompa	: 321.1990 Kg/jam
Pemilihan pipa	: IPS : 0.50 in
	Sec. No : 40
	OD : 0.84 in
	ID : 0.622 in
Spesifikasi pompa	: Kapasitas pompa : 1.358 gpm
Head pompa	: friction head : 12.64 m
	Static head : 5,6 m16.75
	Velocity head : 0.00 m
	Pressure head : 0.00 m
Putaran pompa	: Kecepatan putar : 1750 rpm
	Effisiensi motor : 0,8
	Motor standard : 0.7 Hp
Specific speed	: 66.44358
Jumlah pompa	: 2
Harga	: \$ 1.951

### 3.3.32. Pompa ( P- 08 )

Fungsi	: Mengalirkan Natrium hidroksida dari tangki(T-04) menuju Netralizer
Type	: Sentrifugal
Massa dipompa	: 32.7840 Kg/jam

Pemilihan pipa	: IPS	: 0.50 in
	Sec. No	: 40
	OD	: 0.84 in
	ID	: 0.622 in
Spesifikasi pompa	: Kapasitas pompa	: 0.1 gpm
Head pompa	: friction head	: 0,1 m
	Static head	: 16.75 m
	Velocity head	: 0.00 m
	Pressure head	: 0,00 m
Putaran pompa	: Kecepatan putar	: 0.75 rpm
	Effisiensi motor	: 0.8
	Motor standard	: 7 Hp
Specific speed	: 27.28314	
Jumlah pompa	: 2	
Harga	: \$ 1.951	



### 3.3.33. Pompa ( P-09 )

Fungsi	: Mengalirkan hasil mixer 01 menuju Reaktor
	dengan kecepatan 3211.944kg/j
Type	: Sentrifugal
Massa dipompa	: 3211 9438 Kg/jam
Pemilihan pipa	: IPS
	: 1,0 in
	Sec. No
	: 40

Type	: Sentrifugal
Massa dipompa	: 321.1990 Kg/jam
Pemilihan pipa	: IPS : 0.50 in
	Sec. No : 40
	OD : 0.84 in
	ID : 0.622 in
Spesifikasi pompa	: Kapasitas pompa : 1.358 gpm
Head pompa	: friction head : 12.64 m
	Static head : 5,6 m 16.75
	Velocity head : 0.00 m
	Pressure head : 0.00 m
Putaran pompa	: Kecepatan putar : 1750 rpm
	Effisiensi motor : 0.8
	Motor standard : 0.7 Hp
Spesific speed	: 66.44358
Jumlah pompa	: 2
Harga	: S 1.951

### 3.3.32 Pompa ( P- 08 )

Fungsi	: Mengalirkan Natrium hidroksida dari tangki(T-04) menuju Netralizer
Type	: Sentrifugal
Massa dipompa	: 32.7840 Kg/jam

Pemilihan pipa	: IPS	: 0.50 in
	Sec. No	: 40
	OD	: 0.84 in
	ID	: 0.622 in
Spesifikasi pompa	: Kapasitas pompa	: 0.1 gpm
Head pompa	: friction head	: 0,1 m
	Static head	: 16.75 m
	Velocity head	: 0.00 m
	Pressure head	: 0,00 m
Putaran pompa	: Kecepatan putar	: 0.75 rpm
	Effisiensi motor	: 0,8
	Motor standard	: 7 Hp
Specific speed	: 27.28314	
Jumlah pompa	: 2	
Harga	: S 1.951	

### 3.3.33. Pompa ( P-09 )

Fungsi	: Mengalirkan hasil mixer 01 menuju Reaktor dengan kecepatan 3211.944kg/j	
Type	: Sentrifugal	
Massa dipompa	: 3211.9438 Kg/jam	
Pemilihan pipa	: IPS	: 1.0 in
	Sec. No	: 40



	OD	: 1.32 in
	ID	: 1.049 in
Spesifikasi pompa	: Kapasitas pompa	: 14.381 gpm
Head pompa	: friction head	: 1.38 m
	Static head	: 16.75m
	Velocity head	: 0.00 m
	Pressure head	: 0.00 m
Putaran pompa	: Kecepatan putar	: 1750 rpm
	Effisiensi motor	: 0.8
	Motor standard	: 0.5 Hp
Spesific speed	: 299.483	
Jumlah pompa	: 2	
Harga	: \$ 2.048	

### 3.3.34. Pompa ( P-10 )

Fungsi	: Mengalirkan hasil mixer02 menuju Reaktor	
Type	: Sentrifugal	
Massa dipompa	: 321.1990 Kg/jam	
Pemilihan pipa	: IPS	: 0.50 in
	Sec. No	: 40
	OD	: 0.84 in
	ID	: 0.622 in
Spesifikasi pompa	: Kapasitas pompa	: 1.38 gpm

Head pompa	: friction head	: 12.64 m
	Static head	: 16.75 m
	Velocity head	: 0.00 m
	Pressure head	: 0,00 m
Putaran pompa	: Kecepatan putar	: 1750 rpm
	Effisiensi motor	: 0.8
	Motor standard	: 0.5 Hp
Spesific speed	: 64.9608	
Jumlah pompa	: 2	
Harga	: \$ 1.951	

## 3.3.35. Pompa ( P-11 )

Fungsi	: Mengalirkan hasil Reaktor menuju Netralizer	
Type	: Sentrifugal	
Massa dipompa	: 19111.5957 Kg/jam	
Pemilihan pipa	: IPS	: 2.50 in
	Sec. No	: 40
	OD	: 2.88 in
	ID	: 2.469in

Spesifikasi pompa	: Kapasitas pompa	: 88.163 gpm
Head pompa	: friction head	: 0.9 m
	Static head	: 16.75 m
	Velocity head	: 0.00 m
	Pressure head	: 0.87m

Putaran pompa	: Kecepatan putar	: 1750rpm
	Effisiensi motor	: 0.8
	Motor standard	: 3 Hp
Spesific speed	: 754.9988	
Jumlah pompa	: 2	
Harga	: S 3.219	

## 3.3.36. Pompa ( P-12 )

Fungsi	: Mengalirkan hasil Netralizer menuju MD 01
Type	: Sentrifugal
Massa dipompa	: 19144.4004 Kg/jam
Pemilihan pipa	: IPS : 2.5 in
	Sec. No : 40
	OD : 2.88 in
	ID : 2.469in
Spesifikasi pompa	: Kapasitas pompa : 88.315 gpm
Head pompa	: friction head : 0.9 m
	Static head : 13.75 m
	Velocity head : 0.00 m
	Pressure head : 0.87m
Putaran pompa	: Kecepatan putar : 1750rpm
	Effisiensi motor : 0.8
	Motor standard : 3 Hp

Spesific speed	: 755.4955
Jumlah pompa	: 2
Harga	: \$ 3.414

## 3.3.37. Pompa ( P-13 )

Fungsi	: Mengalirkan hasil atas MD 1 menuju MD-03 dengan kecepatan 12807.99 kg/j
Type	: Sentrifugal
Massa dipompa	: 12807.99 kg/j
Pemilihan pipa	: IPS : 2.5 in Sec. No : 40 OD : 2.88 in ID : 2.469 in
Spesifikasi pompa	: Kapasitas pompa : 61.92 gpm
Head pompa	: friction head : 0,47 m Static head : 16.75m Velocity head : 0.00 m Pressure head : 0.92m
Putaran pompa	: Kecepatan putar : 1750rpm Effisiensi motor : 0,8 Motor standard : 2 Hp
Spesific speed	: 642.769
Jumlah pompa	: 2
Harga	: \$ 3.414

## 3.3.38. Pompa ( P-14 )

Fungsi	: Mengalirkan hasil bawah MD-01 menuju T -05 dengan kecepatan 6336.407 kg/j
Type	: Sentrifugal
Massa dipompa	: 6336.407 kg/j
Pemilihan pipa	: IPS : 1.5 in Sec. No : 40 OD : 1.9 in ID : 1.61 in
Spesifikasi pompa	: Kapasitas pompa : 26.675 gpm
Head pompa	: friction head : 1.16 m Static head : 16.75 m Velocity head : 0.00 m Pressure head : 0.75 m
Putaran pompa	: Kecepatan putar : 1750 rpm Effisiensi motor : 0.8 Motor standard : 1 Hp
Spesific speed	: 412.275
Jumlah pompa	: 2
Harga	: \$ 3.024

## 3.3.39. Pompa ( P-15 )

Fungsi : Mengalirkan hasil atas MD-02 menuju Reaktor

Type : Sentrifugal

Massa dipompa : = 10706.4805 Kg/jam

Pemilihan pipa : IPS : 1.5 in

Sec. No : 40

OD : 1.9 in

ID : 1.610in

Spesifikasi pompa : Kapasitas pompa : 52.497 gpm

Head pompa : friction head : 4.23 m

Static head : 16.75m

Velocity head : 0.00 m

Pressure head : 0.95 m

Putaran pompa : Kecepatan putar : 1750 rpm

Effisiensi motor : 0,8

Motor standard : 2 Hp

Specific speed : 513.5107

Jumlah pompa : 2

Harga : \$ 2 243

## 3.3.40 Pompa ( P-16 )

Fungsi : Mengalirkan hasil bawah MD-02 dari RB-02  
menuju UPL 2101.509 kg/j

Type	: Sentrifugal
Massa dipompa	: 2101.509 kg/j
Pemilihan pipa	: IPS : 0.8 in
	Sec. No : 40
	OD : 1.05 in
	ID : 0.824 in
Spesifikasi pompa	: Kapasitas pompa : 9.851 gpm
Head pompa	: friction head : 1.79 m
	Static head : 16.75m
	Velocity head : 0.00 m
	Pressure head : 0.85 m
Putaran pompa	: Kecepatan putar : 1750 rpm
	Efisiensi motor : 0.8
	Motor standard : 2 Hp
	Psific speed : 239.20
Jumlah pompa	: 1
Harga	: S 2.000

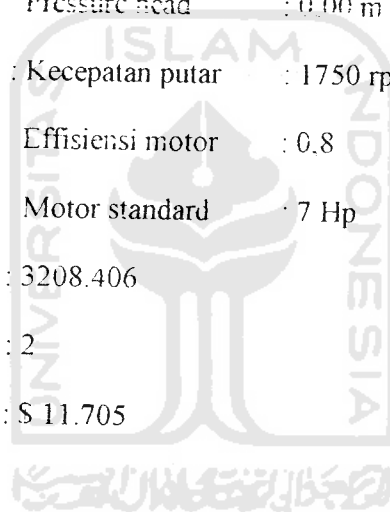
### 3.3.41. Pompa ( P-17 )

Fungsi	: Mengalirkan hasil samping dari T - 05 menuju konsumen
Type	: Sentrifugal
Massa dipompa	: 75,8211 kg/j





Pemilihan pipa	: IPS	: 6.0 in
	Sec no	: 40
	OD	: 6,625 in
	ID	: 6,065 in
Spesifikasi pompa	: Kapasitas pompa	: 400.140 gpm
Head pompa	: friction head	: 0,38 m
	Static head	: 7,0 m
	Velocity head	: 0.00 m
	Pressure head	: 0.00 m
Putaran pompa	: Kecepatan putar	: 1750 rpm
	Effisiensi motor	: 0.8
	Motor standard	: 7 Hp
Specific speed	: 3208.406	
Jumlah pompa	: 2	
Harga	: \$ 11.705	



### 3.4 UTILITAS

Utilitas merupakan unit pendukung dalam penyediaan Air, Uap, Listrik dan Bahan Bakar. Dimana keberadaanya sangat penting dan harus ada. Unit utilitas ini terdiri dari unit pengolahan air, pembuatan Steam

Unit dan penyediaan bahan bakar dan listrik.

#### 3.4.1 Alat-alat Utilitas

##### 1) Pompa (PU-01)

Fungsi : Mengalirkan air daaaru sungai menuju bak pengendap awal (BU-01) dengan kecepatan =

44432.848 Kg/j

Type : Sentrifugal

Massa dipompa : 44432,848 kg/j

Pemilihan pompa : IPS : 4 in

Sch. No : 40

OD : 4,5 in

ID : 4,026 in

Kapasitas pompa : 195 632 gpm

Head pompa : fruktion head : 1,86 m

static head : 20 m

velocity head : 0,00 m

pressur head : 0,00 m

Putaran pompa : Kecepatan putar : 1250 rpm

effisiensi motor : 0.80

motor standar : 7,50 Hp

Spesific speed : 709,408  
 Jumlah pompa : 2  
 Harga : \$ 3.902

## 2) Pompa (PU-02)

Fungsi : Mengalirkan air daaaru sungai menuju bak pengendap awal (BU-01) dengan kecepatan 44432.848 Kg/j

Type : Sentrifugal

Massa dipompa : 44432.848 Kg/j

Pemilihan pompa : IPS : 4 in  
 Sch. No : 40  
 OD : 4,5 in  
 ID : 4,026 in

Kapasitas pompa : 195,632 gpm

Head pompa : friktion head : 15,55 m  
 static head : 10 m  
 velocity head : 0,00  
 pressur head : 0,00

Putaran pompa : kecepatan putar : 1750 rpm  
 effisiensi motor : 0.8  
 motor standar : 10 Hp

Spesific speed : 31114.5

Jumlah pompa : 2

Harga : \$ 3.902

## 3) Pompa (PU-03)

Fungsi : Mengalirkan air daaaru sungai menuju bak pengendap awal (BU-01) dengan kecepatan = 44432.848 Kg/j.

