

TA/TK/2011/30

**PRA RANCANGAN PABRIK GLYCEROL DARI EPICHLOROHYDRIN  
DAN SODIUM HIDROKSIDA  
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Konsentrasi  
Teknik Kimia, Jurusan Teknik Kimia**



Disusun oleh :

**Nama : Leni Marlina**  
**No. Mhs : 06 521 008**

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA  
JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA**

**2011**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL**  
**TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN GLYCEROL DARI EPICHLOROHYDRIN**  
**DAN SODIUM HIDROKSIDA**  
**KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

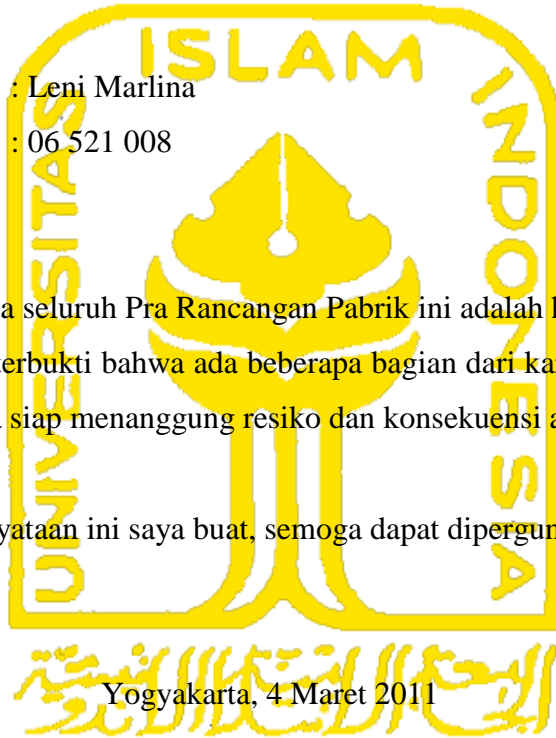
Saya yang bertanda tangan di bawah ini,

Nama : Leni Marlina

No. Mahasiswa : 06 521 008

Menyatakan bahwa seluruh Pra Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya saya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikianlah pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Yogyakarta, 4 Maret 2011

---

Leni Marlina

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

**PRA RANCANGAN PABRIK GLYCEROL DARI EPICHLOROHYDRIN DAN  
SODIUM HIDROKSIDA**

**KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**



Dosen Pembimbing 1

Dosen Pembimbing 2

Ir. Drs. Faisal. RM., MT., Ph.D

Ariany Zulkania, ST.,M.Eng

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**  
**PRA RANCANGAN PABRIK GLYCEROL DARI EPICHLOROHYDRIN DAN**  
**SODIUM HIDROKSIDA**

**KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk memperoleh



Tim Penguji,

Faisal RM Ir.,Drs.,MT.,Ph.D.  
Ketua

Ir. Agus Taufiq, M.Sc.  
Anggota I

Dalyono, S.Teks.,MSI.  
Anggota II

Mengetahui,  
Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia

Dra. Kamariah Anwar, MS.

memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.

4. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Kedua orang tua dan Keluarga kami tercinta atas do'a, kasih sayang, motivasi dan bimbingannya.
6. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu, dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

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

*Wassalamu'alaikum Wr.,Wb.*

Yogyakarta, 4 Maret 2011

Penyusun

## KATA PENGANTAR



*Assalamu'alaikum Wr., Wb.*

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

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **GLYCEROL DARI EPICHLOROHYDRIN DAN SODIUM HIDROKSIDA KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN** , disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

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

1. Bapak Gumbolo HS.,Ir.,M Sc. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
2. Ibu Dra., Hj. Kamariah Anwar, MS., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Ir. Drs. Faisal. RM., MT., Ph.D selaku Dosen Pembimbing 1 dan Ibu Ariany Zulkania, ST., M.Eng selaku Dosen pembimbing 2 Tugas Akhir ini yang telah

## DAFTAR ISI

<b>Halaman Judul .....</b>	<b>i</b>
<b>Halaman Pernyataan .....</b>	<b>ii</b>
<b>Halaman Pengesahan Pembimbing .....</b>	<b>iii</b>
<b>Halaman Pengesahan Penguji.....</b>	<b>iv</b>
<b>Kata Pengantar .....</b>	<b>v</b>
<b>Daftar Isi .....</b>	<b>vii</b>
<b>Daftar Tabel .....</b>	<b>xi</b>
<b>Daftar Gambar .....</b>	<b>xiii</b>
<b>Abstrak .....</b>	<b>xiv</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN</b>	
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik.....	1
1.1.1 Penentuan Kapasitas Pabrik .....	2
1.2 Tinjauan Pustaka .....	6
1.2.1 Macam-macam Proses .....	7
<b>BAB II PERANCANGAN PRODUK</b>	
2.1 Spesifikasi Bahan .....	11
2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku .....	11
2.1.2 Spesifikasi Produk.....	13
2.2 Pengendalian Kualitas .....	14

### **BAB III PERANCANGAN PROSES**

3.1 Uraian Proses.....	18
3.1.1 Persiapan Bahan Baku .....	18
3.1.2 Reaksi Dalam Reaktor .....	18
3.1.3 Proses Pemisahan dan Pemurnian Produk .....	19
3.2 Metode Penentuan Perancangan.....	20
3.2.1 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses.....	21
3.2.2 Neraca Massa .....	22
3.2.3 Neraca Panas .....	26
3.3 Spesifikasi Alat Proses .....	28

### **BAB IV PERANCANGAN PABRIK**

4.1 Lokasi Pabrik.....	55
4.2 Tata Letak Pabrik .....	58
4.3 Tata Letak Alat Proses.....	62
4.4 Spesifikasi Alat Utilitas.....	68
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas).....	84
4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air .....	84
4.5.2 Unit Pembangkit Listrik.....	90
4.5.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar .....	94
4.5.4 Unit Pembangkit Steam .....	94
4.6 Laboratorium.....	95
4.6.1 Kegunaan Laboratorium .....	95
4.6.2 Program Kerja Laboratorium .....	96



4.6.3	Alat Utama Labolaratorium.....	98
4.7	Kesehatan dan Keselamatan Kerja.....	99
4.8	Organisasi Perusahaan.....	100
4.8.1	Bentuk Perusahaan.....	100
4.8.2	Struktur Organisasi Perusahaan.....	102
4.8.3	Tugas dan Wewenang.....	104
4.8.3.1	Pemegang Saham.....	104
4.8.3.2	Dewan Komisaris.....	105
4.8.3.3	Dewan Direksi.....	105
4.8.3.4	Staf Ahli.....	106
4.8.3.5	Kepala Bagian.....	107
4.8.3.6	Kepala Seksi.....	109
4.8.4	Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji.....	116
4.8.5	Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	117
4.8.5.1	Jadwal <i>Non Shift</i> .....	117
4.8.5.2	Jadwal <i>Shift</i> .....	117
4.8.6	Penggolongan Jabatan, Jumlah karyawan dan gaji.....	118
4.8.6.1	Penggolongan Jabatan.....	118
4.8.6.2	Perincian Jumlah Karyawan.....	119
4.8.6.3	Sistem Gaji Pegawai.....	120
4.8.7	Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	121
4.8.8	Manajemen Produksi.....	123
4.8.8.1	Perencanaan Produksi.....	123

4.8.8.2	Pengendalian Produksi .....	125
4.9	Analisa Ekonomi .....	125
4.9.1	Penaksiran Harga Peralatan.....	126
4.9.2	Dasar Perhitungan .....	129
4.9.3	Perhitungan Biaya .....	129
4.10.3.1	<i>Capital Investment</i> .....	129
4.10.3.2	<i>Manufacturing Cost</i> .....	130
4.10.3.3	<i>General Expanse</i> .....	130
4.9.4	Analisa Kelayakan .....	131
4.9.4.1	<i>Percent Return of Investment (ROI)</i> .....	131
4.9.4.2	<i>Pay Out Time (POT)</i> .....	131
4.9.4.3	<i>Discounted Cash Flow of Return (DCFR)</i> ..	131
4.9.4.4	<i>Break Even Point (BEP)</i> .....	132
4.9.4.5	<i>Shut Down Point (SDP)</i> .....	132
4.9.5	Hasil Perhitungan .....	133
4.9.5.1	Penentuan <i>Total Capital Investment (TCI)</i> ...	133
4.9.5.2	Biaya Produksi Total (TPC).....	134
4.9.5.3	Analisa Keuntungan.....	137
4.9.5.4	Hasil Kelayakan Ekonomi.....	137
 <b>BAB V PENUTUP</b>		
5.1	Kesimpulan.....	141
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>		<b>143</b>
 <b>LAMPIRAN</b>		

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 1.1</b>	Data Impor Glycerol.....	2
<b>Tabel 1.2</b>	Data Kebutuhan Impor Glycerol .....	3
<b>Tabel 1.3</b>	Produsen Glycerol Luar Negeri.....	5
<b>Tabel 3.1</b>	Neraca massa Total.....	23
<b>Tabel 3.2</b>	Neraca massa Mixer (M-01).....	23
<b>Tabel 3.3</b>	Neraca massa Reaktor-01 (R-01) .....	23
<b>Tabel 3.4</b>	Neraca massa Reaktor-02 (R-02) .....	24
<b>Tabel 3.5</b>	Neraca massa Netralizer-01 (N-01) .....	24
<b>Tabel 3.6</b>	Neraca massa Centrifuge-01 (CF-01).....	25
<b>Tabel 3.7</b>	Neraca massa Menara Distilasi-01 (MD-01).....	25
<b>Tabel 3.8</b>	Neraca panas Total .....	26
<b>Tabel 3.9</b>	Neraca panas Mixer-01 (M-01) .....	26
<b>Tabel 3.10</b>	Neraca panas Reaktor-01 (R-01) .....	27
<b>Tabel 3.11</b>	Neraca panas Reaktor-02 (R-02) .....	27
<b>Tabel 3.12</b>	Neraca panas Netralizer-01 (N-01).....	27
<b>Tabel 3.13</b>	Neraca panas Centrifuge-01 (CF-01) .....	28
<b>Tabel 3.13</b>	Neraca panas Menara Distilasi-01 (MD-01) .....	28
<b>Tabel 4.14</b>	Perincian luas tanah bangunan pabrik .....	60
<b>Tabel 4.15</b>	Kebutuhan air pendingin .....	90
<b>Tabel 4.3</b>	Kebutuhan listrik alat proses .....	91
<b>Tabel 4.4</b>	Kebutuhan listrik alat utilitas.....	92

<b>Tabel 4.5</b>	Kebutuhan listrik untuk sanitasi .....	93
<b>Tabel 4.6</b>	Kebutuhan <i>steam</i> .....	95
<b>Tabel 4.7</b>	Penggolongan jabatan.....	118
<b>Tabel 4.8</b>	Jumlah karyawan pada masing-masing bagian .....	119
<b>Tabel 4.9</b>	Gaji pegawai .....	121
<b>Table 4.10.</b>	Indeks harga alat pada berbagai tahun .....	127
<b>Tabel 4.11</b>	<i>Fixed capital investment (PPC)</i> .....	133
<b>Tabel 4.12</b>	<i>Working capital (WC)</i> .....	134
<b>Tabel 4.13</b>	<i>Total Manufacturing Cost (IMC)</i> .....	134
<b>Tabel 4.14</b>	<i>General Expense</i> .....	135
<b>Tabel 4.15</b>	<i>Fixed Cost</i> .....	136
<b>Tabel 4.16</b>	<i>Variabel Cost</i> .....	136
<b>Tabel 4.17</b>	<i>Regulated Cost</i> .....	136

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 1.1</b>	Grafik kebutuhan Glycerol di Indonesia .....	4
<b>Gambar 4.1</b>	Tata letak pabrik .....	61
<b>Gambar 4.2</b>	Tata letak proses pabrik Glycerol .....	65
<b>Gambar 4.3</b>	Diagram alir kualitatif .....	66
<b>Gambar 4.4</b>	Diagram alir kuantitatif .....	67
<b>Gambar 4.5</b>	Diagram Alir Pengolahan Air .....	99
<b>Gambar 4.6</b>	Bagan Struktur Organisasi .....	115
<b>Gambar 4.7</b>	Grafik indeks harga alat .....	127
<b>Gambar 4.8</b>	Nilai BEP dan SDP .....	140

## ABSTRAK

*Glycerol atau glycerin atau 1,2,3-propanatriol merupakan cairan yang kental, tak berwarna, rasanya manis, dan higrokopis. Untuk mendapatkan Glycerol dari Epichlorohydrin dan Sodium Hidrosida digunakan proses Epichlorohydrin. Epichlorohydrin dihidrolisis dengan larutan caustic soda 40 % di dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk menghasilkan larutan glycerol dengan konversi yang hampir sempurna yaitu 97% selama 30 menit pada suhu 150 °C dan tekanan 5 atm (Keyes, 1955). Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis.. Resiko pabrik rendah yang didasarkan atas pertimbangan bahan baku, produk, proses dan evaluasi ekonomi.*

*Pabrik Glycerol ini dirancang dengan kapasitas 10.000 ton/tahun. Bahan baku Epichlorohydrin yang diperlukan berjumlah 6870.62594 kg/jam, Sodium Hidrosida sebanyak 2576.966768 kg/jam, Asam Kloridha 28360 kg. Utilitas yang diperlukan berupa air pendingin sebanyak 85399.3776 kg/jam, steam sebanyak 223644.4378 kg/jam. Kebutuhan listrik 1583.0375 kVA dan bahan bakar boiler sebanyak 3178.072 liter/jam. Pabrik bekerja selama 24 jam/hari dan beroperasi selama 330 hari/tahun. Karyawan pabrik berjumlah 139 orang yang terdiri dari seorang direktur utama, direktur teknik dan produksi, direktur keuangan dan umum, dan direktur riset and pengembangan, staff ahli, beberapa kepala bagian dan kepala seksi, dan pelaksana harian.*

*Berdasarkan evaluasi ekonomi di peroleh modal tetap sebesar Rp 11901843621.01 dan modal kerja sebesar Rp 43744414964.56 dari analisa kelayakan diperoleh, ROI before taxes 19.46 %, ROI after taxes 9.34 %, POT before taxes 3,39 tahun, POT after taxes 5,17 tahun, Break Even Point (BEP) 54.03 %, dan Shut Down Point (SDP) 23.32 %. Jadi pendirian pabrik glycerol dari epichlorohydrin dan sodium hidroksida ini cukup menarik untuk dikaji lebih lanjut.*

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **I.1 LATAR BELAKANG**

Perkembangan pembangunan industri di Indonesia semakin meningkat kemajuan ini nampak dengan semakin banyak berdirinya pabrik yang mengolah bahan mentah menjadi bahan jadi, serta meningkatnya industri barang-barang modal termasuk industri mesin dan peralatan.