Type : Sentrifugal

Massa dipompa : 44432,848 kg/j

Pemilihan pompa : IPS : 4 in

Sch. No : 40

OD : 4,5 in

ID : 4.026 in

Kapasitas pompa : 195.632 gpm

Head pompa : fruktion head : 0.49 m

static head : 10 m

velocity head : 0,00

pressure head : 0,00

Putaran pompa : kecepatan putar : 1750 rpm

effisiensi motor: 0.8

mctor standar : 5 Hp

Spesific speed : 1722,428

Jumlah pompa : 2

Harga : \$ 3.902

## 4) Pompa (PU-04)

Fungsi : Mengalirkan air daaaru sungai menuju bak pengendap awal (BU-01) dengan kecepatan = 43349,121 Kg/j.

Type : Sentrifugal

Massa dipompa : 43349,121 kg/j

Pemilihan pompa : IPS : 4 in

Sch. No : 40

OD : 4,5 in

ID : 4.026 in

Kapasitas pompa : 190.860 gpm

Head pompa : fruktion head : 0,47 m

static head : 10 m

velocity head : 0,00

pressur head : 0,00

Putaran pompa : kecepatan putar : 1750 rpm

effisiensi motor : 0.8

motor standar : 3,0 Hp

Spesfic speed : 1704,179

Jumlah pompa : 2

Harga : S 7.754

#### 5) Pompa (PU-05)

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai menuju bak pengendap awal (BU-01) dengan kecepatan = 302124,719 Kg/j.

Type : Sentrifugal

Massa dipompa : 302124,719 kg/j

Pemilihan pompa : IPS : 10 in

Sch. No	: 40
OD	: 10,75 in
ID	: 10,02in
Kapasitas pompa	: 1330,215gpm
Head pompa	: fruktion head : 0,48 m
	static head : 14,00 m
	velocity head : 0,00
	pressur head : 0,00
Putaran pompa	:kecepatan putar : 1500 rpm
	effisiensi motor : 0.8
	motor standar : 30 Hp
Spesfic speed	: 3022,645
Jumlah pompa	: 2
Harga	: \$ 7.778

## 6) Pompa (PU-06)

Fungsi : Mengalirkan air daaaru sungai menuju bak pengendap awal (BU-01) dengan kecepatan = 302124,719 Kg/j.

Type : Sentrifugal

Massa dipompa : 302124,719 kg/j

Pemilihan pompa : IPS : 10 in

Sch. No : 40

OD : 10.75 in

	ID	: 10,02 in
:Kapasitas pompa		: 1330,215 gpm
Head pompa	: fruktion head	: 0,48 m
	static head	: 14 m
	velocity head	: 0.00
	pressur head	: 0.00
Putaran pompa	: kecepatan putar	: 1500 rpm
	effisiensi motor	: 0.8
	motor standar	: 30 Hp
Spesfic speed		: 3022,645
Jumlah pompa		: 2
Harga		: \$ 8.778
7) Pompa (PU-07)		
Fungsi	:Mengalirkan air daaaru sungai menuju bak pengendap awal (BU-01) dengan kecepatan = 8103,7979 Kg/j.	
Type	: Sentrifugal	
Massa dipompa	: 8103,7979 kg/j	
Pemilihan pompa	· IPS	: 15 in
	Sch. No	: 40
	OD	: 1,9 in
	ID	: 1,61 in
Kapasitas pompa	: 35,680 gpm	

Head pompa	: fruktion head	: 0,98 m
	static head	: 5,00 m
	velocity head	: 0.00
	pressur head	: 0.00
Putaran pompa	: kecepatan putar	: 1750 rpm
	effisiensi motor	: 0.8
	mctor standar	: 0,5 Hp
Spesfic speed	: 1121,719	
Jumlah pompa	: 2	
Harga	: \$ 3.804	

## 8) Pompa (PU-08)

Fungsi : Mengalirkan air daaaru sungai menuju bak pengendap awal (BU-01) dengan kecepatan = 44432.848 Kg/j.

Type : Sentrifugal

Massa dipompa : 366588.688 kg/j

Pemilihan pompa : IPS : 10 in

Sch. No : 40

OD : 4.5 in

ID : 4.03 in

Kapasitas pompa : 1614.04 in

Head pompa	: fruktion head	: 1.83 m
	static head	: 14 m



	velocity head	: 0.00
	pressur head	: 0.00
Putaran pompa	: kecepatan putar	: 1500 rpm
	effisiensi motor	: 0.8
	motor standar	: 45 Hp
Spesfic speed	: 31114.5	
Jumlah pompa	: 2	
Harga	: \$ 3.804	

## 9) Pompa (PU-09)

Fungsi : Mengalirkan air daaaru sungai menuju bak pengendap awal(BU-01) dengan kecepatan = 8103,798 Kg/j.

Type : Sentrifugal

Massa dipompa : 8103.798 kg/j

Pemilihan pompa : IPS : 1,5 in

Sch. No : 40

OD : 1,9 in

ID : 1.061 in

Kapasitas pompa : 35.680 gpm

Head pompa : fruktion head : 0.98 m

static head : 5,00 m

velocity head : 0.00

pressur head : 0.00

Putaran pompa	: kecepatan putar	: 1750 rpm
	effisiensi motor	: 0.8
	motor standar	: 0,5 Hp
Spesfic speed	: 1121,719	
Jumlah pompa	: 2	
Harga	: S 6.828	

## 10) Bak penampung awal (BU-01)

Fungsi	: Mengendapkan kotoran kasar dalam air yang berasal dari sungai secara gravitasi dengan waktu tinggal 4 jam.
Jenis	: Bak berbentuk persegi panjang
Kapasitas	: 213.278 m <sup>3</sup>
Dimensi	: Panjang : 12 m
	Lebar : 6 m
	Tinggi : 3 m
Jumlah	: 2
Harga	: \$ 45.500

## 11) Bak penampung awal (BU-02)

Fungsi	: Menampung air yang berasal dari bak pegendap awal (BU-02) sekaligus mengendapkan kotoran lembut secara gravitasi dengan waktu tinggal 12 jam.
Jenis	: Bak berbentuk persegi panjang

Kapasitas	: 639,833 m <sup>3</sup>
Dimensi	: Panjang: 21 m Lebar : 10 m Tinggi : 3 m
Jumlah	: 2
Harga	: \$ 95.000

## 12) Bak penampung air bersih (BU-03)

Fungsi	: Menampung air yang berasal dari saringan pasir (SPU-01) dengan waktu tinggal 12 jam.
Jenis	: Bak berbentuk persegi panjang
Kapasitas	: 639.833 m <sup>3</sup>
Dimensi	: Panjang : 21 m Lebar : 10 m Tinggi : 3 m
Jumlah	: 2
Harga	: \$ 95.000

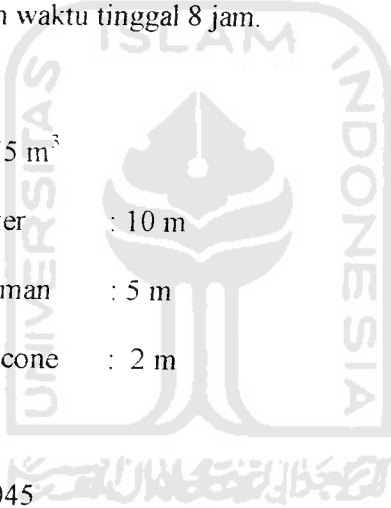
## 13) Tangki Tawas (TF-01)

Fungsi	: Melarutkan dan membuat larutan tawas 5% yang akan ditumpahkan kedalam clarifer (CL-01) dengan kecepatan total.
Jenis	: Tangki silinder vertical

Kapasitas	: 44,433 m <sup>3</sup>
Dimensi	: Diameter : 4,3 m
	: Tinggi : 4,3 m
	: Tebal : 1 in
Harga	: \$ 5.852

## 14) Clarifer (CL-01)

Fungsi	: Mengkumpulkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid yang berasal dari bak penampung awal (BU-02) dengan waktu tinggal 8 jam.
Jenis	: Conis
Kapasitas	: 426,555 m <sup>3</sup>
Dimensi	: Diameter : 10 m
	: Kedalaman : 5 m
	: Tinggi cone : 2 m
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 117.045



## 15) Tanki air kapur (TU-02)

Fungsi	: Melarutkan dan membuat larutan 5% yang akan diumpankan ke dalam clarifier (CL-01) dengan kecepatan total 3 82 Kg/j.
Jenis	: Tangki silinder vertical
Kapasitas	: 8,996 m <sup>3</sup>
Dimensi	: Diameter : 5,2 m
	: Tinggi : 5,2 m

Jumlah : 1  
Harga : \$ 8.778

16) Tangki polyelektrolit (SPU-01)

Fungsi : Melarutkan dan membuat larutan polyelektrolit 5% sebagai umpan dalam clarifier (CL-01) dengan kecepatan total 0.022 Kg/j.

Jenis : Tangki silinder vertical

Kapasitas : 0.911 m<sup>3</sup>

Dimensi : Diameter : 1,1 m

Tinggi : 1.1 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 2.926

17) Saringan pasir (SPU-01)

Fungsi : Menyaring kotoran-kotoran yang telah menggumpul yang ada di dalam air.

Jenis : Gravity sand

Kapasitas : 195,635 m<sup>3</sup>

Dimensi : Diameter : 1.34 m

Tinggi : 5.133 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 129.725

## 18) Kation Exchanger (KE-01)

Fungsi	:	Menikat ion-ion positif yang ada dalam air lunak.
Jenis	:	Selinder vertikal yang berisi tumpukan butir-butir
Kapasitas	:	8 kg/cuf resin
Dimensi	:	Diameter : 1,186 m
		Lebar : 2,299 m
Jumlah	:	1
Harga	:	\$ 121.922

## 19) Anion Exchanger (KE-01)

Fungsi	:	Menikat ion-ion positif yang ada dalam air lunak.
Jenis	:	Selinder vertikal yang berisi tumpukan butir-butir
Kapasitas	:	8 kg/cuf resin
Dimensi	:	Diameter : m
		Lebar : 2,299 m
Jumlah	:	1
Harga	:	\$ 121.922

## 20) Tangki air rumah tangga dan kantor (TU-04)

Fungsi	:	Menampung air bersih kebutuhan rumah tangga dan kantor dari bak air bersih (BI-03) Dengan waktu tinggal 24 jam
Jenis	:	Tangki selinder vertikal
Kapasitas	:	82,08 m

Dimensi : Diameter : 5 m  
Tinggi : 5 m  
Jumlah : 1  
Harga : \$ 9.745

## 21) Daerator (D-01)

Fungsi : Melepaskan gas-gas yang terbentuk dalam air seperti  $\text{O}_2$  dan  $\text{CO}_2$  dan lain-lain.  
Jenis : Tangki selinder vertikal yang berisi bahan isian dimana air disemprotkan dari atas dan udara panas dialirkan dari bawah secara countercurrent.  
Kapasitas : 29.98  $\text{m}^3$   
Dimensi : Diameter : 2,28m  
Tinggi : 6,667 m  
Jumlah : 1  
Harga : \$ 185,322

## 22) Tangki air umpan boiler (TU-O7)

Fungsi : Menampung air umpan boiler sebagai air pembuat steam di dalam boiler dengan waktu tinggal 24 jam.  
Jenis : Tangki selinder vertikal  
Kapasitas : 116.8511  $\text{m}^3$   
Dimensi : Diameter : 12,21 m  
Tinggi : 12,21 m

Jumlah : 1  
Harga : \$ 12.192

## 23) Boiler (BLU-01)

Fungsi : Membangkitkan steam jenuh tekanan 20.78 psia pada suhu 3230 F di sebanyak % 48687.961 Kg/j. dalam boiler dengan waktu tinggal 24 jam.

Jenis : Tangki selinder vertikal

Kapasitas : 48,687 m<sup>3</sup>

Jumlah : 1

Harga : \$ 185,322

## 24) Tangki bahan bakar (TU-08)

Fungsi : Menyimpan bahan bakar untuk persediaan 1 bulan sebagai Bahan bakar boiler.

Jenis : Tangki selinder vertikal

Kapasitas : 145,814m

Dimensi : Diameter : 13.3 m

Tinggi : 13.3 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 117,725



25) Cooling tower (CT-01)

- Fungsi : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah di  
pergunakan untuk disirkulasi kembali.
- Jenis : Tangki selinder vertikal
- Kapasitas : 2.429 gpm ft
- Dimensi : Diameter : 1.m  
Tinggi : 1 m
- Jumlah : 1
- Harga : \$ 50.000



### 3.4.2. Kebutuhan Air

Air yang digunakan meliputi :

1. Air Pendingin
2. Air umpan boiler
3. Air proses
4. Air kebutuhan Kantor dan Rumah tangga serta kebutuhan lain.

Air diperoleh dari air sungai terdekat dengan lokasi pabrik yang kemudian diolah dahulu sehingga memenuhi persyaratan. Secara sederhana pengolahan air ini meliputi .

- Pengendapan
- Penggumpalan
- Penyaringan
- Demineralisasi
- Deaerasi.

### 3.4.3. Pengolahan Air

- a. Air pendingin.