Pada penganekaragaman industri kimia khususnya glycerol adalah salah satu bahan yang penting di dalam industri. Glycerol adalah bahan yang dibutuhkan pada berbagai industri, misalnya obat-obatan, bahan makanan, kosmetik, pasta gigi, industri kimia, dll. Untuk mencukupi kebutuhan bahan glycerol di Indonesia masih mendatangkan dari luar negeri. Dilihat dari banyaknya kebutuhan bahan glycerol sudah waktunya didirikan pabrik di Indonesia.

Kebutuhan glycerol di Indonesia masih mengandalkan impor. Oleh karena itu dalam menyongsong era industrialisasi sebaiknya membuka lapangan pekerjaan yang baru serta untuk penghematan devisa negara dan untuk merangsang pertumbuhan industr kimia yang lain, untuk mencukupi kebutuhan glycerol dalam negeri.

Persentase kegunaan Gliserol sampai tahun 1955, dapat dilihat dalam tabel berikut:

Tabel 1. 1. Persentase Kegunaan Glycerol

Kegunaan dalam Industri	Persentase
<i>Alkyd resins</i> dan Ester gums	30
Tembakau	12
Bahan peledak	12
<i>Cellophane</i>	11
Kosmetik dan Pasta gigi	5
Obat – obatan dan Farmasi	5
Gabus dan Paking	5
Dan lain - lain	20
TOTAL	100

( Faith and Keyes, 1955 )

Dalam pra rancangan pabrik glycerol ini dipilih pembuatan glycerol dari reaksi antara epichlorohydrin dan sodium hidroksida. Pertimbangan dari proses ini adalah:

1. Reaksi sederhana, mudah dan cepat
2. Konversi tinggi
3. Kemurnian dan mutu tinggi

Dengan berkembangnya industri kimia di Indonesia, maka kebutuhan glycerol juga semakin meningkat. Dengan peralatan yang tidak terlalu rumit serta dapat membuka lapangan pekerjaan yang banyak, maka pendirian pabrik glycerol sangat memungkinkan untuk dilaksanakan di Indonesia.

## 1.2 KAPASITAS

Untuk menentukan kapasitas produksi ada beberapa hal yang perlu diperhatikan yaitu:



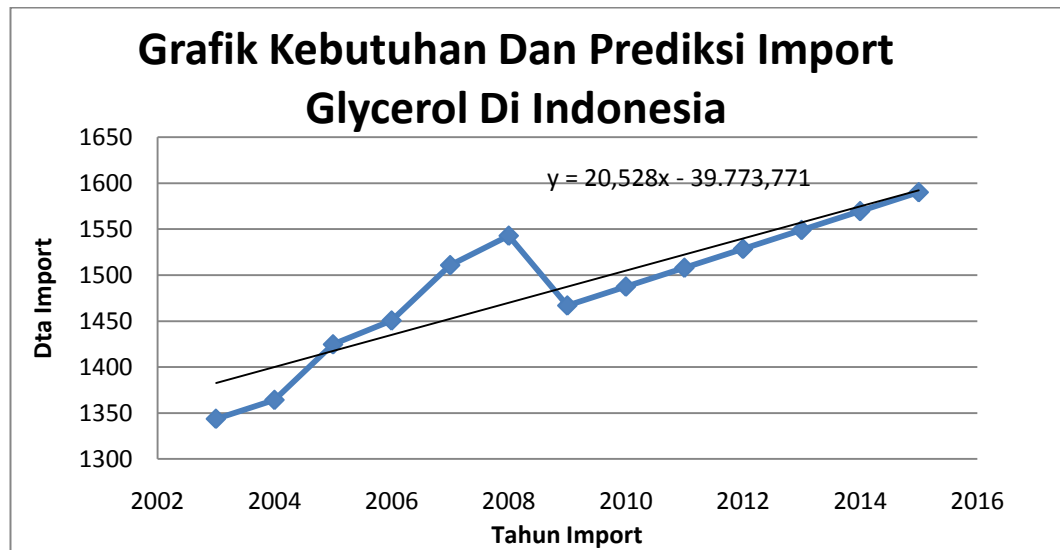
### 1.2.1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri

Data statistik yang diterbitkan oleh BPS dalam: Statistik Perdagangan Indonesia tentang kebutuhan glycerol di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung meningkat seperti yang terlihat pada tabel berikut:

**Tabel 1.2. Data Kebutuhan Import Glycerol di Indonesia**

TAHUN	IMPOR (TON)
2003	1.343,813
2004	1.364,341
2005	1.424,745
2006	1.450,634
2007	1.510,867
2008	1.542,908
2009	1.466,981
2010	1.487,509
2011	1.508,037
2012	1.528,565
2013	1.549,093
2014	1.569,621
2015	1.590,149

(sumber : BPS “Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia)



**Gambar 1.1** Grafik kebutuhan Glycerol di Indonesia (Biro Pusat Statistik).

$$y = ax + b$$

$$1.343,813 = a \cdot 2003 + b \quad (-)$$

$$-20,528 = -a$$

$$a = 20,528$$

$$1.343,813 = (20,528)(2003) + b$$

$$1.343,813 = 41.117,584 + b$$

$$b = -39.773,771$$

$$y = 20,528x - 39.773,771$$

Dari data statistik diketahui bahwa kebutuhan glycerol di dalam negeri mengalami peningkatan dari tahun ke tahun begitu juga dengan kebutuhan luar negeri.

Untuk memproduksi glycerol diperlukan informasi pasar luar negeri karena peluang ekspor produk ini sangat besar. Berikut adalah tabel permintaan pasar dunia:

Tabel 1.3 Produsen Glycerol Luar Negeri

No	Nama Pabrik	Kapasitas (Ton/tahun)
1.	Cognis, Cincinnanti, Ohio	65.000
2.	Colgate-Palmolive, Jeffersonville, Ind	20.000
3.	Crompton, Mapleton, III	20.000
4.	Crompton, Memphis, Tenn	30.000
5.	Dial, Montgomery, Tenn	30.000
6.	Dow, Freeport, Tex	140.000
7.	Lever, Hammond, Ind	25.000
8.	Lonze, Painesville, Ohio	20.000
9.	Marietta America, Olive Branch	2.000
10.	Procter & Gamble, Ivorydale, Ohio	150.000
11.	Starchem, Fostoria, Tex	20.000
12.	Uniqema, Chicago, III	35.000

Dari produksi glycerol yang telah ada, kapasitas terkecil pabrik glycerol adalah 2.000 ton/tahun yang diproduksi oleh Marietta America, Olive Branch dan kapasitas terbesar pabrik glycerol adalah 150.000 ton/tahun yang diproduksi oleh Procter & Gamble, Ivorydale, Ohio.

Dilihat dari kegunaan glycerol yang cukup banyak dalam pembangunan disegala bidang, maka akan lebih menguntungkan bagi bangsa Indonesia untuk memproduksi glycerol dari pada mengimpor dari negara lain. Untuk itu, pabrik glycerol ini akan menjalin kerjasama dengan pabrik-pabrik di Indonesia yang

membutuhkan glycerol baik sebagai bahan baku, bahan pembantu maupun sebagai bahan intermediate. Berdasarkan pertimbangan faktor-faktor di atas, maka perancangan pabrik glycerol dari epichlorohydrin dan sodium hidroksida ditetapkan berkapasitas 10.000 ton/tahun.

Dengan demikian untuk menghemat devisa negara dan mendorong berkembangnya industri kimia yang berbahan baku glycerol maka dirasa penting untuk merancang berdirinya pabrik glycerol di Indonesia. Jadi dengan keberadaan pabrik glycerol di Indonesia diharapkan memberikan keuntungan antara lain:

1. Menghemat devisa negara, mengurangi ketergantungan import glycerol
2. Mendorong industri yang menggunakan bahan dasar glycerol
3. Membuka lapangan kerja baru dalam rangka turut mengurangi masalah pengangguran
4. Menambah diversifikasi produk sodum hidroksida dan epichlorohydrin yang merupakan bahan baku glycerol.

### **I.3 TINJAUAN PUSTAKA**

Glycerol merupakan salah satu substansi kimia yang berguna dan berharga. Prosesnya kombinasi yang unik dari fisika dan kimia yang manfaatnya banyak sekali dalam berbagai produk, lebih dari 1500 kegunaannya.

Glycerol adalah senyawa murni 1,2,3-propanatriol. Senyawa ini memiliki ciri – ciri jernih, kental, higroskopis dan rasanya manis. ( Kirk, R. E. and Othmer, 1978 )

Glycerol juga mempunyai kestabilan yang tinggi di dalam tangki penyimpanan, cocok dengan material – material kimia yang lain, tidak beracun dan juga tidak iritasi untuk kegunaan yang bervariasi serta tidak mempunyai efek negative untuk lingkungan.

Pada tahun 1779, Scheele pertama kali membuat Glycerol dengan cara memanaskan campuran minyak zaitun dengan larutan soda dan garam dapur, maka akan terdapat hasil berupa larutan yang rasanya manis, yang menunjukkan adanya Gliserol. ( Kirk, R. E. and Othmer, 1978 ). Sejak itu Glycerol dikenal orang dan berusaha untuk dimanfaatkan.

Mula – mula dikembangkan cara pengambilan Glycerol dari saponifikasi minyak makanan yang terdiri dari senyawa gliserida ester. Proses saponifikasi ini dilakukan pada proses netralisasi asam lemak bebas yang terkandung dalam minyak dengan larutan alkali yang akan menjadi sabun dan gliserol, selanjutnya gliserol dipekatkan dan dimurnikan dari hasil saponifikasi itu.

Pada tahun 1870 dicoba membuat glycerol dengan cara menghidrolisis minyak makanan, hasil hidrolisis ini mengandung Gliserol 12 %. ( Kirk, R. E. and Othmer, 1978 ). Karena kebutuhan akan glycerol semakin meningkat, maka dengan kemajuan teknologi diperoleh sintesis Glycerol dari industri Petrokimia. Di alam glycerol terdapat sebagai persenyawaan ester trigliserida yang merupakan penyusun utama dari minyak nabati dan hewani.

Dalam skala industri, ada beberapa proses yang telah diterapkan dalam pembuatan Gliserol secara sintesis, antara lain dengan cara :

### 1. Proses Akrolein

Akrolein dioksidasi dengan hydrogen peroksida membentuk glyceraldehydes dengan bantuan katalis osmium tetroksida ( $\text{OsO}_4$ ). Glyceraldehydes kemudian dihidrogenasi untuk menghasilkan glisidol, yang selanjutnya dihidrolisis membentuk gliserol sebagai produk akhir (Faith and Keyes, 1995). Kekurangan proses akrolein karena menggunakan katalis sehingga memerlukan alat untuk regenerasi katalis dan perlu menambah biaya yang digunakan untuk membeli katalis sehingga biaya produksi lebih mahal.

### 2. Proses Alil Klorida

Alil klorida dihidrolisis membentuk Alil alcohol, Alil alcohol yang terbentuk kemudian diklorohidrinasi dengan menggunakan larutan klorin encer menghasilkan campuran monochlorohydrin yang kemudian dihidrolisis menjadi gliserol (kirk, R.E. and Othmer, 1978). Kekurangan proses alil klorida karena menggunakan klorin, dimana klorin merupakan bahan berbahaya dan juga produk glycerol tidak mengandung klorin.

### 3. Proses Asam Perasetat

Asam perasetat direaksikan dengan alil alcohol membentuk glisidol dan asam asetat, reaksi ini berlangsung tanpa menggunakan katalis. Glisidol yang dihasilkan kemudian dihidrolisis untuk menghasilkan gliserol (Yamagishi, 1976). Kekurangan proses asam perasetat yaitu kemurnian dan mutu glycerol yang diperoleh tidak tinggi.

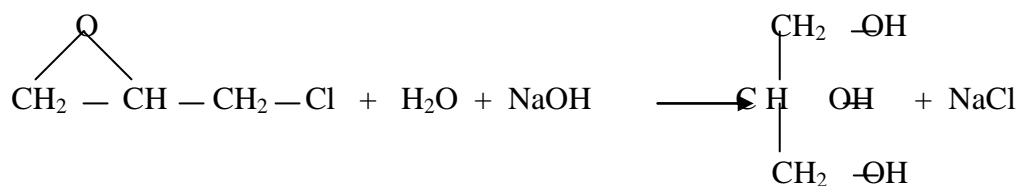
#### 4. Proses Epichlorohydrin

Epichlorohydrin dihidrolisis dengan larutan caustic soda 10% didalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk menghasilkan larutan glycerol dengan waktu reaksi 30 menit pada suhu 150°C (Faith and Keyes, 1955).

Dari berbagai macam proses yang dapat digunakan untuk memperoleh glycerol, maka dipilih yang keempat, yaitu proses epichlorohydrin dengan pertimbangan:

1. Konversi tinggi
2. Prosesnya sederhana
3. Kemurnian dan mutu tinggi
4. Tidak menggunakan katalis sehingga tidak memerlukan alat untuk regenerasi katalis dan tidak perlu menambah biaya yang digunakan untuk membeli katalis sehingga biaya produksi lebih murah.

Reaksi epichlorohydrin dengan sodium hidroksida dan air menjadi glycerol :



Reaksi di atas merupakan reaksi hidrolisa yang berjalan pada suhu 150°C dan tekanan 5 atm dan hasil yang diperoleh adalah glycerol (Groggin, 1958).

Penggunaan Glycerol muncul dari imajinasi dan kreativitas dari komunitas ilmuan dan teknik. Dalam semua kegunaannya, baik sebagai reaktan atau sebagai zat aditif, benar – benar tidak beracun dan aman serta selalu membawa keuntungan.



## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Bahan

##### 2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

###### 1. Epicklorohydrin

Rumus molekul	: $C_3H_5OCl$
Kemurnian	: 99%
Fase	: cair, tidak berwarna
Berat molekul	: 92,5 kg/kgmol
Densitas	: 1,18 kg/m <sup>3</sup> (pada suhu 25 <sup>0</sup> C)
Titik Didih	: 116,11 <sup>0</sup> C pada 1 atm
Titik beku	: -57,2 °C pada 1 atm
Suhu kritis	: 337 <sup>0</sup> C pada 1 atm
Tekanan kritis	: 64 bar
Viskositas	: 1,03 cp (pada suhu 25 <sup>0</sup> C)
Kapasitas Panas	: 0,3653 J/mol.K (pada suhu 25 <sup>0</sup> C)
Panas pembentukan 25 <sup>0</sup> C	: - 39,595 J/mol
Kelarutan	: kelarutan dalam air, 6,6 ppm (wt)
Sifat	: Tidak mudah menguap

## 2. Sodium Hidroksida

Rumus molekul	: NaOH
Fase	: cair
Kemurnian	: 97 %
Berat molekul	: 39,998 kg/kgmol
Titik Didih	: 1390 °C pada 1 atm
Titik beku	: 318,4 °C pada 1 atm
Suhu kritis	: 651,85 °C pada 1 atm
Tekanan kritis	: 64 bar
Viskositas	: 12,2 cp (pada suhu 25 <sup>0</sup> C)
Densitas	: 2,130 kg/m <sup>3</sup> (pada suhu 25 <sup>0</sup> C)
Kapasitas panas	: 0,3750 J/mol.K (pada suhu 25 <sup>0</sup> C)

## 3. Air

Rumus molekul	: H <sub>2</sub> O
Berat molekul	: 18,015 kg/kgmol
Titik didih	: 100,0 °C
Titik beku	: 0°C
Suhu kritis	: 647,3 K
Tekanan kritis	: 220,5 bar
Viskositas	: $-51,964 + 3670,6T + 5,7331T^2$ Pascal- sec
Densitas	: $5,459 + 0,30542T + 647,13T^2$ kmol/m <sup>3</sup>

Kapasitas panas	: $27637 - 2090,1T - 8,125T^2$ J/kmolK
Panas pembentukan 25 <sup>0</sup> C	: -285,83 J/mol

### 3. Asam Khlordha

Kenampakan	: cair
Rumus molekul	: HCl
Berat molekul	: 36,5
Titik didih	: -85 °C
Titik beku	: -101 °C
Densitas	: 1,268 kg/lt
Viskositas	: 0,343 cP

## 2.1.2 Spesifikasi Produk

### 1. Glycerol

Rumus molekul	: C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>
Kemurnian	: 99 %
Fase	: cairan kental tidak berwarna
Berat molekul	: 92,095 kg/kgmol
Titik Didih	: 290°C
Titik Leleh	: 18,17 °C
Titik Kritis	: 452,3°C
Titik beku	: 17,9 °C
Densitas	: 1,2620 kg/m <sup>3</sup>

Viskositas	: 80 cp (pada suhu 20 <sup>0</sup> C)
Specific heat capacity	: 0,390 J/mol.K (pada suhu 25 <sup>0</sup> C)
Kelarutan	: Larut dalam air dan alkohol

## 2. Natrium Khlorida

Rumus molekul	: NaCl
Berat molekul	: 58,44 kg/kgmol
Titik Didih	: 1465 <sup>0</sup> C
Titik Beku	: 800,8 <sup>0</sup> C
Kemurnian	: 97,5%
Massa Jenis Kristal	: 2,165 g/cm <sup>3</sup>
Viskositas	: 2,2 Cp
Densitas	: 2,165 kg/m <sup>3</sup>
Kapasitas panas	: 0,2117 J/mol.K
K	: 0,34 Btu/ft.jam. <sup>0</sup> F

### 2.2. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang diperoleh. Pengujian ini dilakukan dengan tujuan agar bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Evaluasi yang digunakan yaitu standart yang hampir sama dengan standart Amerika yaitu ASTM 1972.

Adapun parameter yang akan diukur adalah :

- a. Kemurnian dari bahan baku Epicklorohydrin dan Sodium Hidroksida
- b. Kandungan di dalam produk Glycerol
- c. Kadar air
- d. Kadar zat pengotor

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah harus dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk. Selain pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau diset baik itu *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau *set* semula baik secara manual atau otomatis.

Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Alat control yang harus diset pada kondisi tertentu antara lain :

◆ *Level control*

Merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

◆ *Flow rate*

Merupakan alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

◆ *Temperature control*

Merupakan alat yang dipasang di dalam setiap alat proses. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standar, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik.

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standard dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal.

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari

hasil monitor atau analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan.

Pengendalian kualitas (*quality control*) pada pabrik glycerol ini meliputi :

a. Pengendalian kualitas bahan baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Apabila setelah dianalisa ternyata tidak sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada *supplier*.

b. Pengendalian kualitas produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi Glycerol.

### **2.3 Pengendalian Kuantitas**

Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

### **2.4 Pengendalian Waktu**

Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

### **2.5 Pengendalian Bahan Proses**

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Karenanya diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.





## **BAB III**

### **PERANCANGAN PROSES**

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

#### **3.1 Uraian Proses**

##### **3.1.1 Penyiapan Bahan Baku**

Bahan baku NaOH 40% dari distributor dipompa (P-01) menuju tangki penyimpanan (T-01) pada temperatur 30°C dan tekanan 1 atm di Pompa (P-02) menuju Mixer. Di Mixer konsentrasi NaOH 40% diencerkan sampai 10%. Untuk menyesuaikan kondisi suhu NaOH 10% yang akan masuk ke Reaktor maka digunakan pemanas yaitu Heater (HE-01). Umpan NaOH di Pompa (P-03) menuju ke Reaktor, sebelum masuk ke Reaktor dipanaskan dari suhu 30 °C menjadi 150°C. Epichlorohidrin dari distributor dipompa (P-04) menuju tangki penyimpanan (T-02), selanjutnya dipompa (P-05) untuk dipanaskan di heater (HE-02) dari suhu 30°C menjadi 150 °C, kemudian kedua bahan Sodium hidroksida dan epichlorohidrin dialirkan ke Reaktor (R-01).

##### **3.1.2 Proses Pembentukan Produk**

Dari optimasi reaktor yang telah dilakukan maka dipilih 2 reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) yang disusun seri dengan volume yang sama.

Dengan pertimbangan bahwa dengan menggunakan 2 buah reaktor harganya lebih murah dibandingkan jika menggunakan 1 reaktor, 3 reaktor atau lebih. Reaktor bekerja secara eksotermis dan tidak dapat balik sehingga suhu dalam reaksi harus dipertahankan. Untuk menjaga suhu reaksi dilakukan pendinginan dengan menggunakan koil pendingin. Reaksi pembentukan Glycerol terjadi pada suhu 150°C dan tekanan 5 atm. Reaksi berlangsung selama kurang lebih 30 menit dengan konversi sebesar 97 % terhadap Epichlorohydrin.

Dari Reaktor (R-01), umpan berupa cairan dialirkan dengan pompa (P-06) menuju Reaktor (R-02). Dari reaktor (R-02), cairan hasil dialirkan dari Pompa (P-07) menuju Cooler (CL-01), untuk didinginkan dari suhu 150 °C menjadi 35 °C dan dari Cooler (CL-01), cairan yang keluar dilewatkan Expansion Valve untuk diturunkan tekanannya menjadi 1 atm. Selanjutnya cairan dialirkan menuju Netralizer (N-01), Sodium hidroksida yang masih terkandung di dalam cairan yang masuk ke Netralizer (N-01) dinetralkan dengan menambahkan larutan HCl 36 % yang dipompa (P-07) dan (P-09) dari Tangki Penyimpan (T-03).

### **3.1.3 Proses Pemisahan dan Pemurnian Produk**

Cairan yang keluar dari Netralizer pada suhu 35 °C dipompa (P-10) ke dalam Centrifuge (CF-01). Di dalam Centrifuge dilakukan proses pemisahan padatan NaCl dari cairannya. Kemudian padatan NaCl yang didapat, serta H<sub>2</sub>O yang terbawa dialirkan melewati Pompa (P-11) menuju UPL sedangkan cairan hasil Centrifuge dipanaskan di Heater (H-04) dari

suhu 35°C menjadi 99,55°C dipompa (P-12) menuju Menara Distilasi (MD-01). Di Menara Distilasi (MD) hasil atas berupa campuran air, Epichlorohydrin diembunkan pada Condensor (CD-01) dan di tampung dengan Accumulator (ACC), cairan yang keluar dari Accumulator dipompa (P-13) menuju Menara Distilasi (MD) untuk diproses sebagian didinginkan dengan Cooler (CO-02) dari suhu 100,42°C menjadi 30°C dipompa (P-14) menuju UPL. Sedangkan hasil bawah Menara Distilasi didinginkan dengan menggunakan Cooler (CO-03) dari suhu 208,92°C menjadi 30°C. Lalu produk berupa Glycerol dengan kemurnian 99% di alirkan menuju tangki penyimpanan produk glycerol (T-04). Dari tangki produk dipompa (P-15) menuju distributor.

## **3.2 Perancangan Produksi**

### **3.2.1 Kapasitas Perancangan**

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kapasitas dari pabrik sejenis yang telah berdiri. Kebutuhan akan Epichlorohydrin dari tahun ke tahun semakin meningkat, mengingat Glycerol merupakan produk intermdiet yang biasa digunakan oleh pabrik-pabrik lain terutama pabrik yang membutuhkan *foam* dalam produksi produknya.

Bahan baku Epichlorohydrin masih mengimpor dari Shanghai Charoma Bio-Chem (China) dan Lihong Chemical (China), sedangkan untuk Sodium Hidroksida akan diperoleh dari PT. Asahimas Chemical (Cilegon) dan PT. Indah Makmur Sejati (Tangerang).

### 3.2.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

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

#### a) Kemampuan pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

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

#### b) Kemampuan pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

- Material (bahan baku)

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

◆ Manusia (tenaga kerja)

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

◆ Mesin (peralatan)

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

### 3.2.3 Neraca Massa

Setting neraca massa pendirian pabrik Glycerol dari bahan baku Epichlorohyrin dan Sodium Hidroksida dengan kapasitas 10.000 ton/tahun meliputi :

a) Neraca massa total

Neraca massa total dapat ditabulasikan pada tabel berikut ini

**Tabel 3.1** Neraca massa total

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kg/jam)</b>	<b>Keluar (kg/jam)</b>
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> OCl	1.294,6767	38,8403
NaOH	11.212,6150	10.669,7381
H <sub>2</sub> O	5.050,2602	4.805,7437
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>		1.250
NaCl		793,2298
<b>Total</b>	<b>17.557,5519</b>	<b>17.557,5519</b>

## b) Neraca massa tiap alat

Neraca massa tiap-tiap alat dapat ditabulasikan pada tabel-tabel berikut ini.

**Tabel 3.2** Neraca massa Mixer (M-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kg/jam)</b>	<b>Keluar (kg/jam)</b>
NaOH	11.212,6150	11.212,6150
H <sub>2</sub> O	4.545,2342	4.545,2342
<b>total</b>	<b>15.757,8492</b>	<b>15.757,8492</b>

**Tabel 3.3** Neraca massa Reaktor-01 (R-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kg/jam)</b>	<b>Keluar (kg/jam)</b>
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> OCl	1.294,6767	223,5545
NaOH	11.212,6150	10.749,5869
H <sub>2</sub> O	5.050,2602	4.841,17083
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>		1.066,1443
NaCl		676,5579
<b>Total</b>	<b>17.557,5519</b>	<b>17.557,5519</b>

**Tabel 3.4** Neraca massa Reaktor-021 (R-02)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kg/jam)</b>	<b>Keluar (kg/jam)</b>
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> OCl	223,5545	38,8403
NaOH	10.749,5869	10.669,7381
H <sub>2</sub> O	4.841,17083	4.805,7437
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	1.066,1443	1.250
NaCl	676,5579	793,2298
<b>Total</b>	<b>17.557,5519</b>	<b>17.557,5519</b>

**Tabel 3.5** Neraca massa Netralizer-01 (NE-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kg/jam)</b>	<b>Keluar (kg/jam)</b>
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> OCl	38,8403	38,8403
NaOH	10.669,7381	-
H <sub>2</sub> O	22.096,7583	26.902,5020
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	1.250	1.250
NaCl	793,2298	16.383,4198
HCl	9.726,1957	-
<b>Total</b>	<b>44.574,7622</b>	<b>44.574,7622</b>

**Tabel 3.6** Neraca massa Centrifuge-01 (CE-01)

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/ jam	
		MD	UPL
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OCl	38,8403	38,8403	-
H <sub>2</sub> O	26.902,5020	25.557,3769	1.345,1251
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	1.250	1.250	-
NaCl	16.383,4198	-	16.383,42
	44.574,7622	26.846,2172	17.728,545
<b>Total</b>	44.574,7622	44.574,7622	

**Tabel 3.7** Neraca massa Menara Distilasi-01 (MD-01)

Komponen	Input, kg/jam	Output, kg/ jam	
		Output atas	Output Bawah
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OCl	38,8403	38,8403	-
H <sub>2</sub> O	25.557,3769	25.544,7507	12,6263
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	1.250	-	1.250
	26.846,2172	25.583,5910	1.262,6263
<b>Total</b>	26.846,2172	26.846,2172	



### 3.2.4 Neraca Panas

#### a) Neraca panas total

Neraca panas total dapat ditabulasikan pada tabel berikut ini:

**Tabel 3.8 Neraca panas total**

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (Kj/jam)</b>	<b>Keluar (Kj/jam)</b>
Mixer-01	-259.569,9096	259.569,9096
Reaktor-01	-177.642461,784	177.642461,784
Reaktor-02	-179.723.028,981	179.723.028,981
Netralizer-01	4.685.175.248,811	4.685.175.248,811
Centrifuge-01	-1.401.678,911	1.401.678,911
Menara Distilasi-01	-56.489.207,8772	56.489.207,8772
<b>Total</b>	<b>-5.100.691.196,27</b>	<b>5.100.691.196,27</b>

#### b) Neraca panas tiap alat

**Tabel 3.9 Neraca panas mixer-01 (M-01)**

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (Kj/jam)</b>	<b>Keluar (Kj/jam)</b>
Panas masuk	-259.569,9096	
Panas keluar		259.569,9096
<b>Total</b>	<b>-259.569,9096</b>	<b>259.569,9096</b>

**Tabel 4.0 Neraca panas reaktor-01 (R-01)**

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (Kj/jam)</b>	<b>Keluar (Kj/jam)</b>
Panas masuk	177.642.988,179	
Panas keluar		180.131.511,878
Panas reaksi	526,395	
Panas yang diserap		-2489.050,049
<b>Total</b>	177.642.461,784	177.642.461,784

**Tabel 4.1 Neraca panas reaktor-02 (R-02)**

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (Kj/jam)</b>	<b>Keluar (Kj/jam)</b>
Panas masuk	180.131.511,878	
Panas keluar		180.131.511,8787
Panas reaksi	408.482,897	
Panas yang diserap		-408.482,8970
<b>Total</b>	179.723.028,981	179.723.028,91

**Tabel 4.2 Neraca panas Netralizer-01 (N-01)**

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (Kj/jam)</b>	<b>Keluar (Kj/jam)</b>
Q masuk	-4,6852E+09	
Q keluar		3,3521E+06
Beban Panas	-4,08E+03	
Panas Reaksi		-4,69E+09
<b>Total</b>	4685175248,8110	4685175248,8110

**Tabel 4.3 Neraca panas Centrifuge-01 (CF-01)**

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (Kj/jam)</b>	<b>Keluar (Kj/jam)</b>
Panas masuk	-1.401.678,911	
Panas keluar		1.401.678,911
<b>Total</b>	-1.401.678,911	1.401.678,911

**Tabel 4.4 Neraca panas Menara Distilasi-01 (MD-01)**

<b>No</b>	<b>Arus</b>	<b>Masuk, kJ/j</b>	<b>Keluar, kJ/j</b>
1	Umpan Masuk	-8.327.463,1772	
2	Hasil atas		9.508.387,0922
3	Hasil Bawah		20.463.633,2265
4	Kondensor		11.449.049.792,
5	Reboiler	-48.161.744,7000	
	<b>Jumlah</b>	-56.489.207,8772	56.489.207,8772