Kebutuhan air pendingin pada area proses digunakan sebagai berikut

Pendingin pada reaktor = 136481.219 Kg/j

Pendingin pada CD - 01 = 527805.688 Kg/j

Pendingin pada CD - 02 = 425512.813 Kg/j

Pendingin pada CL - 01 = 22032.600 Kg/j

Pendingin pada CL - 02 = 89766.672 Kg/j

Pendingin pada CL - 03 = 5889.920 Kg/j

-----  
Jumlah = 1208498.875 kg/j

## b. Steam.

Kebutuhan steam pada area proses digunakan sebagai pemanas pada alat

$$\text{Pemanas pada RB - 01} = 26157.270 \text{ Kg/j}$$

$$\text{Pemanas pada RB - 02} = 19268.330 \text{ Kg/j}$$

$$\text{Pemanas pada HE - 01} = 272.720 \text{ Kg/j}$$

$$\text{Pemanas pada HE - 02} = 165.210 \text{ Kg/j}$$

$$\text{Pemanas pada HE - 03} = 2824.430 \text{ Kg/j}$$

$$\text{Jumlah} = 48687.961 \text{ kg/j}$$

## c. Air proses.

Kebutuhan air proses digunakan sebagai

$$\text{Mixer 01} = 2930.195 \text{ Kg/j}$$

$$\text{Mixer 02} = 304.807 \text{ Kg/j}$$

$$\text{Jumlah} = 3235.001 \text{ kg/j}$$

## d. Air rumah tangga dan kantor.

Dianggap 1 orang membutuhkan 10 kg/j air

$$\text{Jumlah karyawan + keluarga} = \pm 285 \text{ orang}$$

$$\text{kebutuhan air untuk keluarga dan karyawan} = 2850.00 \text{ kg/j}$$

Kebutuhan lain - lain :

$$\text{- Laboratorium} = 285 \text{ kg/j ( 10 \% )}$$

$$\text{- Bengkel} = 285 \text{ kg/j ( 10 \% )}$$

$$\text{Total kebutuhan air rumah tangga dan kantor} := 3420.00 \text{ Kg/j}$$

$$\text{Kebutuhan air total} = 1208498.88 \text{ kg/j} + 48687.96 \text{ kg/j} + 3420.00 \text{ kg/j}$$

$$= 1263841.88 \text{ kg/j}$$

e. Air Hilang :

\* Menentukan Jumlah air yang hilang di Cooling Tower :

$$\text{Umpan Air pendingin} = 1208498.875 \text{ Kg/j}$$

$$\text{Panas Penguapan air pada suhu } 122 \text{ }^\circ\text{F} = 560 \text{ Kcal / kg}$$

Pada suhu Wet bulb = 65 °F dari fig. 499 Brown untuk kelembaban

relatif = 70 % diperoleh kelembaban mutlak = 0.0190 kg H<sub>2</sub>O/ kg udara

Dirancang suhu udara keluar dari Cooling tower = 33.7 C pada keadaan

jenuh dengan kelembaban mutlak = 0.0307 kg H<sub>2</sub>O/ kg udara.

Neraca panas :

$$Q1 = \text{apt cp}_a (50 - 25)$$

$$Q2 = \text{mu cp}_{ud} (30 - 25) + \text{H}_2\text{O}_{in} \text{ cp}_{up} (30 - 25) + \text{H}_2\text{O}_{in} \text{ hfg}$$

$$Q3 = (\text{mu} - \text{mv}) \text{ cp}_a (30 - 25)$$

$$Q4 = \text{mu cp}_{ud} (T - 25) + (\text{H}_2\text{O}_{in} + \text{mv}) \text{ cp}_{up} (T - 25) + (\text{H}_2\text{O}_{in} - \text{mv}) \text{ hfg}$$

$$\text{dicoba suhu keluar} = 33.71$$

$$\text{Kelembaban udara} = 0.0307 \text{ kg H}_2\text{O/ kg Ud.kering}$$

$$\text{H}_2\text{O dibawa udara} = 2416997.75 \text{ Kg} \cdot 0.031 \text{ Kg H}_2\text{O / kg Udara}$$

$$= 74212.13 \text{ Kg}$$

$$\text{Jumlah air yang menguap} = \text{H}_2\text{O out} - \text{H}_2\text{O in}$$

$$= ( 74212.13 - 45922.96 ) \text{ kg}$$

$$= 28289.18 \text{ k}$$

maka :

$$Q1 = \%30212472.00 \text{ Kcal/j}$$

$$Q2 = \%28841430.00 \text{ Kcal/j}$$

$$Q3 = 11943543.00 \text{ Kcal/j}$$

$$Q4 = 47110352.00 \text{ Kcal/j}$$

neraca panas :

$$(Q1 + Q2) = (Q3 + Q4)$$

$$(30212472.00 + 28841430.00) = (11943543.00 + 47110352.00)$$

$$59053904.00 = 59053896.00$$

Karena panas masuk = panas keluar maka jumlah air yang menguap dan suhu udara keluar sudah benar.

$$\text{Jumlah air menguap (Mv)} = 28289.176 \text{ kg/j}$$

$$\text{Suhu udara} = 33.706 \text{ C}$$

$$\text{Kelembaban udara} = 0.0307 \text{ kg H}_2\text{O / kg udara kering}$$

\* Air yang hilang pada saat blow down Cooling Tower :

$$\text{Air yang hilang} = 0.125 \cdot 28289.176 \text{ Kg/j ( 12.5 \% )}$$

$$= 3536.15 \text{ Kg/j}$$

\* Air yang hilang pada saat blow down Boiler :

$$\text{Air yang hilang} = 0.1 \cdot 48687.961 \text{ Kg/j ( 10\% Steam )}$$

$$= 4868.80 \text{ Kg/j}$$

Air make up sebelum blowdown Clarifier

$$= 28289.18 + 4868.80 + 3536.15 + 3420.00 \text{ kg/j}$$

$$= 43349.12 \text{ kg/j}$$

\* Air yang hilang pada saat blow down Clarifier :

$$\text{Air yang hilang} = 0.025 \cdot 43349.121 \text{ Kg/j ( 2.5 \% )}$$

$$= 1083.73 \text{ Kg/j}$$

\* Air yang hilang karena digunakan :

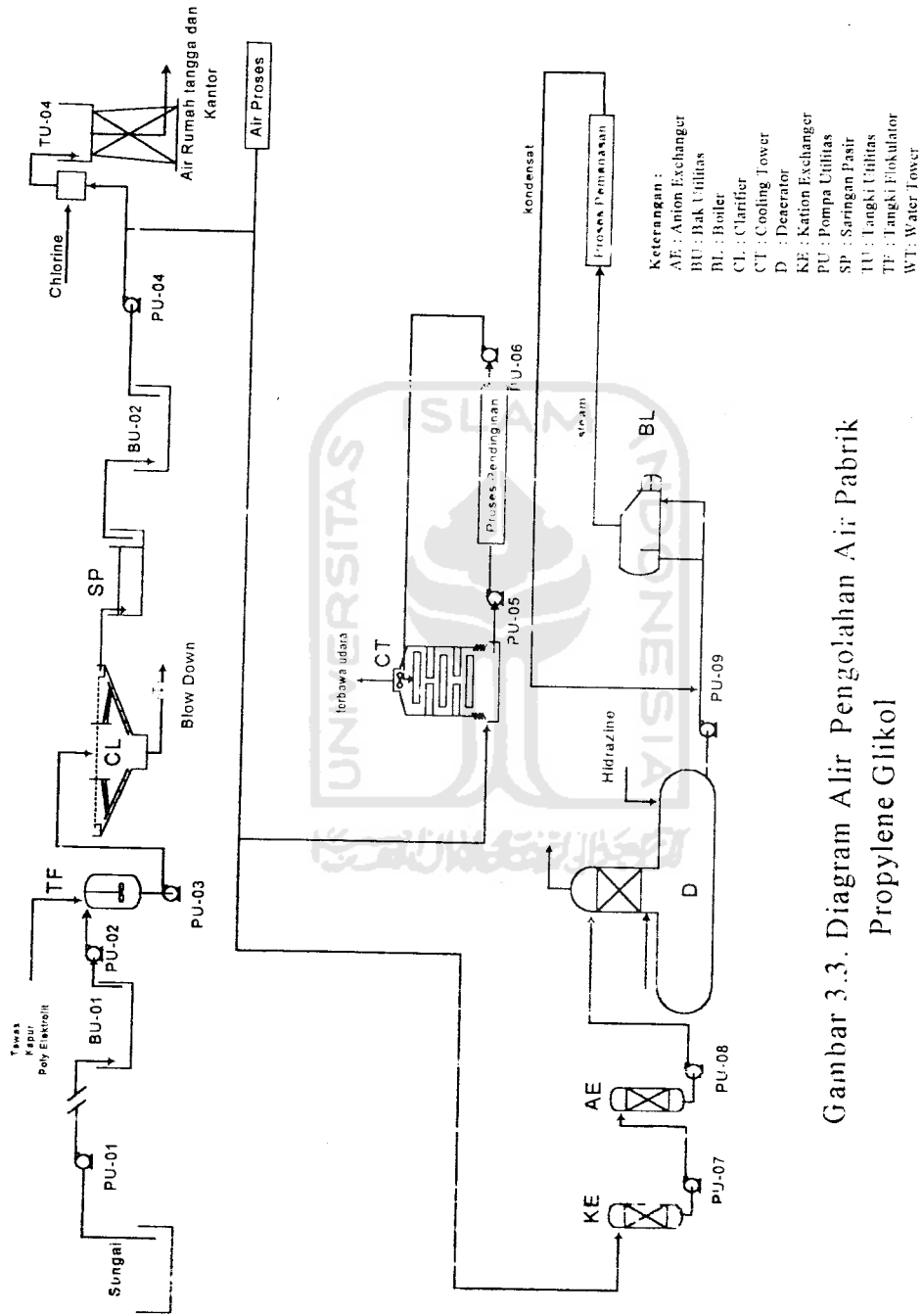
$$\begin{aligned}\text{Air yang hilang} &= \text{air rumah tangga} \\ &= 3420.00 \text{ kg/j}\end{aligned}$$

Air yang tidak dapat direcycle (air make up):

$$\begin{aligned}&= (28289.176 + 3420 + 1083.73 + 4868.80 + 3536.15 + 3235.00) \text{ Kg/j} \\ &= 44432.848 \text{ Kg/j} \\ &= 44.433 \text{ M}^3/\text{j}\end{aligned}$$

Diagram alir pengolahan air pabrik propylene glikol pada gambar 3.3.





Gambar 3.3. Diagram Alir Pengolahan Air Pabrik  
 Propylene Glikol

## 3.4.3. Kebutuhan listrik

Kebutuhan listrik utilitas dan keperluan lain = 100 hp

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan listrik} &= 318.50 + 100.0 \text{ Hp} \\ &= 418.50 \text{ Hp} \\ &= 418.50 \text{ Hp} \times 0.7457 \text{ Kwatt/Hp} \\ &= 312.08 \text{ Kwatt} \end{aligned}$$

Listrik sebesar ini dipenuhi dari PLN sebesar 400 Kwatt. Apabila terjadi pemadaman digunakan generator cadangan berkekuatan 500 Hp dengan bahan bakar diesel oil. Digunakan 1 buah generator.

Kebutuhan bahan bakar minyak diesel oil dihitung sbb.:

Dianggap listrik padam 1x dalam satu bulan selama 3 jam

Effisiensi motor diesel = 80 %

Effisiensi bahan bakar = 70 %

Tenaga yang harus disediakan diesel :

$$\begin{aligned} &= 500 \text{ Hp} / 0.8 \\ &= 625.000 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tenaga yang harus disediakan bahan bakar :

$$\begin{aligned} &= ( 625.00 \text{ Hp} / 0.7 ) \times ( 0.7457 \text{ Kwatt/Hp} ) \times ( 0.9478 \text{ Btu/dt} / \text{kVA} ) \\ &= 631.049 \text{ Btu/dt} \end{aligned}$$

Spesifikasi Minyak Diesel Oil:

Heating Value = 144.000 Btu/gal

°API = 22 - 28 °API

Densitas = 0.9 kg / lt

$\mu$  = 1.2 cp



Kebutuhan Minyak Diesel :

$$\begin{aligned} & 631.05 \text{ Btu/dt} \\ & = \frac{\quad}{\quad} \\ & 144000 \text{ Btu/gal} \\ & = 0.004382 \text{ gal/dt} \end{aligned}$$

Kebutuhan Minyak diesel selama 1 tahun untuk generator

$$\begin{aligned} & = 0.004382 \text{ gal/dt} \times 3600 \text{ dt/j} \times 3 \text{ j} \times 12 \text{ bulan} \\ & = 567.94 \text{ gallon/th} \end{aligned}$$



## BAB IV

### ORGANISASI PERUSAHAAN

#### 4.1. Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada pabrik Propylene Glicol ini adalah Perseroan Terbatas. Perseroan Terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham, dimana setiap sekutu atau rekanan ikut juga dalam mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam setiap saham.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa faktor antara lain, mudah untuk mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan, tanggung jawab pemegang saham terbaia sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan. pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direktur beserta staffnya. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak terpengaruh oleh berhentinya pemegang saham, direktur beserta staffnya serta karyawan perusahaan. Selain itu juga efisiensi manajemen mudah bergerak dipasar modal dan luasnya lapangan usaha karena suatu perseroan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga dengan modal ini perseroan terbatas dapat memperluas usahanya.