### 3.3 Spesifikasi Alat Proses

#### 1. Tangki penyimpanan Sodium Hidroksida

- Fungsi : Untuk menyimpan bahan baku Sodium Hidroksida untuk kebutuhan proses selama 15 hari dengan laju kebutuhan 15.757,8492 kg/jam
- Kode : T-01
- Kondisi : T = 30°C  
P = 1 atm

- Bahan : *Carbon steel SA-283C*
- Tipe : Tangki silinder tegak dengan *flat bottomed* dan *conical roof*
- Waktu penyimpanan : 15 hari
- Jumlah : 1
- Volume : 4.901,9871 m<sup>3</sup>
- Dimensi tangki : Diameter = 7,6200 m  
Tinggi = 7,3152 m
- Harga : US \$ 190.426,3344

## 2. Tangki penyimpanan Epichlorohydrin

- Fungsi : Untuk menyimpan bahan baku Epichlorohydrin untuk kebutuhan proses selama 15 hari dengan laju kebutuhan 1.799,7027 kg/jam
- Kode : T-02
- Kondisi : T = 30°C  
P = 1 atm
- Bahan : *Carbon steel SA-167 grade 11*
- Tipe : Tangki silinder tegak dengan *flat bottomed* dan *conical roof*
- Waktu penyimpanan : 30 hari
- Jumlah : 1

- Volume : 1.522,2331 m<sup>3</sup>
- Dimensi tangki : Diameter = 7,6200 m  
Tinggi = 7,3152 m
- Harga : US \$ 268.629,8

### 3. Tangki penyimpanan Asam Khlorida

- Fungsi : Untuk menyimpan bahan baku Asam Khlorida untuk kebutuhan proses selama 15 hari dengan laju kebutuhan 27.017,2103 kg/jam
- Kode : T-03
- Kondisi : T = 30°C  
P = 1 atm
- Bahan : *Carbon steel SA-167 grade 11*
- Tipe : Tangki silinder tegak dengan *flat bottomed* dan *conical roof*
- Waktu penyimpanan : 15 hari
- Jumlah : 1
- Volume : 14.055,2210 m<sup>3</sup>
- Dimensi tangki : Diameter = 7,6200 m  
Tinggi = 7,3152 m
- Harga : US \$ 239.658,6612

#### 4. Tangki penyimpanan Glycerol

- Fungsi : Untuk menyimpan produk Glycerol selama 1 minggu dengan kapasitas 1.262,6263 kg/jam
- Kode : T-04
- Kondisi : T = 30°C  
P = 1 atm
- Bahan : *Carbon steel SA 283 grade C*
- Tipe : Tangki silinder tegak dengan *flat bottomed* dan *conical roof*
- Waktu penyimpanan : 15 hari
- Jumlah : 1
- Volume : 239,9704 m<sup>3</sup>
- Dimensi tangki : Diameter = 7,6200 m  
Tinggi = 7,3152 m
- Harga : US \$ 88.666,6566

#### 5. Mixer (M-01)

- Fungsi : Untuk mengencerkan konsentrasi Sodium Hidroksida dari 40% menjadi 10%
- Type : Tangki Silinder Berpengaduk
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm  
Suhu : 30°C

- Dimensi Mixer :
  - Diameter : 1,362 m
  - Tinggi : 1,8572 m
  - Tebal Shell : 0,1457 in
  - Tebal Head : 0,2034 in
- Pengaduk Mixer
  - Jenis : Six Blade Turbin
  - Jumlah Baffle : 4
  - Diameter Pengaduk : 0,454 m
  - Jumlah Pengaduk : 1
  - Lebar Baffle : 0,077 m
  - Daya Motor : 5 hp
  - Harga : US \$ 110.220,5967

## 6. Reaktor (R)

- Fungsi : Untuk mereaksikan Epichlorohydrin dan Sodium Hidroksida menjadi Glycerol
- Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk (RATB)
- Kondisi :  $T = 150\text{ }^{\circ}\text{C}$   
 $P = 5\text{ atm}$
- Bahan : *Stainless steel SA-167 Grade 11 tipe 316*
- Jumlah : 2
- Volume :  $8,5002\text{ m}^3$

- Dimensi tangki
  - Diameter = 1,9637 m
  - Tinggi = 3,6274 m
  - Tebal dinding = 3/8 in
  - Tebal *head* = 3/8 in
  - Jenis *head* = *Flanged and dished head (torispherical)*
  - Suhu masuk = 150°C
  - Suhu keluar = 150°C
  - Tinggi koil R-01 = 1,5859 m
    - Panjang koil = 15,8826 m
    - Jumlah lengkungan = 16
    - NPS = 12 in IPS, sch. no. 40
  - Tinggi koil R-02 = 1,5859 m
    - Panjang koil = 15,8826 m
    - Jumlah lengkungan = 36
    - NPS = 10 in IPS, sch. no. 40
  - Jumlah *baffle* = 4
  - Jumlah blade = 6
  - Lebar *baffle* = 0,1762 m
  - Jenis pengaduk = *Flat blade turbin*
  - Jumlah pengaduk = 2 buah
  - Tinggi pengaduk = 0,0458 m
  - Diameter pengaduk = 0,7048 m



- Tenaga pengaduk = 40 Hp
- Jumlah putaran = 138,0294 rpm
- Harga : US \$ 385.249,7989

## 7. Netralizer

- Fungsi : Menetralkan NaOH sebagai katalisator di Reaktor, dengan HCl sehingga diperoleh  $C_3H_8O_3$
- Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk
- Kondisi : T = 35 °C  
P = 1 atm
- Jumlah : 1
- Bahan : *Stainless steel* SA-167 Grade 11 tipe 316
- Volume : 10,5755 m<sup>3</sup>
- Diameter : 2,1241 m
- Tinggi : 4,3139 m
- Harga : US \$ 129.525,2884

## 8. Centrifuge

- Fungsi : Memisahkan padatan hasil pengkristalan di Netralizer dari cairan yang masih terikut
- Jenis : Helical Conveyor Centrifuge (Solid Bowl)

- Diameter Bowl : 32 in
- Kecepatan Putaran : 1800 Rpm
- Power Motor : 60 Hp
- Jumlah : 1
- Bahan Kontruksi : SA-167 Grade 11
- Harga : US \$ 382,2265

### 9. Menara Distilasi

- Fungsi : Memisahkan glycerol dari epichlorohydrin dan sodium hidroksida
- Jenis : *Sieve Plate Distillation Tower*
- Jumlah : 1 buah
- Konstruksi bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- Umpan : Tekanan : 0,98 atm  
Suhu : 99,8354°C
- Hasil atas : Tekanan : 0,98 atm  
Suhu : 128,6198°C
- Hasil bawah : Tekanan : 0,98 atm  
Suhu : 208,8893°C
- Jumlah plate : Jumlah plate seksi enriching : 15 plate  
Jumlah plate seksi stripping : 4 plate
- Dimensi : Diameter : 0,3 m  
Tinggi : 6,48 m

- Perancangan plate
  - Jarak plate : 0,3 m
  - Tinggi *weir* : 50 mm
  - Diameter lubang : 5 mm
  - Tebal plate : 3 mm
- Tebal *shell* : 1/4 in
- Tebal *head* : 1/4 in
- Jenis *head* : *Torispherical Dished Head*
- Harga : US \$ 201,0739

#### 11.Kondensor (CD-01)

- Fungsi : Mengembunkan hasil atas MD-01 sebanyak 25583,5910 kg/jam menjadi destilat sebanyak
- Jenis : *Shell & Tube*
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm  
Suhu : 100,17 °C
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- Aliran fluida : *Hot fluid* : Hasil atas MD-01  
*Cold fluid* : Air pendingin
- Spesifikasi *shell*
  - B : 13 1/2 in
  - OD : 27 in

- *Passes* : 1
- *Pressure drop* : 20,37 psia
- Spesifikasi *tube*
  - NT : 300
  - L : 13,2 ft
  - OD : 1 in
  - *Pressure drop* : 2,77 psi
- Harga : US \$ 15.424,7503

## 12. Akumulator (ACC-01)

- Fungsi : Menampung sementara embunan dari CD-01 selama 5 menit
- Jenis : tangki silinder horizontal
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm  
Suhu : 99,6108°C
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- Waktu tinggal : 5 menit
- Volume akumulator : 11,805 ft<sup>3</sup>
- Dimensi : Diameter : 0,4322 m  
Panjang : 2,5929 m
- Tebal *shell* : 0,1875 m (3/16 in)
- Tebal *head* : 0,1875 m (3/16 in)

- Jenis *head* : *Torispherical Dished Head*
- Harga : US \$ 16.236,4223

### 13. Reboiler (RB-01)

- Fungsi : Menguapkan hasil bawah MD-01
- Jenis : *Kettle Reboiler*
- Jumlah : 1 buah
- Kondisi operasi : Tekanan : 0,98 atm  
Suhu : 208,9212°C
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- Aliran fluida : *Hot fluid* : *Steam*  
*Cold fluid* : Hasil bawah MD-01
- Spesifikasi *shell*
  - ID : 0,87 in
  - B : 0,2175 in
  - *Passes* : 1
- Spesifikasi *tube*
  - NT : 341
  - OD : 1 in
  - L : 77
  - BWG : 16
- Panjang *hairpin* : 12 ft
- Jumlah *hairpin* : 1 buah

- Harga : US \$ 25.559,6738

#### 14. Heater-01

- Fungsi : Untuk memanaskan umpan dari Mixer ke Reaktor (R-01) dari suhu 30°C sampai suhu 150°C
- Kode : HE-01
- Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*
- Panjang pipa : 10 m
- Shell
- ID shell : 10 in
- Jumlah Pipa : 84 buah
- Pass : 1
- Tube
- OD , BWG : 1 in
- ID : 23 in
- Pitch : 1 1/4 in square pitch
- Panjang : 10 ft
- Pass : 1
- Jumlah : 3 Buah
- Bahan Konstruksi : *Stainless Steel Grade 11*
- Harga : US \$ 9.608,5833

## 15. Heater-02

- Fungsi : Untuk memanaskan umpan dari TP-02 ke Reaktor (R-01) dari suhu 30°C sampai suhu 150°C
- Kode : HE-02
- Tipe : *Double pipe*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- Aliran fluida : *Hot fluid* : *Steam*  
*Cold fluid* : Bahan baku epichlorohydrin
- Spesifikasi inner pipe
  - NPS : 1,25 in
  - OD : 1,66 in
  - ID : 1,38 in
  - *Pressure drop* : 0,0929 psi
- Spesifikasi *annulus*
  - NPS : 2 in
  - OD : 2,38 in
  - ID : 2,067 in
  - *Pressure drop* : 0,00238 psi
- Panjang *hairpin* : 12 ft
- Jumlah *hairpin* : 1 buah
- Harga : US \$ 370,1236

## 16. Heater-03

- Fungsi : Untuk memanaskan umpan dari TP-03 ke Netralizer (N-01) dari suhu 30°C sampai suhu 35°C
- Kode : HE-03
- Tipe : *Double pipe*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- Aliran fluida : *Hot fluid* : *Steam*  
*Cold fluid* : Bahan baku asam khlorida
- Spesifikasi inner pipe
  - NPS : 1,25 in
  - OD : 1,66 in
  - ID : 1,38 in
  - *Pressure drop* : 0,0089 psi
- Spesifikasi *annulus*
  - NPS : 2 in
  - OD : 2,38 in
  - ID : 2,067 in
  - *Pressure drop* : 0,0688 psi
- Panjang *hairpin* : 13 ft
- Jumlah *hairpin* : 1 buah
- Harga : US \$ 120,2866



### 17. Heater-04

- Fungsi : Untuk memanaskan umpan dari Centrifuge (CF-01) menuju Menara Distilasi (MD-01) dari suhu 35°C sampai suhu 99,55°C
- Kode : HE-04
- Tipe : *Double pipe*
- Jumlah : 1 buah
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade C Type 304*
- Aliran fluida : *Hot fluid* : *Steam*  
*Cold fluid* : umpan centrifuge
- Spesifikasi inner pipe
  - NPS : 1,25 in
  - OD : 1,66 in
  - ID : 1,38 in
  - *Pressure drop* : 0,0089 psi
- Spesifikasi *annulus*
  - NPS : 2 in
  - OD : 2,38 in
  - ID : 2,067 in
  - *Pressure drop* : 0,0688 psi
- Panjang *hairpin* : 12 ft
- Jumlah *hairpin* : 1 buah

- Harga : US \$ 668,3941

### 18. Cooler-01

- Fungsi : Untuk mendinginkan hasil dari Reaktor (R-02) ke Netralizer dari suhu 150°C sampai suhu 35°C
- Kode : COO-01
- Tipe : *Double pipe*
- Panjang pipa : 11 m
- *Inner pipe*
- ID : 1,38 in
- IPS : 1,25
- Jumlah Hairpin : 17
- OD : 1,66 in
- *anulus*
- OD : 2,88 in
- IPS : 2,5
- ID : 23 in
- Pitch : 1 1/4 in square pitch
- Panjang : 10 ft
- Pass : 1
- Jumlah : 1 Buah
- Bahan Konstruksi : *Stainless Steel Grade 11*

- Harga : US \$ 2.280,3426

### 19. Cooler-02

- Fungsi : Untuk mendinginkan hasil dari bawah Menara Distilasi (MD) dari suhu 208,92°C sampai suhu 30°C
- Kode : COO-02
- Tipe : *Double pipe*
- Panjang pipa : 11 m
- *Inner pipe*
- ID : 1,38 in
- IPS : 1,25
- Jumlah Hairpin : 17
- OD : 1,66 in
- *anulus*
- OD : 2,88 in
- IPS : 2,5
- ID : 23 in
- Pitch : 1 1/4 in square pitch
- Panjang : 10 ft
- Pass : 1
- Jumlah : 1 Buah
- Bahan Konstruksi : *Stainless Steel Grade 11*

- Harga : US \$ 2.868,3163

## 20. Cooler-03

- Fungsi : Untuk mendinginkan hasil dari atas Menara Distilasi (MD) dari suhu 99,56°C sampai suhu 30°C
- Kode : COO-03
- Tipe : *Double pipe*
- Panjang pipa : 11 m  
*Inner pipe*
  - ID : 1,38 in
  - IPS : 1,25
  - Jumlah Hairpin : 17
  - OD : 1,66 in
- *anulus*
  - OD : 2,88 in
  - IPS : 2,5
  - ID : 23 in
  - Pitch : 1 1/4 in square pitch
- Panjang : 10 ft
- Pass : 1
- Jumlah : 1 Buah
- Bahan Konstruksi : *Stainless Steel Grade 11*

- Harga : US \$ 1.084,1032

### 21. Pompa (P-01)

- Fungsi : Mengalirkan bahan baku Sodium Hidroksida dari distributor menuju tangki penyimpanan (TP-01) sebanyak 15.757,8492 kg/jam
- Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, hisap tunggal, mix flow impeller)*
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 61,8119 gpm
- *Head* : 9,1456 ft
- Tenaga pompa : 0,5607 Hp
- Tenaga motor : 0,75 Hp Standar NEMA
- Ukuran pipa : IPS 2, Sch No. 40
- Harga : US \$ 413,274

### 22. Pompa (P-02)

- Fungsi : Mengalirkan bahan baku Sodium Hidroksida dari tangki penyimpanan (TP-01) menuju Mixer sebanyak 15.757,8492 kg/jam
- Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, hisap tunggal, mix flow impeller)*
- Jumlah : 1 buah

- Kapasitas : 61,8119 gpm
- *Head* : 9,1456 ft
- Tenaga pompa : 0,5607 Hp
- Tenaga motor : 0,75 Hp Standar NEMA
- Ukuran pipa : IPS 2, Sch No. 40
- Harga : US \$ 413,2742

### 23. Pompa (P-03)

- Fungsi : Mengalirkan Epichlorohydrin dari distributor menuju Tangki Penyimpanan (TP-02)
- Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, hisap tunggal, mix flow)*
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 5,1591 gpm
- *Head* : 15,3219 ft
- Tenaga pompa : 0,1276 Hp
- Tenaga motor : 0,25 Hp Standar NEMA
- Ukuran pipa : IPS 1/2 Sch No. 40
- Harga : US \$ 343,5061

### 24. Pompa (P-04)

- Fungsi : Mengalirkan Epichlorohydrin dari Tangki Penyimpanan (TP-02) menuju Reaktor (R-02)

- Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, hisap tunggal, mix flow)*
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 5,1591 gpm
- *Head* : 15,3219 ft
- Tenaga pompa : 0,1276 Hp
- Tenaga motor : 0,25 Hp Standar NEMA
- Ukuran pipa : IPS 1/2 Sch No. 40
- Harga : US \$ 112,3523

#### **25. Pompa (P-05)**

- Fungsi : Mengalirkan hasil reaksi dari Reaktor (R-01) menuju Reaktor (R-02)
- Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, hisap tunggal, mix flow)*
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 56,5839 gpm
- *Head* : 15,5605 ft
- Tenaga pompa : 1,3519 Hp
- Tenaga motor : 2 Hp Standar NEMA
- Ukuran pipa : IPS 1,5, Sch No. 40
- Harga : US \$ 112,3523

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

- Fungsi : Mengalirkan hasil reaksi dari Reaktor (R-01 menuju ke Reaktor (R-02)
- Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, hisap tunggal, radial flow)*
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 56,5839 gpm
- *Head* : 15,5605 ft
- Tenaga pompa : 1,3519 Hp
- Tenaga motor : 2 Hp Standar NEMA
- Ukuran pipa : IPS 1,5 Sch No. 40
- Harga : US \$ 391,9319

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

- Fungsi : Mengalirkan hasil reaksi dari Reaktor (R-02) menuju Netralizer
- Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, hisap tunggal, mix flow)*
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 71,2148 gpm
- *Head* : 25,9575 ft
- Tenaga pompa : 0,1939 Hp
- Tenaga motor : 0,25 Hp Standar NEMA



- Ukuran pipa : IPS 1/2, Sch No. 40
- Harga : US \$ 370,5211

### 28. Pompa (P-08)

- Fungsi : Mengalirkan Asam Khlorida dari distributor menuju tangki penyimpanan (TP-03)
- Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, hisap tunggal, mix flow)*
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 33,5390 gpm
- *Head* : 5,9711 ft
- Tenaga pompa : 0,3922 Hp
- Tenaga motor : 1/2 Hp Standar NEMA
- Ukuran pipa : IPS 1,5, Sch No. 40
- Harga : US \$ 449,9218

### 29. Pompa (P-09)

- Fungsi : Mengalirkan Asam Khlorida dari tangki penyimpanan (TP-03) menuju Netralizer
- Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, hisap tunggal, mix flow)*
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 33,5390 gpm

- *Head* : 5,9711 ft
- Tenaga pompa : 0,3922 Hp
- Tenaga motor : 1/2 Hp Standar NEMA
- Ukuran pipa : IPS 1,5, Sch No. 40
- Harga : US \$ 667,7435

### 30. Pompa (P-10)

- Fungsi : Mengalirkan hasil reaksi dari Netralizer menuju Centrifuge
- Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, hisap tunggal, mix flow)*
- Jumlah : 1 buah
- *Head* : 416,6321 ft
- Tenaga pompa : 79,1532 Hp
- Tenaga motor : 100 Hp Standar NEMA
- Ukuran pipa : IPS 2, Sch No. 40
- Harga : US \$ 213,1638

### 31. Pompa (P-11)

- Fungsi : Mengalirkan NaCl dari Centrifuge menuju UPL
- Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, hisap tunggal, radial flow)*

- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 20,5052 gpm
- *Head* : 11,6068 ft
- Tenaga pompa : 1,4470 Hp
- Tenaga motor : 2 Hp Standar NEMA
- Ukuran pipa : IPS 1 Sch No. 40
- Harga : US \$ 606,0853

### 32. Pompa (P-12)

- Fungsi : Mengalirkan hasil reaksi dari Centrifuger menuju Menara Distilasi
- Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, hisap tunggal, radial flow)*
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 137,5175 gpm
- *Head* : 11,0427 ft
- Tenaga pompa : 1,4620 Hp
- Tenaga motor : 2 Hp Standar NEMA
- Ukuran pipa : IPS 3, Sch No. 40
- Harga : US \$ 407,6343

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

- Fungsi : Mengalirkan hasil Menara Distilasi atas
- Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, hisap tunggal, radial flow)*
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 111,5090 gpm
- *Head* : 3,7949 ft
- Tenaga pompa : 0,6827 Hp
- Tenaga motor : 1 Hp Standar NEMA
- Ukuran pipa : IPS 2 Sch No. 40
- Harga : US \$ 88,7977

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

- Fungsi : Mengalirkan hasil Menara Distilasi bawah menuju Tangki Penyimpanan produk (TP-04)
- Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, hisap tunggal, radial flow)*
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 4,9418 gpm
- *Head* : 21,1202 ft
- Tenaga pompa : 0,1875 Hp
- Tenaga motor : 1 Hp Standar NEMA
- Ukuran pipa : IPS 0,25 Sch No. 40

- Harga : US \$ 90,7668

### 35. Pompa (P-15)

- Fungsi : Mengalirkan hasil Menara Distilasi bawah menuju Tangki Penyimpanan produk (TP-04)
- Jenis : *Centrifugal pumps (single stage, hisap tunggal, radial flow)*
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 4,9418 gpm
- *Head* : 21,1202 ft
- Tenaga pompa : 0,1875 Hp
- Tenaga motor : 1 Hp Standar NEMA
- Ukuran pipa : IPS 0,25 Sch No. 40
- Harga : US \$ 111,1389

# **BAB IV**

## **PERANCANGAN PABRIK**

### **4.1 Lokasi Pabrik**

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

Berdasarkan beberapa pertimbangan, maka pabrik Glycerol direncanakan berlokasi di daerah Cilegon, Banten. Adapun pertimbangannya sebagai berikut:

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

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

1. Ketersediaan Lahan

Cilegon merupakan tempat daerah perindustrian.

2. Letak Bahan Baku

Penyediaan bahan baku relatif mudah karena Epichlorohydrin dapat diperoleh dari PT. Mitsubishi Chemical Cilegon, dan di import dari luar negeri yaitu Shanghai Chroma Bio-Chem China dan Lilhong Chemical China. Bahan baku Natrium Hidroksida dan Asam Khlorida dari PT. Asahimas Chemical, Cilegon dan PT. Indah Makmur Sejati Tangerang. Hal ini dapat mengurangi biaya transportasi dan biaya penyimpanan. Sehingga yang perlu diperhatikan adalah harga bahan baku, jarak dengan sumber bahan

baku, biaya transportasi, ketersediaan bahan baku yang berkesinambungan dan penyimpanan bahan baku.

### 3. Pemasaran Produk

Produk pabrik ini banyak digunakan pada industri makanan, farmasi dan pada industri pembuatan parfum. Sehingga untuk memudahkan pemasaran, lokasi pabrik dipilih dekat dengan pelabuhan. Pemasarannya diharapkan tidak cuma pada pabrik-pabrik tersebut yang ada di pulau Jawa saja melainkan ke luar Jawa, sehingga lokasi pabrik dipilih dekat pelabuhan.

### 4. Sarana Transportasi

Sarana dan prasarana sangat diperlukan untuk proses penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Dengan fasilitas jalan raya, rel kereta api dan pelabuhan laut yang memadai akan mempermudah dalam pengiriman bahan baku dan produk.

### 5. Tenaga kerja

Tenaga kerja yang sebagian besar diperlukan adalah tenaga kerja terampil yang diambil dari daerah di sekitar pabrik. Tenaga kerja diprioritaskan dari daerah sekitar pabrik.

### 6. Utilitas

Utilitas yang utama adalah air, steam, bahan bakar dan listrik. Untuk kebutuhan listrik dan bahan bakar akan dapat dipenuhi, sedangkan kebutuhan air dapat dipenuhi dari air sungai atau air laut yang ada didekat pabrik.

## 7. Kemasyarakatan

Keadaan sosial kemasyarakatan sudah terbiasa dengan lingkungan industri sehingga pendirian pabrik baru dapat diterima dan dapat beradaptasi dengan mudah dan cepat.

### 4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

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

#### 1. Kemungkinan perluasan areal pabrik

Perluasan pabrik dimungkinkan karena masih tersedianya tanah yang relatif luas disekitarnya dan juga semakin besarnya kebutuhan asetanilida dalam jangka waktu 10 sampai 20 tahun kedepan ( jangka panjang ).

#### 2. Peraturan daerah

Pada masa sekarang kebijakan daerah yang mengacu pada otonomi daerah sangat mendukung didirikannya pabrik yang tentunya akan menambah pendapatan daerah. Peraturan daerah juga sangat mempertimbangkan masalah lingkungan yang tentunya telah dipertimbangkan dalam pendirian pabrik ini.

#### 3. Kondisi Iklim

Kondisi alam ( iklim ) dari suatu area yang akan dibangun pabrik harus mendukung, dalam arti kondisi iklim tidak mengganggu jalannya operasi pabrik.



#### 4. Pembuangan Limbah

Penanganan masalah limbah tidak menjadi masalah karena lokasi pabrik harus dekat dengan aliran sungai atau laut.

#### 5. Energi

Penyediaan energi merupakan hal yang penting untuk diperhatikan dalam pemilihan lokasi pabrik. Untuk memenuhi kebutuhan energi listrik dapat diambil dari PLN atau menggunakan generator.

#### 6. Kondisis Daerah Lokasi

Keadaan sekitar lahan pabrik haruslah diamati dan dimengerti, agar pada saat pabrik berdiri tidak ada masalah yang terjadi atau berkembang.

Melihat kondisi tersebut maka lokasi pembangunan pabrik didirikan di daerah kawasan Industri Cilegon.

### **4.2 Tata Letak Pabrik**

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

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

- a. Perluasan pabrik dan kemungkinan penambahan bangunan di masa mendatang. Perluasan pabrik harus sudah masuk dalam perhitungan awal sebelum masalah kebutuhan tempat menjadi problem besar di kemudian hari. Sejumlah areal khusus harus disiapkan untuk

dipakai sebagai perluasan pabrik bila dimungkinkan pabrik menambah peralatan untuk menambah kapasitas atau menambah peralatan guna mengolah bahan baku sendiri.

- b. Harga tanah merupakan faktor yang membatasi kemampuan penyediaan awal. Bila harga tanah tinggi, maka diperlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemakaian ruangan. Pemakaian tempat harus disesuaikan dengan areal yang tersedia. Bila perlu ruangan harus dibuat bertingkat, sehingga dapat menghemat tempat.

- c. Faktor keamanan

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

- d. Instalasi dan utilitas

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

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

- 1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol

Disini merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi.

Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses serta produk.

- 2. Daerah proses

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

3. Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi

4. Daerah utilitas

e. Fasilitas Jalan

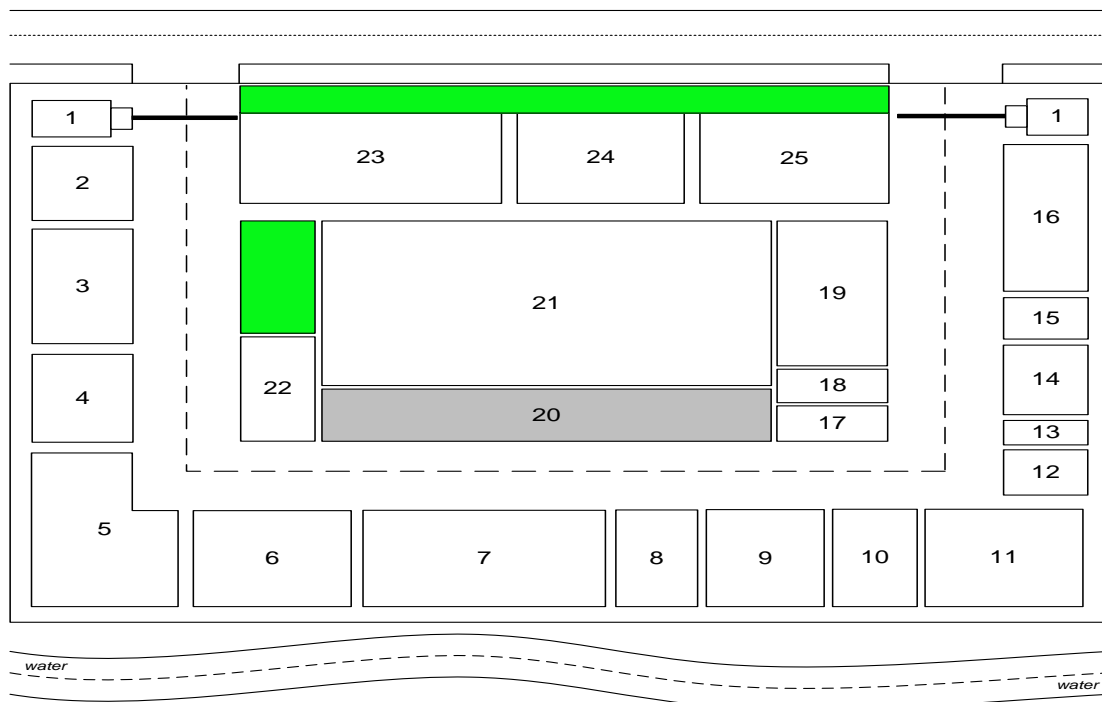
Jalan raya untuk pengangkutan bahan baku, produk dan bahan-bahan lainnya sangat diperlukan. Penempatan jalan tidak boleh mengganggu proses atau kelancaran dari tempat yang dilalui.