## 4.2. Struktur Organisasi

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

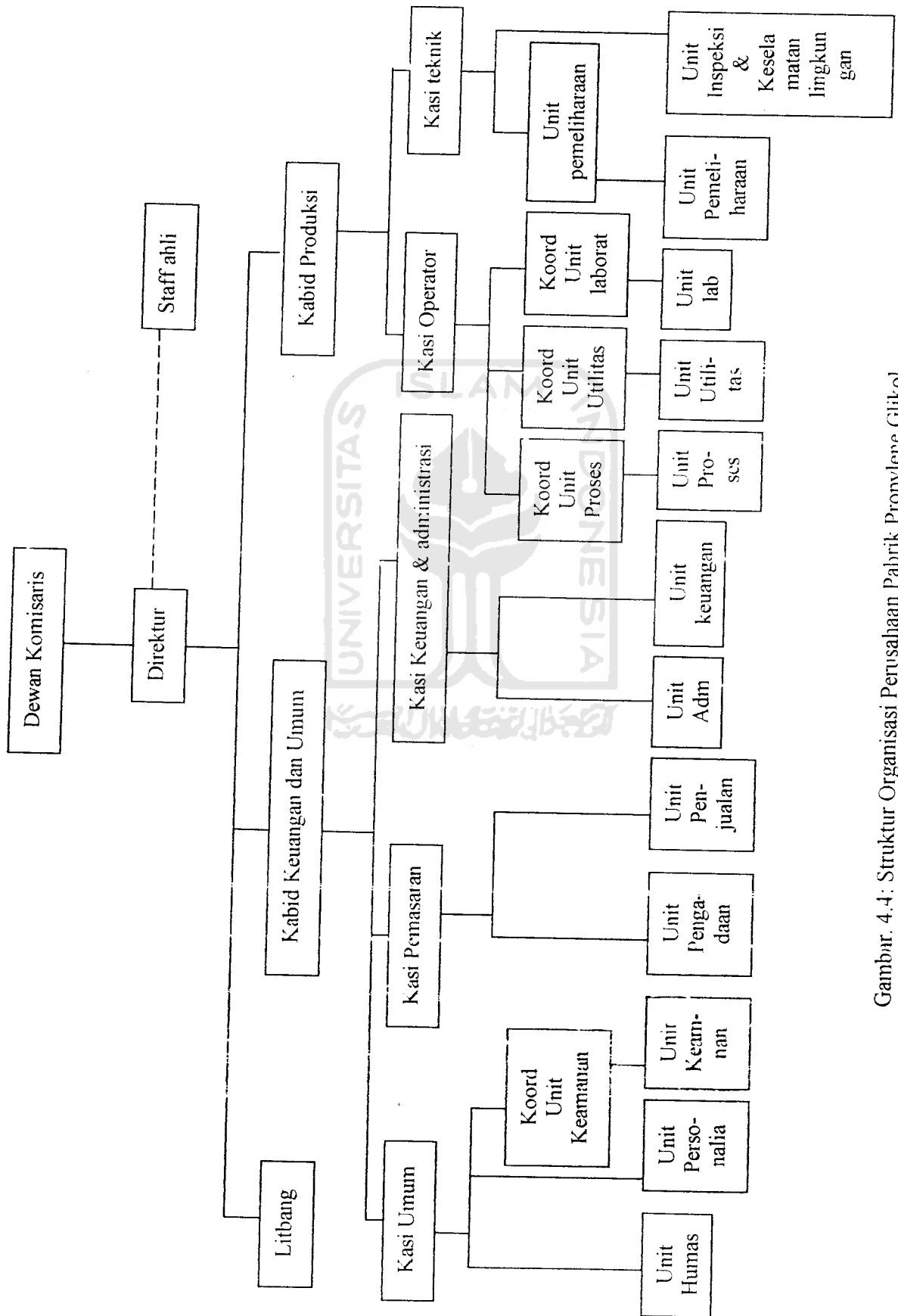
Dengan pedoman terhadap asas-asas tersebut maka diperoleh struktur organisasi yang baik yaitu system lini dan staff. Pada system ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam fungsi organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staff ahli yang terdiri orang-orang yang ahli dibidangnya.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-hari diwakili oleh dewan komisaris, sedangkan untuk tugas 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 bidang keuangan dan umum yang membidangi kelancaran pelayanan dan pemasaran membawahi Seksi Umum, Seksi Pemasaran, dan Seksi Keuangan serta Administrasi. Masing-masing Kepala seksi akan membawahi Koordinator unit atau langsung membawahi karyawan unit. Koordinator unit mengkoordinasi dan mengawasi karyawan pada unitnya.

Struktur organisasi dapat dilihat pada gambar 4.4. sebagai berikut





Gambar. 4.4: Struktur Organisasi Perusahaan Pabrik Propylene Giikol

### 4.3. Tingkat Pendidikan Dan Gaji Karyawan

#### 4.3.1. Tingkat pendidikan dan jenjang

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi dipimpin oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan bidangnya dan tanggung jawabnya. Jenjang pendidikan staf yang diperlukan berkisar dari sarjana S-1 sampai lulusan SMU. Perincian jenjang dan tingkat pendidikan para staf pada tabel 4.12. sebagai berikut

Tabel 4.12: Jenjang jabatan staf dipabrik propylene glikol

No	Jabatan	Persyaratan
1	Direktur	Sarjana Teknik Kimia
2	Kepala Bidang Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3	Kepala Bidang Keuangan Dan Umum	Sarjana Ekonomi
4	Kepala Seksi Operasi	Sarjana Teknik Kimia
5	Kepala Seksi Teknik	Sarjana Teknik Mesin/elektro
6	Kapala Seksi Pemasaran	Sarjana Ekonomi
7	Kepala Seksi Administrasi	Sarjanan Ekonomi
8	Kapala Seksi Umum	Sarjana Ilmu Sosial
9	Koordinator Unit Proses, Utilitas, Laboratorium, Pemeliharaan	Ahli Madya
10	Karyawan Inspeksi Proses Dan Keselamatan Lingkungan	Ahli Madya
11	Operator Dan Karyawan Biasa	STM/SMU
12	Koordinator Unit Keamanan	SMU
13	Sekretaris	Akademi Sekertaris
14	Dokter	Sarjana Kedokteran
15	Perawat	Ahli Madya
16	Karyawan Unit Keamanan, Dll	SMA/SMA

## 4.3.2. Gaji karyawan

Pada pabrik Propylene Glikol ini system gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian . berdasarkan jenjang dan jabatan ditabulasikan pada tabel 4.13.

Tabel 4.13: Perincian gaji staff berdasarkan jenjang jabatan pabrik Propylene Glikol

No	Jabatan	Gaji/bulan
1	Direktur	Rp. 10.000.000,00
2	Staff ahli	Rp. 7.000.000,00
3	Peneliti dan pengembang	Rp. 5.000.000,00
4	Kapala bidang	Rp. 4.000.000,00
5	Kepala seksi	Rp. 3.500.000,00
6	Koordinator unit proses, utilitas, labolatorium, pemeliharaan	Rp. 2.500.000,00
7	Koordinator unit keamanan	Rp. 1.500.000,00
8	Dokter	Rp. 2.500.000,00
9	Karyawan unit proses, utilitas laboratorium, pemeliharaan	Rp. 1.000.000,00
10	Karyawan unit humas, personalia, pengadaan, penjualan, administrasi, keuangan	Rp. 900.000,00
11	Karyawan unit keamanan	Rp. 400.000,00
12	Sekretaris	Rp. 2.300.000,00
13	Perawat, sopir	Rp. 300.000,00

#### 4.4. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik ini bekerja 24 jam sehari dan 330 hari dalam 1 tahun. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan menjadi dua golongan, yaitu : karyawan shift dan karyawan non shift.

##### 4.4.1. Karyawan Non Shift

Karyawan non shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah Direktur, Staf ahli, Kepala Bidang, Kepala Seksi, Koordinator Unit, dan karyawan yang berada di kantor. Karyawan harian dalam 1 minggu bekerja selama 6 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut :

Jam kerja	: senin – jum'at	: 08.00 – 15.00
	Sabtu	: 08.00 – 12.00
Istirahat	: senin – kamis	: 12.00 – 13.00
	Jum'at	: 11.00 – 13.00

##### 4.4.2. Karyawan Shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk shift ini adalah karyawan unit proses, utilitas, laboratorium, sebagian dari teknisi, gudang, dan bagian-bagian yang selalu siap siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan shift akan bekerja secara bergantian selama sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam 3 shift dengan pengaturan waktu sebagai berikut :



Shift pagi : 08.00 – 16.00

Shift siang : 16.00 – 24.00

Shift malam : 24.00 – 08.00

Untuk karyawan shift ini dibagi dalam 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat/libur secara bergantian. Tiap regu mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap shift kemudian masuk shift berikutnya. Untuk libur hari besar yang ditentukan pemerintah maka regu yang masuk tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu ditabulasikan sebagai berikut :

Tabel 4.14: Jadwal Kerja Masing-masing Regu

Hari ke	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
I	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	P	P	P
II	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S
III	M	L	S	S	S	S	P	P	L	L	M	M	M	L
IV	L	M	M	M	L	L	S	S	P	P	P	L	L	M

Keterangan : P : pagi

S : siang

M : malam

L : libur

## BAB V

### TATA LETAK PABRIK

#### 5.1. Faktor-Faktor yang Berpengaruh

Lokasi suatu pabrik dapat mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan dan penentuan kelangsungan berdirinya. Penentuan lokasi pabrik yang tepat dan segi ekonomi yang menguntungkan dipengaruhi oleh beberapa factor. Selain pelaksanaan operasinya, lokasi pabrik dipilih harus dapat memberikan kemungkinan memperluas atau memperbesar pabrik dengan memberi keuntungan secara ekonomis maupun teknis untuk jangka panjang.

Pada garis besar terdapat dua factor utama yang dapat mempengaruhi suatu pabrik yaitu factor primer dan sekunder. Factor primer meliputi letak pabrik terhadap pasar dan bahan baku, ketersediaan tenaga kerja, transportasi, sumber air, dan tenaga listrik. Factor sekunder meliputi karakteristik lokasi, kemungkinan perluasan pabrik, keadaan masyarakat sekitarnya serta keadaan iklim dan kondisi tanah untuk rencana pembangunan dan pondasi.

Dengan mempertimbangkan faktor-faktor diatas, maka dipilih lokasi pabrik di Cilacap, Jawa Tengah. Hal-hal yang mendukung pemilihan lokasi ini meliputi :

#### 1) Faktor primer

##### a) Bahan baku

Cilacap merupakan kawasan industri dimana terdapat pengilangan minyak cilacap yang menghasilkan propylene. Bila suatu saat nanti pabrik

propylene oxide didirikan di cilacap maka akan menguntungkan bagi pabrik propylene glicol yang menggunakan bahan baku propylene oxide. Karena jarak antar tempat produksi dan lokasi keduanya tidak relatif jauh maka biaya dapat ditekan.

b) Tenaga Kerja

Dengan berdirinya pabrik ini maka membuka lapangan pekerjaan yang tidak sedikit. Sementara di daerah sekitar lokasi terdapat banyak tenaga kerja sehingga dapat mengurangi pengangguran di Indonesia. Tenaga ahli dapat diperoleh dari lembaga perguruan tinggi di Jogjakarta, Surabaya, Bandung, dan Jakarta.

c) Transportasi

Cilacap merupakan kota yang padat sarana transportasi, dengan adanya truk, kereta api, kapal (pelabuhan) akan mempermudah pengangkutan bahan yang diperlukan sekaligus pengangkutan untuk pemasarannya termasuk untuk ekspor.

d) Sumber Air dan Tenaga Listrik

Kebutuhan air untuk kelangsungan pabrik dapat diambil dari sungai terdekat (sungai Ciberem) dan kebutuhan listrik dapat dipenuhi dari PLN terdekat

2) Faktor sekunder

a) Karakteristik Lokasi

Masyarakat daerah sekitar lokasi sudah terbiasa dengan adanya industri kimia sehingga pendirian pabrik propylene glycol ini tidak menimbulkan masalah. Harga tanah dan bangunan tidak terlalu mahal. Hal ini dapat menunjang kelancaran operasi pabrik.

b) Pembuangan Limbah

Limbah pabrik propylene glycol ini sebagian besar berupa air yang tidak membahayakan lingkungan sehingga tidak memerlukan pengolahan air limbah yang rumit terlebih dahulu.

c) Iklim

Lokasi ini sangat menguntungkan karena selain terletak di kawasan industri, juga mempunyai iklim yang sesuai. Adapun hubungan iklim dengan pabrik adalah kondisi tanah terhadap konstruksi pabrik, cilacap merupakan lokasi yang jarang sekali terjadi gempa, banjir, dan badai. Disamping mempunyai kelembapan dan suhu lingkungan yang sesuai.

## 5.2. Tata Letak Bangunan

Pengaturan tata letak bangunan pada pabrik merupakan bagian yang penting dalam proses pendirian pabrik. bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat peralatan proses, tempat penyimpanan bahan, tempat kerja karyawan dan perumahan perlu penempatan yang efisien

Letak peralatan proses diusahakan berurutan sesuai dengan prosesnya agar lebih efisien, selain itu juga harus dipertimbangkan faktor-faktor berikut :

1) Keamanan

letak dasar alat proses harus sebaik mungkin agar apabila terjadi kebakaran tidak ada yang terperangkap didalamnya. Selain itu, letak alat-alat pabrik harus mudah dijangkau oleh kendaraan atau alat pemadam kebakaran, terutama alat yang berbahaya.

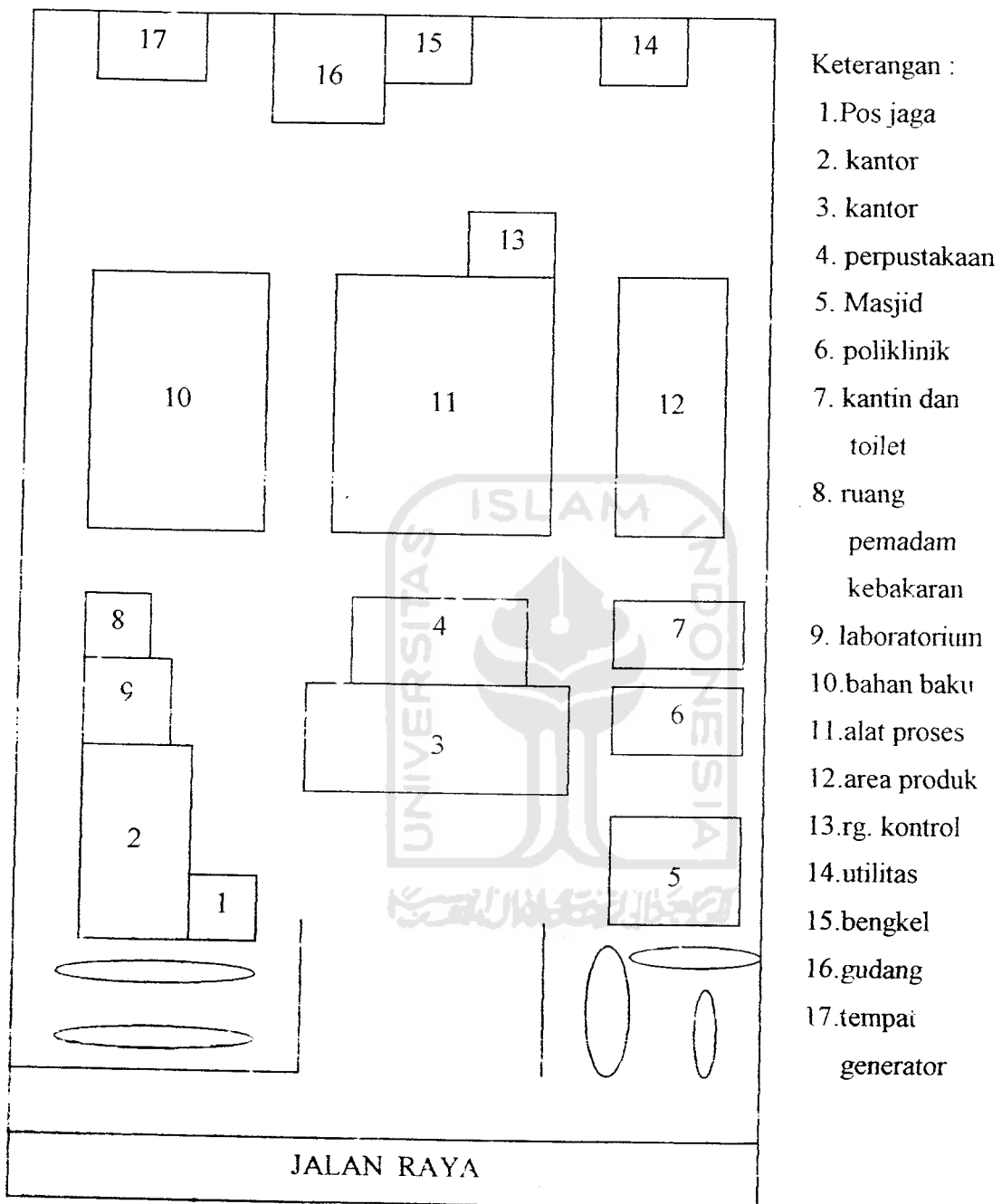
2) Perluasan dan Pengembangan

Setiap pabrik yang didirikan diharapkan bisa berkembang dengan penambahan unit, sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan.

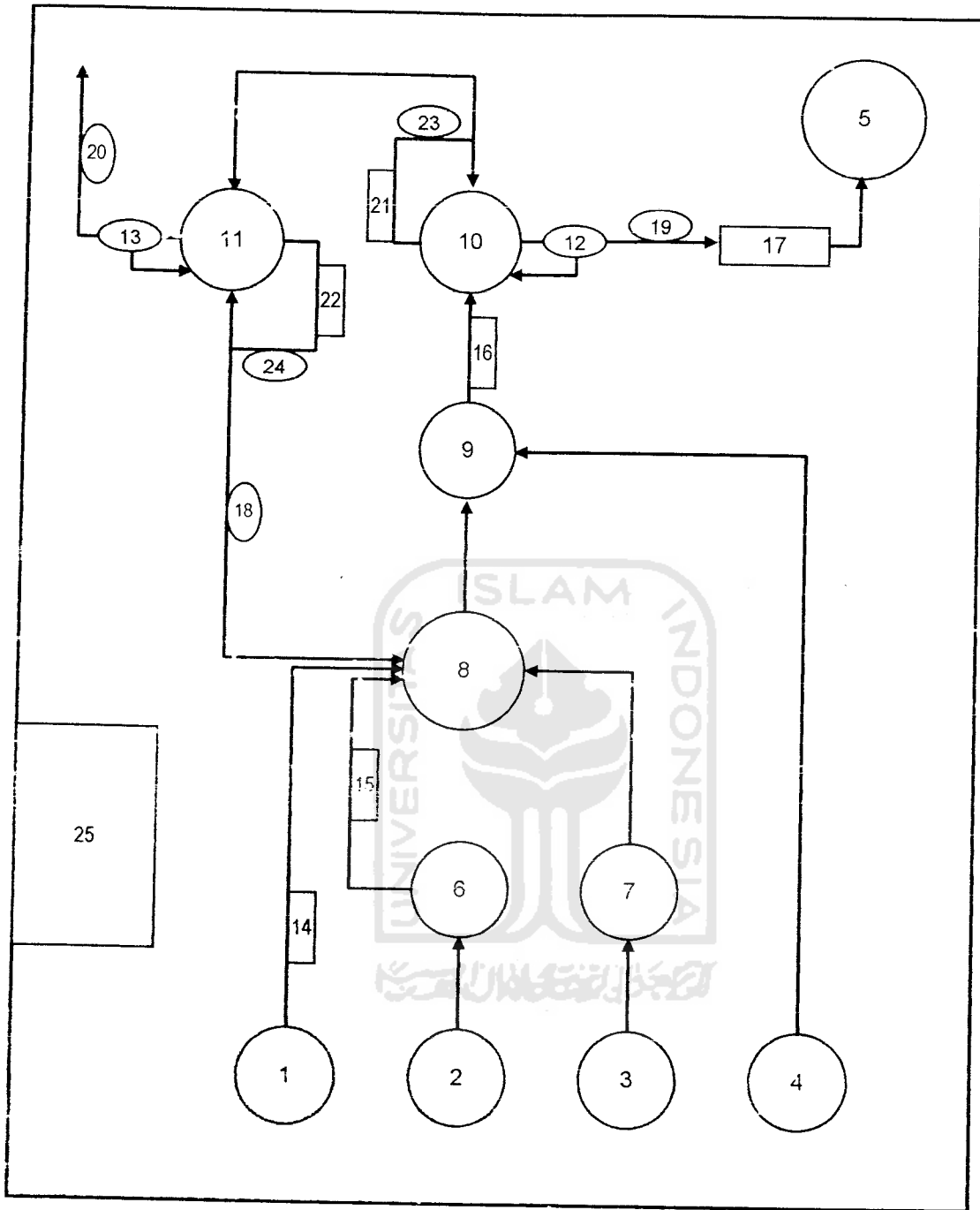
3) Pengoperasian, pengontrolan maupun perbaikan semua peralatan proses harus dapat dengan mudah dilakukan.

Pabrik didirikan diatas tanah seluas  $25.000 \text{ m}^2 = 2,5$  hektar. Luas bangunan keseluruhan sekitar  $20.000 \text{ m}^2$  dan tanah perluasan pabrik  $5.000 \text{ m}^2$ .

Tata letak pabrik propylene glicol dapat dilihat pada Gambar 5.5. dan tata letak alat proses pabrik propylene glicol pada Gambar 5.5. sebagai berikut.



Gambar 5.5 Tata letak Pabrik Propylene Glycol Kapasitas 50.000 ton/tahun



- Keterangan :
- |                                    |                          |                     |
|------------------------------------|--------------------------|---------------------|
| 1 Tangki Penyimpanan Methanol      | 9 Netralizer             | 18 Cooler - 01      |
| 2 Tangki Penyimpanan Propilen Oxid | 10 Menara Distilasi - 01 | 19 Cooler - 02      |
| 3 Tangki Penyimpanan Asam Sulfat   | 11 Menara Distilasi - 02 | 20 Cooler - 03      |
| 4 Tangki Penyimpanan NaOH          | 12 Reboiler - 01         | 21 Condenser - 01   |
| 5 Tangki Produk Propilen Glikol    | 13 Reboiler - 02         | 22 Condenser - 02   |
| 6 Mixer - 01                       | 14 HE - 01               | 23 Accumulator - 01 |
| 7 Mixer - 02                       | 15 HE - 02               | 24 Accumulator - 02 |
| 8 Reaktor                          | 16 HE - 03               | 25 Ruang Kontrol    |
|                                    | 17 Filter Press          |                     |

Gambar 5.6: Tata Letak Alat Proses Pabrik Propylene Glycol Kapasitas 50.000 ton/tahun

## BAB VI

### EVALUASI EKONOMI

Perhitungan evaluasi ekonomi prarancangan Pabrik Propylene Glycol dari Propylene Okside, meliputi penentuan harga alat, Investasi Biaya Operasi dan Analisis kelayakan.

Evaluasi ekonomi terhadap suatu pabrik bertujuan untuk mengetahui apakah pabrik dirancang memenuhi uji kelayakan atau tidak untuk didirikan. Oleh karena itu perancangan pabrik Propylene Glycol ini dibuat evaluasi atau penilaian investasi untuk uji kelayakannya. Uji kelayakannya. Uji kelayakan ini meliputi besaran-besaran yang masing-masing dinyatakan dalam bentuk angka-angka yaitu:

- 1) Return on Investment (IRO)
- 2) Pay Out Time (POT)
- 3) Break Event Point (BEP)
- 4) Shut Down Point (SDP)
- 5) Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFRR)

Untuk meninjau factor-factor diatas perlu diadakan penaksiran beberapa factor, yaitu :

1. Penaksiran modal industri (Total Capital Investment) yang terdiri atas :
  - a. Modal tetap (Fixed Capital Investment)
  - b. Modal kerja (Working Capital)



2. Penentuan biaya produksi total (Produksion Invesment) yang terdiri atas:
  - a. Biaya pembuatan (Manufacturing Cost)
  - b. Biaya pengeluaran umum (General Expense)
3. Total pendapatan

Untuk mengetahui nilai titik impor, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap biaya tetap (Fixed Capital), biaya variable (Variabel Cost) dan biaya pengambangan (regulated Cost).

### 6.3. Perkiraan Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun yang lalu berdasarkan indeks harga.

Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat sekarang adalah :

$$Ex = Ey \cdot \{ Nx / Ny \}$$

Dimana :

Ex = harga alat pada tahun x

Ey = harga alat pada tahun y

Nx = nilai indeks tahun x

Ny = nilai indeks tahun y

Harga indeks ditentukan dengan data Chemical Engineering Plant (CEP) cost indeks Pabrik direncanakan didirikan pada tahun 2003. Dengan ekstrapolasi data mengikuti persamaan linear dimana indeks pada tahun 1994 sebesar 368,1 dan

tahun 1999 sebesar 390,6 maka diperoleh indeks pada tahun 2004 adalah 419,9.

Nilai tukar matauang dollar terhadap rupiah diestimasikan

1 US \$ = Rp. 9.000,00. Kapasitas produksi sebesar 50.000 ton / tahun dan direncanakan untuk satu tahun operasi berjalan selama 330 hari

## 6.2. Perhitungan Biaya

- Kapasitas Produksi : 50.000 ton/tahun
- 1 tahun operasi : 330 hari
- Nilai kurs 1 US\$ : Rp 9000
- Pabrik didirikan : 2005
- Upah buruh asing : US\$ 20 /jam
- Upah buruh Indonesia : Rp 4000 /jam

### 6.2.1 Capital Investment

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas-fasilitas produktif dan untuk menjalankannya.

Capital Investment meliputi :

- 1) Fixed Capital Investment adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya.
- 2) Working Capital adalah inestasi untuk menjalankanusaha / modal dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

### 6.2.2 Manufacturing Cost

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

- 1) Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.
- 2) Indirect Cost adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.
- 3) Fixed Cost merupakan harga yang berkaitan dengan Fixed Capital dan pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dimana harga tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi

### 6.2.3 General Expense

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

### 6.3. Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan analisa / evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan sebagai berikut :

### 6.3.1. Percent Return On Investment (ROI)

Return on investment adalah biaya Fixed Capital yang kembali pertahun atau tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan. Perhitungan ROI dengan rumus sebagai berikut :

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

### 6.3.2. Pay Out Time

Pay out time adalah waktu yang diperlukan sebagai Fixed Capital Investment yang ditanamkan dapat kembali atas dasar keuntungan tiap tahun.

$$BEP = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + 0,1 \text{ Fixed Capital Investment}}$$

### 6.3.3. Break Event Point

Break even point adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapat keuntungan / kerugian). kapasitas produksi saat sales sama dengan total cost. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan untung jika beroperasi diatasnya. Perhitungan BEP dilakukan dengan menggunakan rumus berikut :

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

Dimana :

Fa = Annual fixed expense

Ra = Annual regulated expense

Va = Annual variable expense

Sa = Annual sales value

### 6.3.4. Shut Down Point (SPD)

Shut down point adalah produksi dimana biaya melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar fixed cost.