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

**Tabel 4.1** Perincian luas tanah bangunan pabrik

No	Jenis Bangunan	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Pos jaga 1	25
2	Pos jaga 2	16
3	Pos jaga 3	16
4	Area parkir 1	250
5	Area parkir 2	392
6	Aula	625
7	Masjid	225
8	Kantor utama	1000
9	Kantin	300
10	Poliklinik	225
11	Laboratorium	300
12	Ruang kontrol	300
13	Gudang	600
14	Lapangan	1548
15	Taman	700
16	Pemadam kebakaran	200
17	Bengkel	200

18	Kantor teknik dan produksi	400
19	Kantor KKKLL	800
20	Mess	11000
21	Proses utilitas dan tangki	6000
22	Jalan,dll	3000
23	Luas tanah perluasan	4500
<b>Total</b>		<b>32.622</b>



**Gambar 4.1** Tata letak pabrik

Skala 1:1000

Keterangan

- |                             |                   |
|-----------------------------|-------------------|
| 1. Pos jaga 2&3             | 15. Parkir tamu   |
| 2. Area pembangkit listrik  | 16. Parkir truk   |
| 3. Kantor pemadam kebakaran | 17. Ruang kontrol |
| 4. Kantor KKKLL             | 18. Laboratorium  |

5. Bengkel	19. Tangki bahan baku
6. Gudang alat	20. Daerah perluasan
7. Utilitas	21. Daerah proses
8. Ruang kontrol utilitas	22. Gudang bahan kimia
9. Poliklinik	23. Tangki produk
10. Masjid	24. Kantor bagian produksi
11. Mess	25. Kantor induk organisasi
12. Kantin dan koperasi	- - - - Jalan pabrik
13. Pos Jaga 1	..... Jalan raya
14. Gedung pertemuan	~~~~~ Sungai

#### 4.3. Tata Letak Alat Proses

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

##### 1. Aliran bahan baku dan produk

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

##### 2. Aliran udara

Kelancaran aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan

akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Di samping itu juga perlu diperhatikan arah hembusan angin.

### 3. Cahaya

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

### 4. Lalu lintas manusia

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat menjangkau seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Jika terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keamanan pekerja dalam menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

### 5. Tata letak alat proses

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

### 6. Jarak antar alat proses

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

### 7. *Maintenance*

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

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

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

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

a. *Over head* 1 x 1 tahun

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

b. *Repairing*

Merupakan kegiatan maintenance yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat yang rusak. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan. Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* adalah :

- Umur alat

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

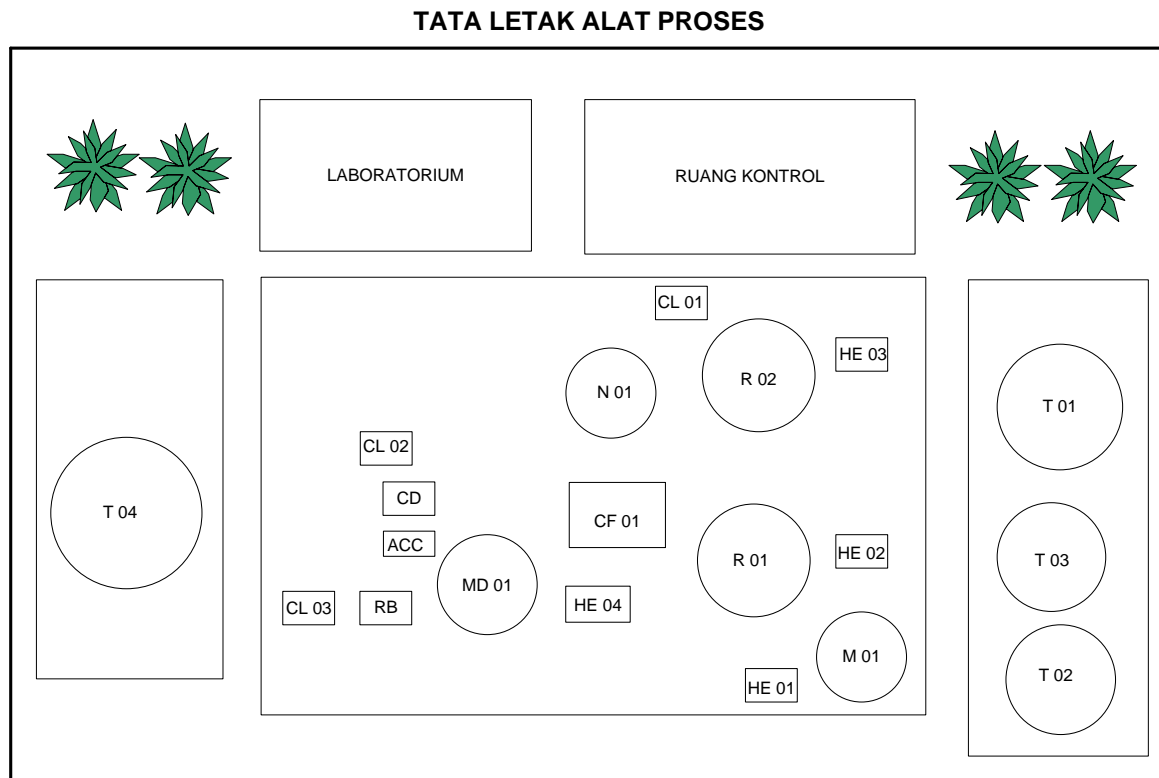
- Bahan baku

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

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- Dapat mengefektifkan penggunaan ruangan
- Biaya material dikendalikan agar lebih rendah, sehingga dapat mengurangi biaya faktor yang tidak penting
- Jika tata letak peralatan proses sudah benar dan proses produksi faktor, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal

Tata letak alat proses ditunjukkan pada gambar berikut ini:

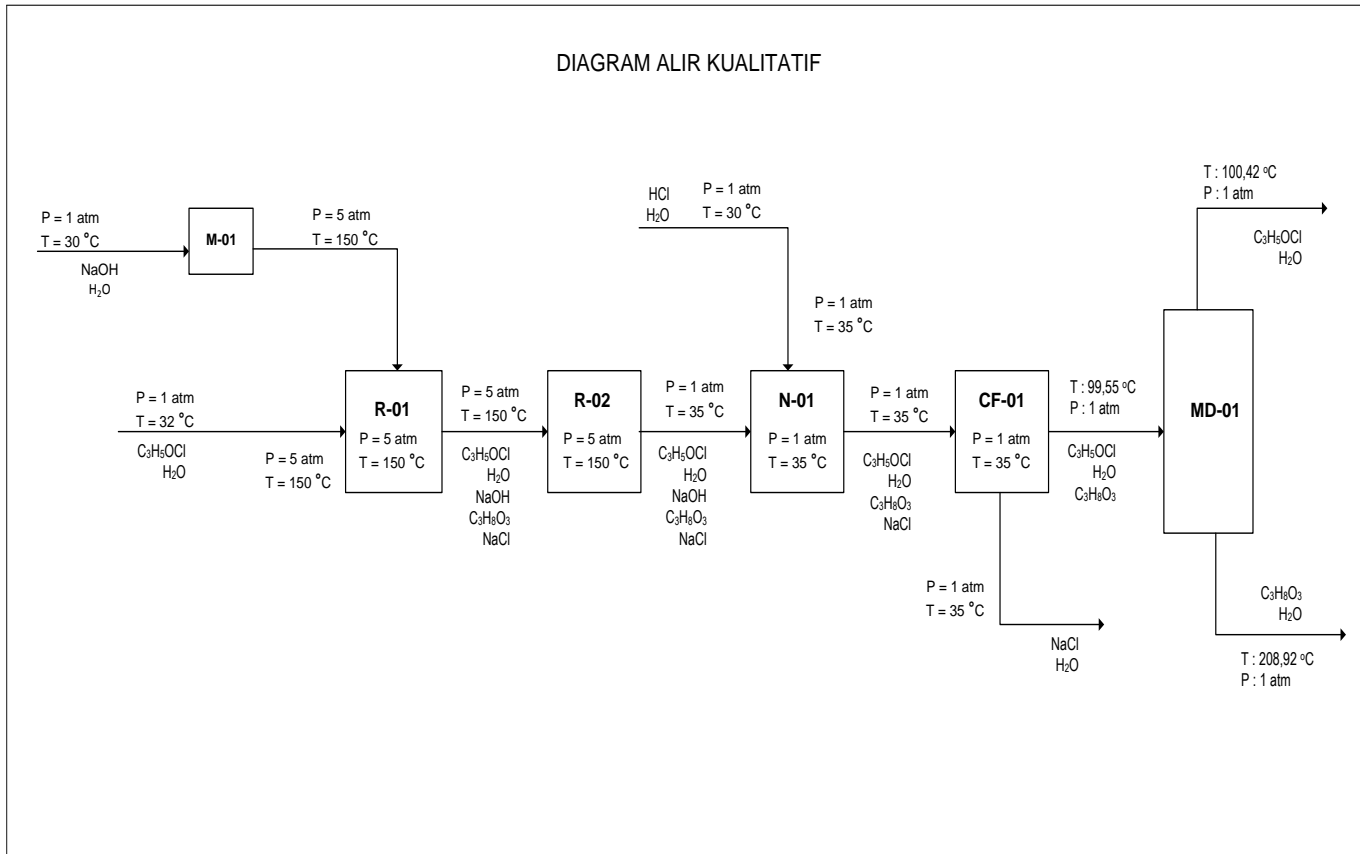


**Gambar 4.2** Tata Letak Proses Pabrik Glycerol



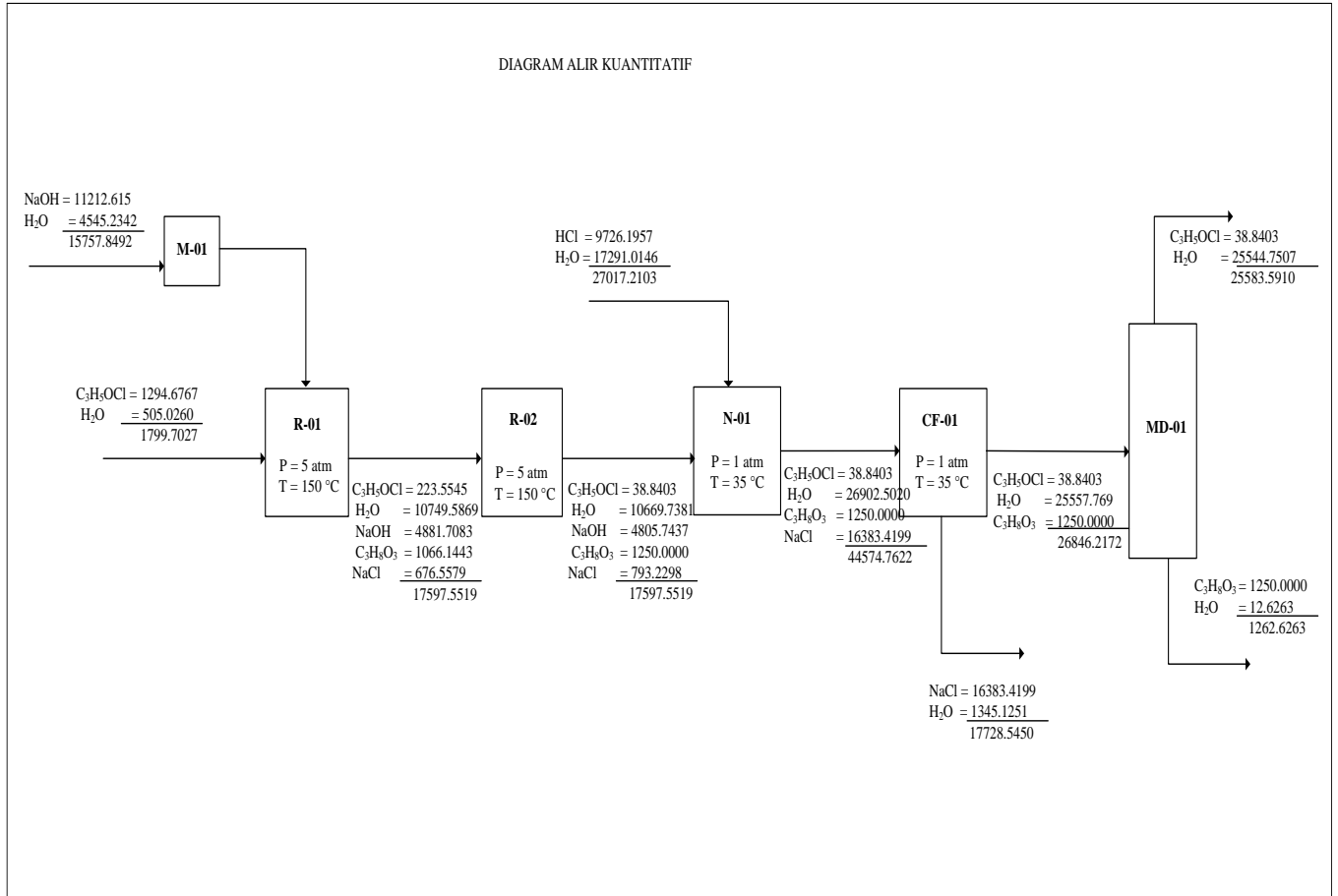
## Alir Proses dan Material

- **Diagram Alir Kualitatif**



**Gambar 4.3** Diagram Alir Kualitatif Glycerol

- **Diagram Alir Kuantitatif**



**Gambar 4.4** Diagram Alir Kuantitatif Glycerol

#### 4.4. Spesifikasi Alat Utilitas

1. Bak pengendapan awal (BU-01)
  - a. Tugas : Mengendapkan kotoran kasar dalam air. Pengendapan terjadi karena gravitasi dengan waktu tinggal 5 jam
  - b. Kapasitas :  $721,7985 \text{ m}^3$
  - c. Dimensi : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang  
Panjang = 24,0300 m ; Lebar = 12,0150 m ; Tinggi = 2,5 m
  - d. Harga : US\$ 144.610.1069
  
2. Tangki flokulator (TFU-01)
  - a. Tugas : Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan
  - b. Jenis : tangki silinder
  - c. Kapasitas :  $60,1499 \text{ m}^3$
  - d. Dimensi :  $D = 4,2474 \text{ m}$  ;  $H = 4,2474 \text{ m}$
  - e. Harga : US\$ 24.274,18
  
3. Clarifier (CL)
  - a. Tugas : Menampung sementara air yang mengalami fluktuasi dan memisahkan flok dari air
  - b. Jenis : *Circular clarifiers*
  - c. Kapasitas :  $577,4388 \text{ m}^3$

- d. Waktu tinggal : 4 jam
- e. Diameter : 9,0270 m
- f. Tinggi *clarifiers* : 12,0361 m
- g. Harga : US\$ 24.670,791

4. Bak saringan pasir (BSP)

- a. Tugas : Menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran berukuran kecil yang tidak dapat mengendap dalam clarifier
- b. Jenis : 2 buah kolom dengan saringan pasir
- c. Tinggi saringan : 1,0212 m
- d. Tinggi lapisan pasir : 0,8510 m
- e. Volum bak : 16,7506 m<sup>3</sup>
- f. Harga : US\$ 15.120,5416