Rumus perhitungan SPD :

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

### E. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Evaluasi keuntungan dengan cara discounted cash flow menghitung nilai uang tiap bulan berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik (persen value)

Rate of return dihitung dengan persamaan :

$$FC + WC + \frac{C_1}{[1+i]^1} + \frac{C_2}{[1+i]^2} + \dots + \frac{C_n}{[1+i]^n} - \frac{WC + SV}{[1+i]^n} - C_n$$

Dengan :

FC = Fixed Capital

WC = Working Capital

SV = Salvage Value

C<sub>i</sub> = Annual cash flow

i = Discounted cash flow

n = Umur pabrik, tahun

#### 6.4. Hasil Perhitungan

Hasil perhitungan ekonomi perancangan pabrik Propylene Glicol dari Propylene Oxide meliputi: Physical plant cost, fixed capital, manufacturing cost, working capital, general expense, analisa keuntungan dan analisa kelayakan.

##### 1. PHYSICAL PLANT COST (Modal Tetap)

Physical Plant Cost Pabrik Propylene Glycol ditabulasikan pada tabel 6.15.. sebagai berikut :

Tabel 6.15: Physical Plant Cost Pabrik Propylene Glycol

No	Type of Expenses	Rp	\$
1	Harga alat sampai di	0	1.642.243
2	tempat	374.431.426	206.923
3	Instalasi	432.9.936.320	835.081
4	Pemipaan	35.102.943	199.533
5	Istrumentasi	58.504.912	53.373
6	Isolasi	58.504.912	168.330
7	Listrik	15.072.000.000	0
8	Bangunan	6.000.000.000.	0
9	Tanah	823.572.032	193.418
	Utilitas		
	Physical Plant Cost	22.820.149.248.	5.044.899

##### 2. FIXED CAPITAL :

Fixed Capital Pabrik Propylene Glycol ditabulasikan pada tabel 6.16 sebagai berikut:

Tabel 6.16: Fixed Capital Pabrik Propylene Glycol

No	Type of Expances	Rp	\$
1	PPC	22.820.149.248	5.044.899
2	Engineer	4.564.029.952	1.008.980
3	DPC	27.412.185.088	6.147.946
4	Contractor fee	1.370.609.280	307.397
5	Contingency	6.853.046.272	1.536.986
	<b>Direct Plant cost</b>	<b>63.048.024.064</b>	<b>14.140.275</b>

### 3. MANUFACTURING COST

#### A. Direct manufacturing cost

Direct manufacturing cost Pabrik Propylene Glycol ditabulasikan pada tabel

6.17. sebagai berikut:

Tabel 6.17. Direct manufacturing cost Pabrik Propylene Glycol

No	Type of Expances	Rp
1	Raw material	588,514,197,504.00
2	Gaji Karyawan	3,105,600,000.00
3	Supervisi ( 10 % Kary.)	310.560.000.00
4	Maintenance ( 2 % FCI )	2,151,335,936.00
5	Plant Supplies ( 15 % Maint. )	322,700,416.00
6	Royal. dan Patt. ( 1 % Sales )	9,550,000,128.00
7	Utilitas	57.054,277,632.00
	<b>DIRECT MANUFACTURING COST</b>	<b>661,008,678,912.00</b>

### B. Indirect Manufacturing Cost

Indirect manufacturing cost Pabrik Propylene Glycol ditabulasikan pada tabel 6.18. sebagai berikut:

Tabel 6.18: Indirect manufacturing cost Pabrik Propylene Glycol

No	Type of Expances	Rp
1	Payroll Overhead	621,120.000.00
2	Laboratorium	621,120.000.00
3	Pack dan Ship	9.550.000.128.00
4	Plant Overhead	3.105,600.000.00
<b>INDIRECT MANUFACTURING COST</b>		<b>13,897,840,640.00</b>

### C. Fixed Manufacturing Cost

Fixed manufacturing cost Pabrik Propylene Glycol ditabulasikan pada tabel 6.19. sebagai berikut:

Tabel 6.19: Fixed manufacturing cost Pabrik Propylene Glycol

No	Type of Expances	Rp
1	Depresiasi	10 756.680,704.00
2	Property tax	5,378,340,352.00
3	Asuransi	1,075,667,968.00
<b>FIXED MANUFACTURING COST</b>		<b>17,210,689,536.00</b>



#### 4. TOTAL MANUFACTURING COST

Total manufacturing cost Pabrik Propylene Glycol ditabulasikan pada tabel 6.20. sebagai berikut:

Tabel 6.20: Total manufacturing cost Pabrik Propylene Glycol

No	Type of Expances	Rp
1	Direct Manufacturing Cost	661,008,678,912.00
2	Indirect Manufacturing Cost	13,897,840,640.00
3	Fixed Manufacturing Cost	17,210,689,536.00
<b>TOTAL MANUFACTURING COST</b>		<b>692.117,176,320.00</b>

#### 5. WORKING CAPITAL

Working Capital Pabrik Propylene Glycol ditabulasikan pada tabel 6.21. sebagai berikut:

Tabel 6.21: Working Capital Pabrik Propylene Glycol

No	Type of Expances	Rp
1	Row material inventory	49,042,849,792.00
2	In proces inventory	86,514,647,040.00
3	Product inventory	57,676,431,360.00
4	Available cash	57,676,431,360.00
5	Extended credit	79,583,538,496.00
<b>WORKING CAPITAL</b>		<b>530,493,689,856.00</b>

## 6. TOTAL CAPITAL INVESTMENT

Total Capital Investment Pabrik Propylene Glycol ditabulasikan pada tabel

6.22. sebagai berikut:

Tabel 6.22: Total Capital Investment Pabrik Propylene Glycol

No	Type of Expances	Rp
1	Fixed Capital Investment	107,566,800,896.00
2	Working Capital	330,493,689,856.00
<b>TOTAL CAPITAL INVESTMENT</b>		<b>438 060 482.560 00</b>

## 7. GENERAL EXPENSE

General Expanse Pabrik Propylene Glycol ditabulasikan pada tabel 6.23.

sebagai berikut:

Tabel 6.23: General Expanse Pabrik Propylene Glycol

No	Type of Expances	Rp
1	Administrasi	20.763.514.880.00
2	Sales	34.605.858.816.00
3	Finance	87.612.096.512.00
4	Riset	20.763.514.880.00
<b>GENERAL EXPENSE</b>		<b>163,744,989,184.00</b>

## 8. TOTAL BIAYA PRODUKSI

Total Biaya Produksi Propylene Glycol ditabulasikan pada tabel 6.24. sebagai berikut:

Tabel 6.24. Total Biaya Produksi Pabrik Propylene Glycol

No	Type of Expances	Rp
1	Manufacturing Cost	692,117,176,320.00
2	General Expanse	163,744,989,184.00
<b>TOTAL BIAYA PRODUKSI</b>		<b>855.862.149.120,00</b>

## 9. ANALISA KEUNTUNGAN

Analisa Keuntungan Propylene Glycol ditabulasikan pada tabel 6.25. sebagai berikut:

Tabel 6.25: Analisa Keuntungan Pabrik Propylene Glycol

No	Type of Expances	Rp
1	Keuntungan sebelum pajak	99,137,880,064.00
2	Keuntungan sesudah pajak	49,568,940,032.00

## 10. ANALISA KELAYAKAN

### 1. Return On Investment

a. ROI sebelum pajak : = 92.16401 %

b. ROI sesudah pajak : = 46.082 %

### 2 Pay Out Time

a. POI sebelum pajak = 0.9788182 th

b. POT sesudah pajak . = 1.783103 th

## 3. Break Even Point

$$\text{BEP} = 41.18 \%$$

## 4. Shut Down Point

$$\text{SDP} = 30,88 \%$$

## 5. Discounted cash flow rate

$$\text{Umur pabrik} = 10 \text{ th}$$

$$\text{Salvage value} = \text{Rp. } 10,756,680,704.00$$

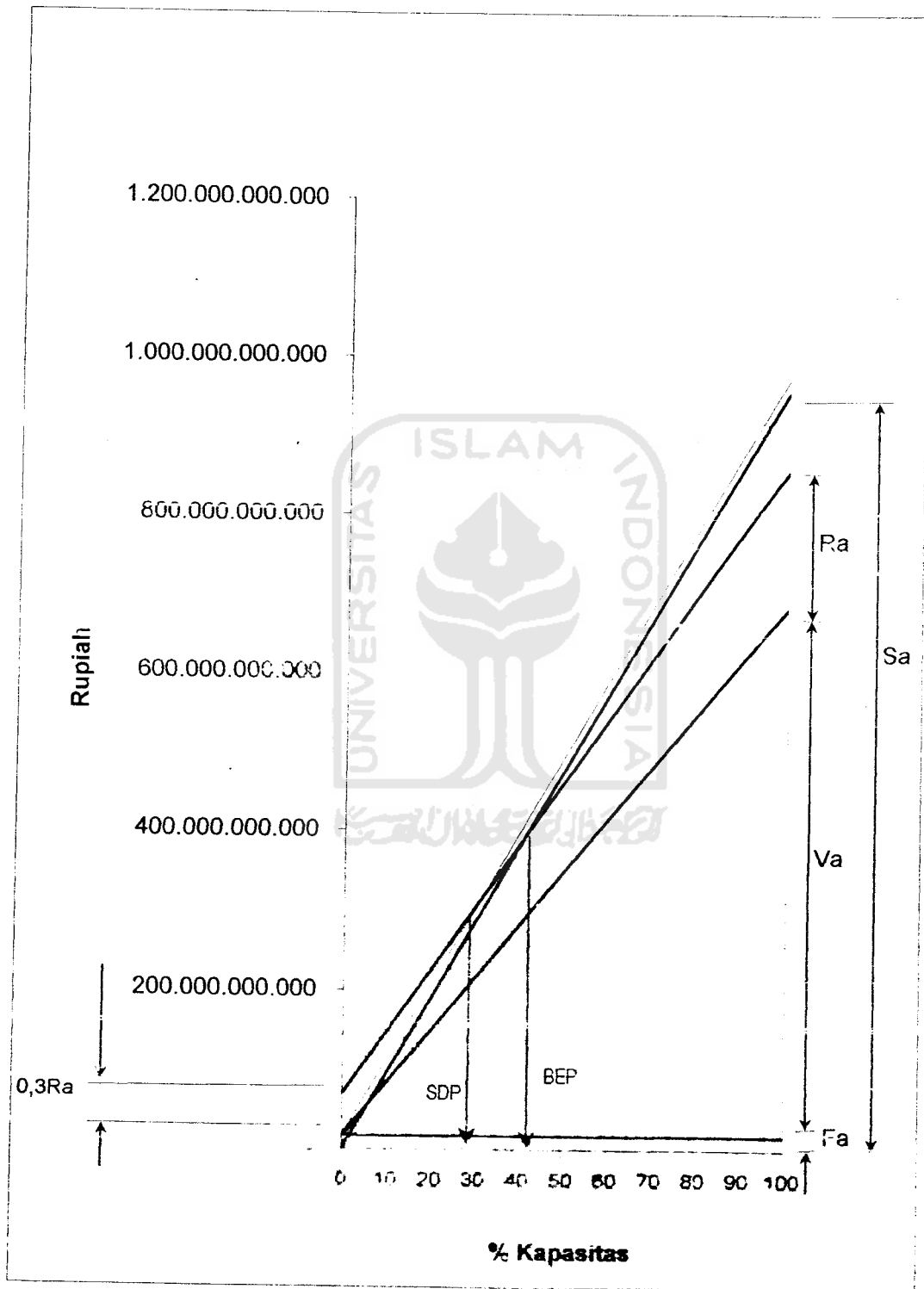
$$\text{Cash flow} = \text{Annual profit} + \text{depresiasi} + \text{finance}$$

$$= \text{Rp. } 147.937.722.368.00$$

Hasil analisa ekonomi pabrik propylene glycol dapat ditunjukkan pada grafik gambar 6.8 dimana sumbu y adalah harga produk setiap tahun dalam mata uang dollar, dan sumbu x adalah presentase produk grafik BEP merupakan batas produksi dalam arti pabrik dikatakan tidak untung tidak rugi dari grafik dapat dilihat harga sebagai berikut :

1. Sa (sales price) : harga jual
2. Va (Variabel cost) : biaya yang harus dikeluarkann untuk mendukung penjualan produk, meliputi biaya bahan baku, packging-shipping, utility, royalty patent
3. Ra (regulated cost) : biaya produksi yang meliputi labor cost, overhead, supervision, general expense, maintenance, piant supplies dan laboratorium.
4. Fa (fixed cost) : biaya dikeluarkan jika pabrik tidak berproduksi

Dari hasil peshitungan analisa kelavakan terhadap semua variabel yang terlibat pada proses produksi, maka dapat digambarkan sebagai berikut



Gambar 6.8: Grafik Hubungan antara BEP, SDP dan Kapasitas Produksi

## BAB VII

### SIMPULAN

Berdasarkan hasil pertimbangan kelayakan proses, prospek produksi dan evaluasi ekonomi maka dapat disimpulkan bahwa pendirian pabrik Propylene glycol dari propylene oxide kapasitas 50.000 ton/tahun cukup menarik dan layak. Hasil evaluasi ekonomi didasarkan pada pertimbangan sebagai berikut:

1. Persen Return On Investment (ROI) sebelum pajak sebesar 93,59 % dan 46,79 % sesudah pajak sedangkan ROI minimum yang diperbolehkan (sebelum pajak) sebesar 11 % untuk pabrik yang beresiko rendah dan 44 % untuk pabrik yang beresiko tinggi. Pabrik ini termasuk dalam kategori beresiko rendah.
2. Pay Out Investment (POT) sebelum pajak sebesar 0,96 tahun dan 1,76 tahun sesudah pajak. Pay Out Time yang diperbolehkan untuk pabrik beresiko tinggi adalah kurang dari 2 tahun.
3. Break Even Point (BEP) terjadi pada 40,97 % kapasitas dan Shut Down terjadi pada 30,88 % kapasitas. Dan prasyarat yang ditetapkan BI antara 40 % sampai 60 %.
4. Pada perhitungan Discounted Cash Flow (DCFR) diperbolehkan interest sebesar 40,4 % lebih besar dari bunga Bank dan suku bunga sebesar 17,5 %.
5. Keuntungan sebelum pajak Rp 99.608.297.472,000  
Keuntungan sesudah pajak Rp 49.804.148.736,000

Dari hasil pertimbangan semua faktor-faktor tersebut diatas maka perancangan pabrik ini *layak* untuk didirikan.

## DAFTAR PUSTAKA

1. Aries, R.S. and Newton, R.D. "*Chemical Engineering Cost Estimation*".  
Mc.Graw Hill Book Company, New York
2. Benham, A.L. and Fred Kurata. "*Kinetic of the Catalyzed and Uncatalyzed Liquid Phase Hidration of Propilene Oxide*", Aiche Journal  
vol.i, 1995
3. Brown, G.G. "*Unit Operation*" Modern Asia edition, Jhon Willey and  
Son, Tokyo, 1978
4. Brownell, L.E. and Young, E.H., "*Prosess Equipment Design*", Willey  
Eastern Limited, New Delhi, 1979
5. Coulson, J.M and Ricardson, J.F., "*Chemical Engineering*", Vol 9, Pergamon  
Press, Ouford, 1983.
6. Evan, F.L., "*Equipment Design for Refincrts and Chemical Plant*" vol.1,2.  
Book Devision Gulf Publishing Houston, Texas, 1971
7. Jogler, J.M., "*Elements Of Chemical Reaction Engineering*", Mc.Graw Hill  
International Book Company, Tokyo, 1965.
8. Kern, D.Q., "*process Heat Transfer*". International Student Edition, Mc.Graw  
Hill International book Company. Tokvo 1965.
9. Kirk, K.E. and Othmer, D.F., "*Encyclopedia of Chemical*", 2<sup>nd</sup> edition.  
Vol.33,6,9,12, 1979.
10. Perry, R.H. and Green, D.W., "*Perry's Chemical Engineering Hand Book*", 6<sup>th</sup>  
edition. Mc.Graw Hill Book Co, Interational Student Edition,  
Singapore, 1986.

11. Peter, M.S. and Timmerhaus, K.D., "*Plant design Economics For Chemical Enginerring*", 3<sup>rd</sup> edition, Mc.Graw Hill Kagokusha Ltd, 1975
12. Rase, H.F and Brown H.H., "*Project Engineering Of Process Plant* ", Jhon Willey and Sona, Inc. New York, 1979.
13. Treyball, R.E., "*Mass Transfer Operation* ", International Student Edition, Kogakusha Company, 1955.
14. Vilbrand, F.C. and Dyden, C.e., "*Chemical Engineering Plant Design* ", 4<sup>th</sup> edition, Mc.Graw Hill, kogakusha Ltd, Tokyo.



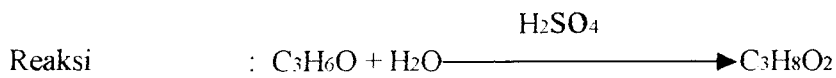


# *LAMPIRAN*



## REAKTOR

Fungsi : tempat terjadinya reaksi Propylene Oxide menjadi Propylene Glicol



Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi :

Tekanan : 3 atm

Suhu : 55 °C

I. NERACA MASSA :

Umpan Masuk :

a. Umpan CH<sub>3</sub>OH :

$$\text{CH}_3\text{OH} = 8.36444 \text{ kgmol/j} = 267.6620 \text{ kg/j}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 163.57123 \text{ kgmol/j} = 2944.2820 \text{ kg/j}$$

---


$$\text{Jumlah} = 171.93567 \text{ Kgmol/j} = 3211.9438 \text{ Kg/j}$$

b. Umpan C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>O :

$$\text{C}_3\text{H}_6\text{O} = 83.06752 \text{ Kgmol/j} = 4817.9160 \text{ Kg/j}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 303.99939 \text{ Kgmol/j} = 5471.9893 \text{ Kg/j}$$

---


$$\text{Jumlah} = 387.06689 \text{ Kgmol/j} = 10289.9053 \text{ Kg/j}$$

c. Umpan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> :

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 0.16392 \text{ Kgmol/j} = 16.0643 \text{ Kg/j}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 16.95193 \text{ Kgmol/j} = 305.1347 \text{ Kg/j}$$

---


$$\text{Jumlah} = 17.11585 \text{ Kgmol/j} = 321.1990 \text{ Kg/j}$$

## d. Umpan Recycle :

$$\text{C}_3\text{H}_6\text{O} = 9.22972 \text{ Kgmol/j} = 535.3240 \text{ Kg/j}$$

$$\text{CH}_3\text{OH} = 158.92432 \text{ Kgmol/j} = 5085.5781 \text{ Kg/j}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 282.53210 \text{ kgmol/j} = 5085.5781 \text{ kg/j}$$

---


$$\text{Jumlah} = 450.68616 \text{ Kgmol/j} = 10706.4805 \text{ Kg/j}$$

## Hasil reaksi :

$$\text{CH}_3\text{OH} = 16.72887 \text{ Kgmol/j} = 535.3240 \text{ Kg/j}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 382.99182 \text{ Kgmol/j} = 6893.8530 \text{ Kg/j}$$

$$\text{C}_3\text{H}_6\text{O} = 108.84709 \text{ Kgmol/j} = 6313.1313 \text{ Kg/j}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 0.16392 \text{ Kgmol/j} = 16.0643 \text{ Kg/j}$$

$$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2 = 70.43736 \text{ Kgmol/j} = 5353.2397 \text{ Kg/j}$$

---


$$\text{Jumlah} = 579.16907 \text{ Kgmol/j} = 9111.6133 \text{ Kg/j}$$

## 2. NERACA PANAS

Diketahui Cp rata-rata untuk masing-masing komponen

sebagai berikut :

$$cp \text{ CH}_3\text{OH} = 15.640 \text{ Kcal/Kgmol}$$

$$cp \text{ H}_2\text{O} = 18.000 \text{ Kcal/Kgmol}$$

$$cp \text{ C}_3\text{H}_6\text{O} = 17.290 \text{ Kcal/Kgmol}$$

$$cp \text{ H}_2\text{SO}_4 = 28.900 \text{ Kcal/Kgmol}$$

$$cp \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_2 = 71.292 \text{ Kcal/Kgmol}$$

a. panas massa input :

$$\text{Suhu Umpan input Reaktor} = 55.0 \text{ C}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ C}$$

Hasil perhitungan neraca panas input reactor ditabulasikan sebagai berikut

Tabel : Hasil perhitungan neraca panas input di reaktor

Komponen	m	cp	mcp
CH <sub>3</sub> OH	167.289	15.640	2616.396
H <sub>2</sub> O	767.055	18.000	13806.983
CH <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	92.297	17.290	1595.819
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.164	28.900	4.737
JUMLAH	576.118		18023.936

$$\text{Panas massa masuk} = 18023.9355 * (55.0 - 25)$$

$$= 540718.0625 \text{ Kcal/j}$$

b. Panas massa output :

Suhu hasil reaksi output Reaktor = 55.0 C

Suhu referensi = 32 °C

Hasil perhitungan neraca panas output ditabulasikan sebagai berikut

Tabel : Hasil perhitungan neraca Panas output reaktor

Komponen	M	cp	mcp
CH <sub>3</sub> OH	16.729	15.640	261.640
H <sub>2</sub> O	382.992	18.000	6893.853
CH <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	108.847	17.290	1881.966
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.164	28.900	4.737
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	70.437	71.292	5021.621
JUMLAH	450.686		14063.816

$$\begin{aligned} \text{Panas massa keluar} &= 14063.8164 \times (55.0 - 25) \\ &= 421914.5000 \text{ Kcal/j} \end{aligned}$$

c. Panas Reaksi :

Dari data Literatur diperoleh :

Panas Pembentukan H<sub>2</sub>O = -68.32 Kcal/gmol

Panas Pembentukan C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>O = -22.17 Kcal/gmol

Panas Pembentukan C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>O<sub>2</sub> = -100.74 Kcal/gmol

Panas reaksi pada suhu 25 C = DHf produk - DHf reaktan

$$= (\text{DHf C}_3\text{H}_8\text{O}_2) - (\text{DHf H}_2\text{O} + \text{DHf C}_3\text{H}_6\text{O})$$

$$= (-100.739) - (-68.315 + -22.170) \text{ KCal/gmol}$$

$$= -10.254 \text{ KCal/gmol}$$

$$\text{Panas reaksi pada suhu } 90 \text{ C} = \text{DHR}_0 + \int_{298}^T d \text{ cpdT}$$

dimana :

$$\begin{aligned} \int_{298}^T d \text{ cpdT} &= \int 36.002 \text{ dT} \\ &= 36.0020 \cdot T \\ &= 36.0020 (328 - 298) \text{ Kcal/Kgmol} \\ &= 1.0801 \text{ Kcal/gmol} \end{aligned}$$

maka :

$$\begin{aligned} \text{Panas reaksi pada suhu } 90 \text{ C} &= \text{DHR}_0 + \int_{298}^T d \text{ cpdT} \\ &= -10.254 + 1.080 \text{ KCal/gmol} \\ &= -9.174 \text{ KCal/gmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas reaksi total} &= \text{dHR}^0 \cdot \text{NA}^0 \cdot \text{Xa} \\ &= -9.17 \cdot 1000 \cdot 92.297 \cdot 0.9 \text{ Kcal/j} \\ &= -762056.0625 \text{ Kcal/j} \end{aligned}$$

Jadi :

$$\text{Panas Masuk (Q1)} = 540718.0625 \text{ KCal/j}$$

$$\text{Panas Keluar (Q2)} = 421914.5000 \text{ KCal/j}$$

$$\text{Panas Reaksi (Qr)} = -762056.0625 \text{ KCal/j}$$

Neraca Panas disekitar reaktor :

Input - output = Accumulation

Panas Masuk - (Panas keluar + panas reaksi + panas dibuang) = 0

$$Q1 - (Q2 + Qr + Q1) = 0$$

Panas Yang dibuang (Q1) =  $Q1 - (Q2 + Qr)$

$$= 540718.063 - (421914.5000 + -762056.0625)$$

$$= 880859.6250 \text{ KCal/j}$$

Diperkirakan panas yang hilang ke dinding 5 %

Panas terserap pendingin =  $0.95 \times$  panas yang dibuang

$$= 836816.62500 \text{ KCal/j}$$

$$= 3320700.75000 \text{ Btu/j}$$

### 3. Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi

Dari data di Perry's Hand Book diperoleh :

Densitas  $\text{CH}_3\text{OH}$  = 0.8005978 Kg/lt

Densitas  $\text{H}_2\text{O}$  = 1.000 Kg/lt

Densitas  $\text{C}_3\text{H}_6\text{O}$  = 0.83515 Kg/lt

Densitas  $\text{H}_2\text{SO}_4$  = 1.824 Kg/lt

Dari data percobaan patent dapat ditentukan konstanta kecepatan

reaksi untuk kondisi operasi  $T = 54 \text{ C}$  dan tekanan Atmosferis

Hasil perhitungan volume kecepatan reaksi ditabulasikan sebagai berikut

Tabel : Hasil perhitungan Volume percepatan reaksi

Komponen	Masa kg	Densitas	Volume
CH <sub>3</sub> OH	5353.2402	0.8006	6686.5537
H <sub>2</sub> O	13806.9844	0.8352	13806.9844
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	5353.2402	1,0000	6409.9146
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	16,0643	1.8240	8.8072
			13806.9844

Kondisi Awal :

Konsentrasi awal C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>O = 0.003430 Kgmol/l

Dari data Patent diperoleh data :

Konversi = 0.800

Waktu reaksi = 0.217 jam

$$k = \frac{1}{\Theta} \int_{x_a}^{x_a} \frac{dx_a}{(1 - x_a)^2}$$

Bagian Integral diselesaikan secara numeris dengan metode

Simpson's Rule



Tabel : Perhitungan Simpson's Rule

No	(1-Xa)	1/(1-Xa)	Simpson's Rule	Simpson's Rule
0	1.000000000000000	1.087	x 1	1.00
1	0.92000001668930	1.000	x4	4.35
2	0.84000003337860	1.190	x 2	2.38
3	0.75999999046326	1.316	x 4	5.26
4	0.68000000715256	1.471	x 2	2.94
5	0.60000002384186	1.667	x 4	6.67
6	0.52000004053116	1.923	x 2	3.85
7	0.44000005722046	2.273	x 4	9.09
8	0.36000007390976	2.778	x 2	5.56
9	0.28000009059906	3.571	x 4	14.29
10	0.19999998807907	5.000	x 1	5.00

Σ I = 60.378

$$\int_{x_{a1}}^{x_{a2}} \frac{dx_a}{(1-x_a)} = \frac{dx_a}{3} \Sigma I = 1.610$$

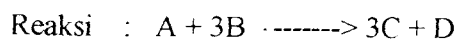
$$k = \frac{1}{\Theta} \int_{x_{a1}}^{x_{a2}} \frac{dx_a}{(1-x_a)^2} = \frac{1.610}{0.217}$$

= 7.43 (lt/Kgmol)<sup>2</sup> jam

## 4. Perhitungan Volume dan ukuran reaktor

Anggapan :