5. Bak penampung air bersih (BU-02)

- a. Tugas : Menampung air bersih dari saringan pasir dengan waktu tinggal 5 jam
- b. Kapasitas : 721,7985 m<sup>3</sup>
- c. Dimensi : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang  
Panjang = 24,0300 m ; Lebar = 12,0150 m ; Tinggi = 2,5 m
- d. Harga : US\$ 144.510,1069

6. Bak penampung air untuk sanitasi (BU-03)

- a. Tugas : Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga
- b. Kapasitas :  $65,46 \text{ m}^3$
- c. Dimensi : Bak empat persegi panjang  
Panjang = 9,3424 m ; Lebar = 4,6712 m ; Tinggi = 1,5 m
- d. Harga : US\$ 31.405,6492

7. Bak air pendingin (BU-05)

- a. Tugas : Menampung sementara air pendingin sebelum digunakan di pabrik
- b. Jenis : bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselin
- c. Kapasitas :  $412,1268 \text{ m}^3$
- d. Dimensi : T = 1,5 m ; L = 11,7207 m ; P = 23,4415 m
- e. Harga : US\$ 94.719,7804

8. Cooling tower (CTU)

- a. Tugas : Mendinginkan air pendingin setelah digunakan dari suhu  $122^\circ\text{F}$  menjadi  $86^\circ\text{F}$
- b. Jenis : Cooling tower induced draft

- c. Kapasitas : 604,8644 gpm
- d. Dimensi :  $P = 5,3006 \text{ m}$  ;  $L = 5,3006 \text{ m}$ ;  $H = 1,3359 \text{ m}$
- e. *Power* motor: 15 Hp
- f. Harga : US\$ 24.670,7918

9. Blower cooling tower (BU-04)

- a. Tugas : Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
- b. Kondisi operasi
  - 1) Tekanan = 14,7 atm
  - 2) Suhu masuk = 303 °K
  - 3) Suhu keluar = 323 °K
- c. Kebutuhan udara : 18.385,1172 ft<sup>3</sup>/jam
- d. *Power* motor : 7,5 Hp
- g. Harga : US\$ 9.041,9617

10. Kation exchanger

- a. Tugas : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg
- b. Jenis : *Down flow kation exchanger*
- c. Kapasitas : 1,8436 m<sup>3</sup>
- d. Resin : *Natural greensand zeolit*
- e. Dimensi :  $H = 1,905 \text{ m}$  ;  $D = 1,1103 \text{ m}$

f. Harga : US\$ 3.592,3593

#### 11. Anion exchanger

a. Tugas : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion Cl, SO<sub>4</sub>, NO<sub>3</sub>

b. Jenis : *Down flow anion exchanger*

c. Kapasitas : 1,8436 m<sup>3</sup>

d. Resin : *Weakly basic anion exchanger*

e. Dimensi : H = 1,905 m ; D = 1,1103 m

f. Harga : US\$ 3.592,3593

#### 12. Deaerator (DAU)

a. Tugas : Membebaskan gas CO<sub>2</sub> dan O<sub>2</sub> dari air yang telah dilunakkan dalam anion dan kation exchanger dengan larutan NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>.2H<sub>2</sub>O

b. Jenis : Silinder tegak yang berisi *packing*

c. Kapasitas : 8,5170 m<sup>3</sup>

d. Dimensi : D = 2,2138 m ; H = 2,2138 m

e. Harga : US\$ 8.998,2329

#### 13. Tangki Air Umpan Boiler (TU-08)

a. Tugas : Menampung air umpan boiler sebagai air pembuat steam didalam boiler dengan waktu tinggal 24 jam

- b. Jenis : tangki silinder vertikal
- c. Kapasitas :  $788,2919 \text{ m}^3$
- d. Dimensi :  $D = 10,64142 \text{ m}$  ;  $H = 10,64142 \text{ m}$
- e. Harga : US\$ 39.963,1730

14. Tangki penampung kondensat (TU-09)

- a. Tugas : Menampung kondensat dari alat proses sebelum disirkulasi menuju tangki umpan boiler
- b. Jenis : Tangki silinder tegak
- c. Kapasitas :  $63,0634 \text{ m}^3$
- d. Dimensi :  $D = 4,3149 \text{ m}$  ;  $T = 4,3149 \text{ m}$
- e. Harga : US\$ 78.334,5413

15. Tangki kaporit (TU-02)

- a. Tugas : Membuat larutan desinfektan dari bahan kaporit untuk air yang akan digunakan di kantor dan rumah tangga. Untuk membebaskan klorin yang terkandung dalam air diperlukan klorin sebanyak 4 ppm
- b. Jenis : tangki silinder
- c. Kapasitas :  $0,6335 \text{ m}^3$
- d. Dimensi :  $D = 0,9310 \text{ m}$  ;  $H = 0,9310 \text{ m}$
- e. Harga : US\$ 1.942,9584



## 16. Tangki disinfektan (TU-03)

- a. Tugas : Tempat klorinasi untuk membunuh bakteri yang selanjutnya dipergunakan untuk keperluan kantor dan rumah tangga
- b. Jenis : tangki silinder tegak
- c. Kapasitas :  $5,455 \text{ m}^3$
- d. Dimensi :  $D = 1,9083 \text{ m}$  ;  $H = 1,903 \text{ m}$
- e. Harga : US\$ 7.071,2962

## 17. Tangki larutan NaCl (TU-04)

- a. Tugas : Membuat larutan NaCl jenuh yang akan digunakan untuk meregenerasi *kation exchanger*
- b. Jenis : tangki silinder tegak
- c. Kapasitas :  $3,1908 \text{ m}^3$
- d. Dimensi :  $D = 1,5959 \text{ m}$  ;  $H = 1,5959 \text{ m}$
- e. Harga : US\$ 5.140,6795

## 18. Tangki larutan NaOH (TU-05)

- a. Tugas : Membuat larutan NaOH yang digunakan untuk meregenerasi *anion exchanger*
- b. Jenis : tangki silinder tegak
- f. Kapasitas :  $0,8863 \text{ m}^3$
- c. Dimensi :  $D = 1,0413 \text{ m}$  ;  $H = 1,0413 \text{ m}$

d. Harga : US\$ 2.383,6310

19. Tangki larutan  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  (TU-07)

a. Tugas : Melarutkan  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  yang berfungsi mencegah kerak dalam alat proses

b. Jenis : tangki silinder tegak

c. Kapasitas :  $3,6794 \text{ m}^3$

d. Dimensi :  $D = 1,6735 \text{ m}$  ;  $H = 1,6735 \text{ m}$

e. Harga : US\$ 5.599,4418

20. Tangki larutan  $\text{N}_2\text{H}_4$  (TU-06)

a. Tugas : Melarutkan  $\text{N}_2\text{H}_4$  yang berfungsi mencegah kerak dalam alat proses

b. Jenis : tangki silinder tegak

f. Kapasitas :  $3,6794 \text{ m}^3$

c. Dimensi :  $D = 1,6735 \text{ m}$  ;  $H = 1,6735 \text{ m}$

d. Harga : US\$ 5.599,4418

21. Tangki tawas (TU-01)

a. Tugas : Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5 % untuk 1 minggu operasi dengan kecepatan  $8.851,5068 \text{ kg/jam}$

b. Jenis : tangki silinder tegak

c. Kapasitas :  $14,55146 \text{ m}^3$

- d. Dimensi :  $D = 2,100563 \text{ m}$  ;  $L = 4,201125 \text{ m}$
- e. Harga : US\$ 13.896,1011

## 22. Boiler (BO-01)

- a. Tugas : Memproduksi steam jenuh pada suhu  $320^{\circ}\text{F}$   
dan tekanan  $29,4 \text{ Psi}$
- b. Jenis : *fire tube boiler*
- c. Kondisi operasi
  - 1) Tekanan =  $29,4 \text{ Psi}$
  - 2) Suhu air umpan boiler =  $273,92^{\circ}\text{F}$
  - 3) Suhu *steam* jenuh =  $320^{\circ}\text{F}$
- d. Kebutuhan bahan bakar :  $2.903,4097 \text{ lt/jam}$
- e. Luas perpindahan panas :  $46.086,837 \text{ ft}^2$
- f. Spesifikasi *tube*
  - 1) Volume =  $1.045,2275 \text{ m}^3$
  - 2) Diameter =  $11,0014 \text{ m}$
  - 3) Tinggi =  $11,0014 \text{ m}$
  - 4) Lebar =  $24 \text{ ft}$
  - 5) Jumlah =  $206 \text{ buah}$
- g. Harga : US\$ 399.639,1730

## 23. Pompa-01 (PU-01)

- a. Fungsi : Mengalirkan air sungai menuju bak pengendap awal (BU-01) sebanyak 120.299,7538 kg/jam
- b. Jenis : Pompa sentrifugal (*mix flow impeller*, hisap tunggal, *single stage*)
- c. Jumlah : 1 buah
- d. Kapasitas : 144.359,7046 kg/j
- e. *Head* : 2,0849 m
- f. Tenaga pompa : 5 Hp
- g. *Power* motor : 5 Hp
- h. Harga : US\$ 2.116,5501

## 24. Pompa-02 (PU-02)

- a. Fungsi : Mengalirkan air dari bak pengendap menuju bak flokulator
- b. Jenis : Pompa sentrifugal (*mix flow impeller*, hisap tunggal, *single stage*)
- c. Jumlah : 1 buah
- d. Kapasitas : 144.359,7046 kg/j
- e. *Head* : 14,6740 m
- f. Tenaga pompa : 25 Hp
- g. *Power* motor : 25 Hp
- h. Harga : US\$ 2.116,5501

## 25. Pompa-03 (PU-03)

- a. Fungsi : Mengalirkan air dari bak pengendap menuju clarifier
- b. Jenis : Pompa sentrifugal (*mix flow impeller*, hisap tunggal, *single stage*)
- c. Jumlah : 1 buah
- d. Kapasitas : 144.359,7046 kg/j
- e. *Head* : 8,6876 m
- f. Tenaga pompa : 15 Hp
- g. *Power* motor : 15 Hp
- h. Harga : US\$ 2.116,5501

## 26. Pompa-04 (PU-04)

- a. Fungsi : Mengalirkan air dari clarifier menuju bak saringan pasir
- b. Jenis : Pompa sentrifugal (*axial flow impeller*, hisap tunggal, *single stage*)
- c. Jumlah : 1 buah
- d. Kapasitas : 144.359,7046 kg/j
- e. *Head* : 0,5097 m
- f. Tenaga pompa : 1 Hp
- g. *Power* motor : 1 Hp

h. Harga : US\$ 2.116,5501

27. Pompa-05 (PU-05)

a. Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung air bersih menuju bak penampung air kebutuhan

b. Jenis : Pompa sentrifugal (*axial flow impeller*, hisap tunggal, *single stage*)

c. Jumlah : 1 buah

d. Kapasitas : 144.359,7046 kg/j

e. *Head* : 1,8853 m

f. Tenaga pompa : 5 Hp

g. *Power* motor : 5 Hp

h. Harga : US\$ 2.116,5501

28. Pompa-06 (PU-06)

a. Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung air untuk sanitasi menuju kantor

b. Jenis : Pompa sentrifugal (*mix flow impeller*, hisap tunggal, *single stage*)

c. Jumlah : 1 buah

d. Kapasitas : 5.455,0000 kg/j

e. *Head* : 8,2252 m

f. Tenaga pompa : 1,5 Hp

- g. *Power* motor : 1,5 Hp
- h. Harga : US\$ 234,3801

## 29. Pompa-07 (PU-07)

- a. Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung air pendingin menuju proses pabrik
- b. Jenis : Pompa sentrifugal (*mix flow impeller*, hisap tunggal, *single stage*)
- c. Jumlah : 1 buah
- d. Kapasitas : 586.320,2314 kg/j
- e. *Head* : 1,2631 m
- f. Tenaga pompa : 5 Hp
- g. *Power* motor : 5 Hp
- h. Harga : US\$ 5.019,4835

## 30. Pompa-08 (PU-08)

- a. Fungsi : Mengalirkan air pendingin dari proses menuju *cooling tower* untuk didinginkan kembali
- b. Jenis : Pompa sentrifugal (*mix flow impeller*, hisap tunggal, *single stage*)
- c. Jumlah : 1 buah
- d. Kapasitas : 469.056,151 kg/j
- e. *Head* : 4,1297 m

- f. Tenaga pompa : 15 Hp
- g. *Power* motor : 15 Hp
- h. Harga : US\$ 4.390,4903

31. Pompa-09 (PU-09)

- a. Fungsi : Mengalirkan air pendingin *cooling tower* menuju bak penampungan air pendingin
- b. Jenis : Pompa sentrifugal (*axial flow impeller*, hisap tunggal, *single stage*)
- c. Jumlah : 1 buah
- d. Kapasitas : 469.056,1851 kg/j
- e. *Head* : 0,8883 m
- f. Tenaga pompa : 0,166 Hp
- g. *Power* motor : 0,166Hp
- h. Harga : US\$ 4.390,4903

32. Pompa-10 (PU-10)

- a. Fungsi : Mengalirkan air pemanas dari kation exchanger menuju *anion exchanger*
- b. Jenis : Pompa sentrifugal (*axial flow impeller*, hisap tunggal, *single stage*)
- c. Jumlah : 1 buah
- d. Kapasitas : 8.517,048 kg/j



- e. *Head* : 0,0155 m
- f. Tenaga pompa : 0,05 Hp
- g. *Power* motor : 0,05 Hp
- h. Harga : US\$ 307,0974

33. Pompa-11 (PU-11)

- a. Fungsi : Mengalirkan air pemanas dari anion exchanger menuju deaerator
- b. Jenis : Pompa sentrifugal (*axial flow impeller*, hisap tunggal, *single stage*)
- c. Jumlah : 1 buah
- d. Kapasitas : 8.517,0488 kg/j
- e. *Head* : 1,0116 m
- f. Tenaga pompa : 0,25 Hp
- g. *Power* motor : 0,25 Hp
- h. Harga : US\$ 307,0974

34. Pompa-12 (PU-12)

- a. Fungsi : Mengalirkan air pemanas dari deaerator menuju tangki umpan boiler
- b. Jenis : Pompa sentrifugal (*mix flow impeller*, hisap tunggal, *single stage*)
- c. Jumlah : 1 buah

- d. Kapasitas : 8.517,0488 kg/j
- e. *Head* : 4,1229 m
- f. Tenaga pompa : 0,75 Hp
- g. *Power* motor : 0,75 Hp
- h. Harga : US\$ 307,0974

35. Pompa-13 (PU-13)

- a. Fungsi : Mengalirkan air pemanas dari tangki umpan boiler menuju boiler
- b. Jenis : Pompa sentrifugal (*axial flow impeller*, hisap tunggal, *single stage*)
- c. Jumlah : 1 buah
- d. Kapasitas : 42.585,2439 kg/j
- e. *Head* : 0,5067 m
- f. Tenaga pompa : 0,25 Hp
- g. *Power* motor : 0,25 Hp
- h. Harga : US\$ 06,6000

36. Generator (TU-07)

- a. Tugas : Membangkitkan Listrik untuk keperluan proses, utilitas, dan umum apabila listrik dari PLN mengalami pemadaman
- b. Jenis : Generator Diesel

- c. Jumlah : 1 buah
- d. Kapasitas : 292,4569 Kw
- e. Kebutuhan bahan bakar : solar
- f. Harga : US\$ 20.466,8555

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

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

Adapun penyediaan utilitas ini meliputi :

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

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

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik Asetanilida ini, untuk mencukupi kebutuhan air diperoleh dari sungai yang letaknya tidak jauh dari pabrik. Air

yang dibutuhkan digunakan untuk keperluan proses yaitu, untuk membuat steam dan sebagai air pendingin serta untuk air minum.