- Volume cairan selama reaksi tetap
- Bisa dianggap isothermal karena cairan dalam tangki mixed flow
- Reaksi sederhana orde dua terhadap CPO dan CH<sub>3</sub>OH



dengan  $-r_a = -dCA/dt = k.CA$

Hasil perhitungan volume dan ukuran reactor ditabulasikan

Tabel : Hasil perhitungan volume dan ukuran reaktor

Komponen	Massa kg/j	Densitas	Volume
CH <sub>3</sub> OH	5353.2402	0.8006	6686.5537
H <sub>2</sub> O	13806.9844	0.8352	13806.9844
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	5353.2402	1.0000	6409.9146
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	16.0643	1.8240	8.8072
			26912.2598

Kondisi Awal :

Konsentrasi awal C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>O = 0.003430 Kgmol/lit

maka diperoleh volume reaktor dengan volume:

Konversi Reaktor ( X<sub>a</sub> ) = .9

Volume cairan dalam reaktor :

$$V = \frac{F_v \cdot x_a}{k \cdot (1 - x_a)}$$

$$= \frac{26912.260 \cdot 0.900}{7.43 (1 - 0.90)}$$

$$= 32593.912 \text{ lt}$$

Over Design : 25 %

$$\text{Volume reaktor} = 1.25 \cdot 32593.912 \text{ lt}$$

$$= 40742.391 \text{ lt}$$

$$\text{Dipakai Volume reaktor} = 40.74 \text{ m}^3$$

Menghitung ukuran reaktor :

Reaktor berbentuk silinder tegak dengan perbandingan H : D = 1.5 : 1

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (h/d) \cdot D}{4} + \frac{\pi}{12} D^2 \cdot D$$

Atau :

$$\text{diameter (D)} = \left[ \frac{v_t}{\pi / 4 (h/d) \pi / 12} \right]^{1/3}$$

$$= 3.05 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi (H)} &= 1.5 \cdot 3.05 \\ &= 4.57 \text{ m} \end{aligned}$$

diperoleh ukuran Reaktor :

$$\text{diameter} = 3.05 \text{ m}$$

$$\text{tinggi} = 4.57 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dalam head} &= (1/2)(\pi/12) 3.048 \text{ m}^3 \\ &= 3.704 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dibadan Reaktor} &= 32.594 \text{ m}^3 - 3.704 \text{ m}^3 \\ &= 28.890 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dibadan Reaktor} &= 28.890 / 7.292 \text{ m} \\ &= 3.962 \text{ m} \end{aligned}$$

#### 5. Menghitung tebal shell dan head

Tebal shell :

$$\text{Tekanan design (p)} = 22.05 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable stress} = 13750 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi sambungan} = 0.85$$

$$\text{Faktor korosi} = 0.125 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari Reaktor} = 59.99 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{shell}} &= \frac{p \cdot r_i}{S \cdot e - 0.6 \cdot p} + c \\
 &= \frac{22 \cdot 59.99}{13750 \cdot 0.85 - 0.6 \cdot 22.0} + 0.125 \\
 &= 0.238 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal shell 4/16 in

Tebal Head :

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= \frac{0.885 \cdot p \cdot d}{S \cdot e - 0.1 \cdot p} + c \\
 &= \frac{0.885 \cdot 22 \cdot 119.99}{13750 \cdot 0.85 - 0.1 \cdot 22.0} + 0.125 \\
 &= 0.325 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal head 5/16 in

## 6 Menghitung pengaduk dalam Reaktor

Dipilih : Pengaduk type Marine dengan 3 blade

Jumlah baffle 4 buah

Dari tabel 477. Brown diperoleh :

$$D/D_i = 3$$

$$z_i/D_i = 0.75 - 1.3$$

$$W/D_i = 0.1$$

$$\text{Diameter Impeler} = 101.59 \text{ cm}$$

$$\text{Tinggi Impeler} = 101.59 \text{ cm}$$

$$\text{Lebar Baffle} = 10.16 \text{ cm}$$

diambil :

$$z_i/D_i = 1$$

$$\text{Putaran} = 1 \text{ rps}$$

$$\text{Efisiensi} = 80 \%$$

Tinggi baffle diambil sama dengan tinggi cairan  
bilangan Reynold dalam Reaktor :

$$Re = \frac{n \cdot d_i^2 \cdot \rho \cdot n}{\text{visc}}$$

$$= \frac{1.0 \cdot 101.59^2 \cdot 0.502}{0.0395}$$

$$= 131054.1$$

Dari fig 477 brown diperoleh  $po = 0.83$

$$Po = \frac{P \cdot gc}{n^3 \cdot \rho \cdot D_i^5} \quad (\text{pers. 461 Brown})$$

Atau

$$P = \frac{\rho \cdot n^3 \cdot \text{den.} \cdot D_i^5}{gc}$$

$$= \frac{0.83 \cdot 1.00^3 \cdot 31.306 \cdot 3.333^5}{550 \cdot 32.17}$$

$$= 1.212 \text{ Hp}$$

effisiensi : 80 %

$$\text{Power} = \frac{P}{\text{eff}} = \frac{1.212}{0.80}$$

$$= 1.515 \text{ Hp}$$

Digunakan motor dengan daya = 1.5 Hp

#### 7. Menghitung perpindahan panas :

Dipilih pendingin coil dengan media pendingin air

dengan :

suhu masuk = 30 C

suhu keluar = 35 C

Kebutuhan Air pendingin :

$$W_a = \frac{Q}{C_p \cdot \Delta t}$$

dengan :

Q : Jumlah panas yang harus diserap = -836816.6 Kcal/j.

C<sub>p</sub> : Panas jenis pendingin = 1 Kcal/Kg C.

Δt : beda suhu pendingin = 5 C

$$W_a = \frac{836816.63}{1 \cdot 5.0}$$

maka diperoleh :

$$W_a = 167363.3 \text{ Kg/j}$$

Dipilih diameter pipa coil 4 inches, 40 NPS.

Dari tabel 11. Kern : OD = 4.5 in

ID = 4.026 in

At = 12.7 in<sup>2</sup>

At = 1.178 sqft/ft

a. Menghitung koefisien transfer panas :



- Untuk cairan dalam reaktor maka dipakai persamaan 20.4 Kern.

$$h_c = \frac{0,87 \cdot k}{D} \left[ \frac{L^2 \cdot N \cdot \text{den}}{\text{visc}} \right]^{2/3} \left[ \frac{c_p \cdot \text{visc}}{k} \right]^{1/3} \left[ \frac{\text{visc}}{\text{visc}_w} \right]^{0.14}$$

dengan :

$h_c$	= Koeff. transfer panas cairan, Btu/sqft j F
$D_i$	= Diameter reaktor = 9.999159 ft
$K$	= Konduktivitas panas = 76 Btu/j sqft (F/ft)
$L$	= diameter putar pengaduk = 3.333053 ft
$\text{Den}$	= densitas larutan = 31.30601 lb/cuft
$C_p$	= panas jenis = .3157 Btu/lb F
$\text{Visc}$	= Viskositas cairan = 9.56142 lb/j ft
$\text{Visc}_w$	= Viskositas air = 1.5004 lb/j ft

$$h_c = \frac{0,87 \cdot 0,760}{10,00} [131054,05]^{2/3} \left[ \frac{0,32 \cdot 9,56}{0,760} \right]^{1/3} \left[ \frac{9,56}{1,50} \right]^{0.14}$$

maka diperoleh

$$h_c = 448.4712 \text{ Btu} \cdot \text{j} \cdot \text{sqft} \cdot \text{F}$$

- Untuk pendingin dalam coil

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{D \cdot w \cdot 2.2}{\text{Visc} \cdot \text{at}} \\
 &= \frac{0.34 \cdot 167363.33 \cdot 2.2}{1.500 \cdot 0.088} \\
 &= 933527.8
 \end{aligned}$$

Dari fig. 24 Kern, diperoleh  $jH = 700$

$$hi = jH \frac{k}{D} \left[ \frac{cp \cdot \text{visc}}{k} \right]^{1/3} \left[ \frac{\text{visc}}{\text{viscw}} \right]^{0.14}$$

dengan :

- $hi$  = koef transfer panas pipa, Btu/sqft ; F  
 $Di$  = Diameter dalam pipa = .3355 ft  
 $k$  = Konduktivitas panas = .03369 Btu/j sqft (F/ft)  
 $Cp$  = panas jenis pendingin = 1 Btu/lb F  
 $\text{visc}$  = Viskositas cairan = 1.5004 lb/j ft  
 $\text{viscw}$  = Viskositas air = 1.5004 lb/j ft

$$hi = jH \frac{k}{D} \left[ \frac{cp \cdot \text{visc}}{k} \right]^{1/3} \left[ \frac{\text{visc}}{\text{viscw}} \right]^{0.14}$$

$$hi = 248.8431 \text{ Btu/j sqft F}$$

$$D_{\text{coil}} = 0.5 \cdot Di - W + 0.5 \cdot Dp$$

$$\begin{aligned}
 &= 0.5 \cdot 3.048 - 0.10 + 0.5 \cdot 1.016 \\
 &= 1.930238 \text{ m} \\
 &= 6.332801 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \cdot (1 + 3.5 \cdot d/D_c) \quad \text{Kern. hal.721} \\
 &= 248.84 \cdot (1 + 3.5 \cdot 0.375/1.930) \\
 &= 418.0485 \text{ Btu/j sqft F}
 \end{aligned}$$

b. Overall heat transfer  $U_d$  :

Overall transfer panas saat start up

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{418.05 \cdot 448.47}{418.05 + 448.47} \\
 &= 216.3629 \text{ Btu/j sqft F}
 \end{aligned}$$

Dari Kern p.846 untuk larutan garam  $R_d = 0.001$

dan untuk bahan organik  $R_d = 0.001$

Jadi  $R_d$  total = 0.002

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

$$216.36$$

$$= \frac{\quad}{216.36 \cdot 0.0020 + 1}$$

maka diperoleh :

$$U_d = 151.0149 \text{ Btu/sqft F}$$

c. Menghitung Luas transfer panas :

Luas perpindahan panas yang diperlukan :

$$LMTD = \frac{Dt1 - Dt2}{\ln \frac{Dt1}{Dt2}}$$

dengan .

$$Dt1 = 55 - 35 = 20 \text{ C}$$

$$Dt2 = 55 - 30 = 25 \text{ C}$$

maka diperoleh :

$$LMTD = \frac{20.0 - 25.0}{\ln (20.0 / 25.0)}$$

$$= 22.41 \text{ C}$$

$$= 40.33278 \text{ F}$$

maka luas perpindahan panas :

$$A_o = \frac{Q}{U_d \cdot LMTD}$$

$$= \frac{3320700.75}{151.01 \cdot 22.41}$$

$$= 545.195 \text{ sqft}$$

Diameter lilitan = 6.332801 ft

Luas perpindahan panas per coil :

$$A' = At' \cdot \pi \cdot D_c$$

$$= 1.178 \cdot \pi \cdot 6.333$$

$$= 23.42452 \text{ sqft}$$

Jumlah lilitan :

$$N_t = \frac{A_o}{A_t'}$$

$$N_t = \frac{545.20}{23.42}$$

$$= 23.27454$$

diambil jumlah lilitan ( $N_t$ )= 23

panjang total coii :

$$L = \frac{A_o}{A_t'} = \frac{545.195}{1.178}$$

$$= 462.8141 \text{ ft}$$

Tinggi lilitan coil minimum yaitu jika coil disusun tanpa jarak

yaitu :

$$\begin{aligned} H_{\min} &= N_t \cdot OD = 23 \cdot 4.500 / 12 \\ &= 8.727953 \text{ ft} \\ &= 2.66028 \text{ m} \end{aligned}$$

diambil jarak antar coil = 1.5 inchi

Tinggi coil total :

$$\begin{aligned} H &= H_{\min} + (N_t - 1) \cdot pt / 12 = 8.728 + (23 - 1) \cdot 1.5 / 12 \\ &= 11.51227 \text{ ft} \\ &= 3.50894 \text{ m} \end{aligned}$$

Jadi Tinggi cairan lebih tinggi dari tinggi Coil.

#### 8. Spesifikasi Reaktor

Tugas : Mereaksikan propiline okside menjadi propiline glikol  
 dengan kecepatan umpan  $C_3H_6O = 10289.9053 \text{ kg/j}$   
 dan kecepatan umpan Methanol  $= 3211.9438 \text{ kg/j}$ .

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi :

Tekanan : 3 atm

Suhu : 55 °C

Diperoleh ukuran Reaktor :

Diameter = 3.05 m

Tinggi = 4.57 m

Volume cairan dalam head = 3.704 m<sup>3</sup>

Volume cairan dibadan Reaktor = 28.890 m<sup>3</sup>

Tinggi cairan dibadan Reaktor = 3.962 m

Dipilih Tebal shell : 4/16 in

Tebal Head : 5/16 in

Dipilih : Pengaduk type Marine dengan 3 blade

Jumlah baffle 4 buah

Diameter Impeler = 101.59 cm

Tinggi Impeler = 101.59 cm

Lebar Baffle = 10.16 cm

Digunakan motor dengan daya = 2 Hp

Luas perpindahan Panas :

A = 545.195 sqft

Coil ( Lilitan ) :

Diameter Coil	=	6.333 ft
Luas perpindahan panas per coil	=	23.42 sqft
Jumlah Coil	=	23 Lilitan
Tinggi lilitan Coil minimum	=	2.660 m
Jarak antar Coil	=	2 inchi
Tinggi Coil total	=	3.509 m

Tebal Isolasi :

Tebal Isolasi = 3 in

Jenis bahan Isolasi = Asbes

Jenis Bahan Reaktor : Baja Steinless Steel