#### 1. Air pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor berikut:

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar
- b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya
- c. Dapat menyerap jumlah panas yang sangat tinggi persatuan volume
- d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin
- e. Tidak terdekomposisi

#### 2. Air sanitasi

Digunakan untuk kebutuhan air minum, laboratorium, kantor, perumahan laboratorium, dan masjid.

Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

##### a. Syarat fisika, meliputi:

- a) Suhu : di bawah suhu udara
- b) Warna : jernih
- c) Rasa : tidak berasa
- d) Bau : tidak berbau

##### b. Syarat kimia, meliputi:

- a) Tidak mengandung zat organik dan anorganik di dalam air
- b) Tidak mengandung bakteri

Unit penyediaan dan pengolahan air meliputi:

### 1. Clarifier

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

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

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

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

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

## 2. Penyaringan

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

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

## 3. Demineralisasi

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

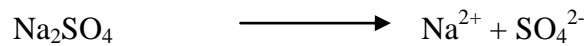
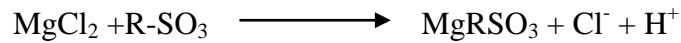
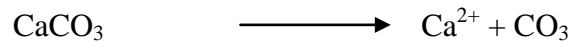
Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut :

### a. *Kation exchanger*

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

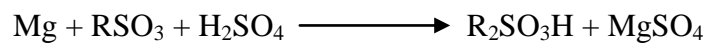
Sehingga air yang keluar dari kation *tower* adalah air yang mengandung anion dan ion  $H^+$ .

Reaksi :



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

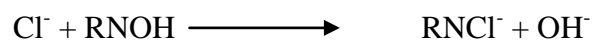
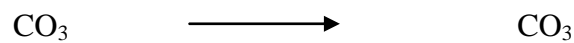
Reaksi :



*b. Anion exchanger*

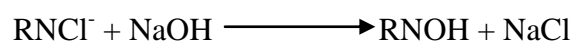
Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basah, sehingga anion-anion seperti  $CO_3^{2-}$ ,  $Cl^-$  dan  $SO_4^{2-}$  akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi :



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

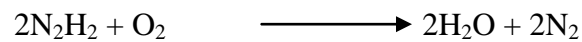
Reaksi :



c. *Deaerasi*

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen ( $O_2$ ). Air yang telah mengalami Demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam deaerator dan diinjeksikan hidrasin ( $N_2H_4$ ) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.

Reaksi :



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

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

4. Pendinginan dan menara pendingin

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



### Kebutuhan air pendingin

**Tabel 4.2** Kebutuhan air pendingin

No	Nama Alat	Kode	Jumlah Kebutuhan
			(kg/jam)
1	Reaktor-01	R-01	1789378,606
2	Reaktor-02	R-02	1789378,606
3	Condensor	CD	140498,2899
4	Cooler-01	C0-01	1900,0234
5	Cooler-02	CO-02	1400,3404
6	Cooler-03	CO-03	626,4206
<b>Jumlah</b>			<b>3723182,286</b>

#### 4.5.2 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan akan tenaga listrik di pabrik ini sebesar 292 Kw sudah termasuk penerangan, laboratorium, rumah tangga, perkantoran, pendingin ruangan (AC) dan kebutuhan lainnya. Untuk mencukupi kebutuhan tersebut pabrik Glycerol menggunakan listrik dari PLN, dan untuk cadangan listrik digunakan generator diesel dengan kapasitas 400 Kw jika pasokan listrik kurang. Spesifikasi generator diesel yang digunakan adalah:

- 1) Kapasitas = 400 Kw
- 2) Jenis = Generator diesel
- 3) Jumlah = 1 buah

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

a. Listrik untuk keperluan proses

Besarnya kebutuhan listrik pada alat proses produksi maupun alat proses utilitas ditunjukkan pada tabel berikut ini.

a) **Peralatan proses**

**Tabel 4.3** Kebutuhan listrik alat proses

No	Nama Alat	Kode	Jumlah	Power (Hp)	
				@alat	Total
1	Pompa	P-01	1	0,75	0,75
2	Pompa	P-02	1	0,75	0,75
3	Pompa	P-03	1	0,5	0,5
4	Pompa	P-04	1	0,25	0,25
5	Pompa	P-05	1	0,33	0,33
6	Pompa	P-06	1	3	3
7	Pompa	P-07	1	2	2
8	Pompa	P-08	1	0,33	0,33
9	Pompa	P-09	1	2	2
10	Pompa	P-10	1	3	3
11	Pompa	P-11	1	1,5	1,5
12	Pompa	P-12	1	1	1
13	Pompa	P-13	1	0,5	0,5
14	Pompa	P-14	1	0,33	0,33
15	Pompa	P-15	1	1	1
16	Reaktor 1	R-01	1	40	40

17	Reaktor 2	R-02	1	40	40
18	Netralizer	N-01	1	40	40
14	Mixer 1	M-01	1	5	5
<b>Jumlah</b>					<b>182,24</b>

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses = **182,24 Hp**

b) **Peralatan utilitas**

**Tabel 4.4** Kebutuhan listrik alat utilitas

No	Nama Alat	Kode	Jumlah	Power Hp	
				@alat	Total
1	Pompa	PU-01	1	5	5
2	Pompa	PU-02	1	25	25
3	Pompa	PU-03	1	15	15
4	Pompa	PU-04	1	1	1
5	Pompa	PU-05	1	5	5
6	Pompa	PU-06	1	1,5	1,5
7	Pompa	PU-07	1	5	5
8	Pompa	PU-08	1	15	15
9	Pompa	PU-09	1	1/6	1/6
10	Pompa	PU-10	1	0,05	0,05
11	Pompa	PU-11	1	0,25	0,25
12	Pompa	PU-12	1	0,75	0,75
13	Pompa	PU-13	1	0,25	0,25
14	<i>Flokulator</i>	FL-01	1	3	3
15	<i>Blower</i>	BL-01	1	0,75	0,75
16	<i>Daerator</i>	DE-01	1	0,25	0,25
<b>Jumlah</b>					<b>77,96</b>

Kebutuhan listrik untuk utilitas = **77,96 Hp**

Total listrik untuk keperluan proses

**182,24 Hp + 77,96 Hp = 260,2 Hp**

Diambil angka keamanan 20 % = **312,24 Hp**

b. Listrik untuk keperluan alat kontrol dan penerangan

- Alat kontrol diperkirakan sebesar 4,53 Kw
- Laboratorium, rumah tangga, perkantoran, jalan raya, dll diperkirakan 200 Kw

Besarnya kebutuhan listrik untuk sanitasi ditunjukkan pada tabel berikut ini:

**Tabel 4.5** Kebutuhan listrik untuk sanitasi

<b>Penerangan</b>	<b>Kebutuhan Listrik (Kw)</b>
Pos keamanan	10
Gudang serba guna	20
Area parkir	10
Kantin dan pop-kar	10
Taman dan jalan	5
Bengkel dan gudang alat	10
Gudang bahan kimia	10
Pemadam kebakaran	10
Area utilitas	10
Area perluasan pabrik	10
Area proses	10
Ruang kontrol	10
Poliklinik	10
Laboratorium	10
Perpustakaan	15
Mushola	10
Perumahan	10
Kantor KKKLL	20
<b>Total</b>	<b>200</b>

c) Secara keseluruhan kebutuhan listrik sebesar = 204,53 Kw

Jika over design 20 % maka total kebutuhan listrik = 259,0286 Kw

Energi sebesar ini diperoleh dengan membeli dari PLN namun juga disediakan generator cadangan berkekuatan 400 Kw jika sewaktu-waktu listrik padam atau pasokan listrik berkurang.

### 4.5.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan boiler.

- a. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar *industrial diesel oil* (IDO) yang diperoleh dari PT Pertamina Cepu sebesar 17,6111 lt/jam, dengan spesifikasi :

Heat value = 250.000 Btu/gall

Derajat API = 22 – 28 °API

Densitas = 0,9 kg/lt

Viskositas = 1,2 Cp

- b. Bahan bakar yang digunakan untuk boiler adalah *fuel oil* yang diperoleh dari PT Pertamina Cepu sebesar 80,3411 lt/jam, dengan spesifikasi :

Heat value = 15000 Btu/lb

Densitas = 960 kg/m<sup>3</sup>

### 4.5.4 Unit Pembangkit *Steam*

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

Kapasitas : 35487,70325 kg/jam

Tekanan : 29,4 Psi

Jenis : *Fire tube boiler*

Jumlah : 1 Buah

Ketel uap jenis *fire tube boiler* dengan bahan bakar *fuel oil* dilengkapi dengan drum separator.

- **Kebutuhan steam**

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

**Tabel 4.6** Kebutuhan *steam*

No	Nama Alat	Kode	Jumlah Kebutuhan
			(kg/jam)
1	Reboiler	RB-01	32845,5317
2	HE 1	HE-01	2558,315
3	HE 2	HE-02	14,144582
4	HE 3	HE-03	5,1727042
5	HE 4	HE-04	64,123936
<b>Jumlah</b>			<b>35487,29</b>

## 4.6 Laboratorium

### 4.6.1 Kegunaan Laboratorium

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

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

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

Tugas laboratorium antara lain:

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

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

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

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

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

Adapun analisa untuk keperluan utilitas meliputi :

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

Syarat kualitas *feed water*:

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

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

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

Syarat kualitas air pada *cooling water*:

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

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



#### 1. Laboratorium pengamatan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisika terhadap semua arus yang berasal dari proses-proses produksi maupun tangki serta mengeluarkan : *Sertifikat Of Quality* untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Jadi pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku dan produk akhir.

#### 2. Laboratorium analisa atau analitik

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

#### 3. Laboratorium penelitian, pengembangan dan perlindungan lingkungan

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

### 4.6.3 Alat-Alat Utama Laboratorium

Alat-alat utama yang digunakan di laboratorium antara lain :

#### a. *Water content tester*

Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar air dalam produk.

#### b. *Chromatography gas*

Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar epichlorohydrin dan sodium hidroksida dalam bahan baku dan glycerol dalam produk.

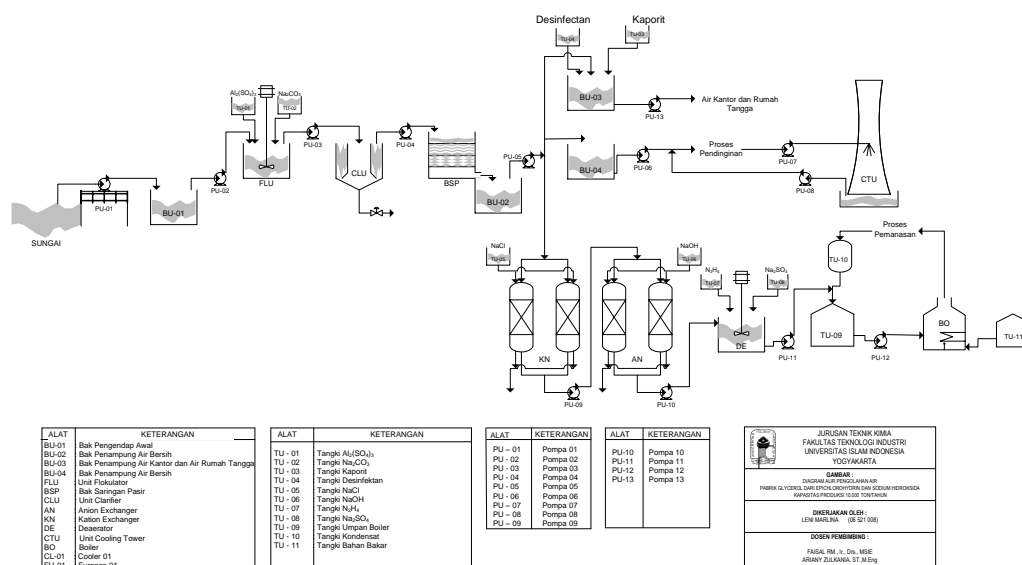
c. *Viscosimeter bath*

Alat ini digunakan untuk mengukur viskositas produk keluar dari reaktor.

d. *Hydrometer*

Alat ini digunakan untuk mengukur *spesifik gravity*.

Berikut diagram alir proses pengolahan air pabrik Glycerol dari Epichlorohydrin dan Sodium Hidroksida dengan kapasitas 10.000 ton/tahun



Gambar 4.2 Diagram Alir Proses Pengolahan Air Utilitas

Gambar 4.5 Diagram Alir Pengolahan Air

4.7 Kesehatan Dan Keselamatan Kerja

Bahan-bahan yang digunakan dalam pabrik cukup berbahaya, oleh karena itu diperlukan disiplin kerja yang baik. Kesalahan akan dapat mengakibatkan kecelakaan bagi manusia dan peralatan pabrik, misal kesakitan, kematian

kebakaran, keracunan dan ledakan. Untuk setiap karyawan pabrik diberikan perlengkapan pakaian seperti helm, sarung tangan, masker, dan lain-lain.

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

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

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

## **4.8 Organisasi Perusahaan**

### **4.8.1 Bentuk Perusahaan**

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

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

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

Ciri-ciri perseroan terbatas antara lain:

- a) Didirikan dengan akta notaris berdasarkan Kitab Undang-Undang Hukum Dagang
- b) Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham
- c) Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham
- d) Pabrik dipimpin oleh seorang Direktur yang dipilih oleh para pemegang saham
- e) Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada Direktur dengan memperhatikan hukum-hukum perburuan

#### 4.8.2 Struktur Organisasi Perusahaan

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

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

Sistem struktur organisasi ada tiga yaitu: *line*, *line* dan *staff*, serta sistem fungsional. Dengan berpedoman terhadap asas-asas tersebut maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu sistem *line/lini* dan *staff*. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi, maka perlu dibentuk *staff* ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dibidangnya. Bantuan pikiran dan

nasehat akan diberikan oleh *staff* ahli kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

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

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

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

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

### **4.8.3 Tugas Dan Wewenang**

#### **4.8.3.1 Pemegang Saham**

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

Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang berbentuk PT adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham bertugas untuk:

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari suatu perusahaan

#### **4.8.3.2 Dewan Komisaris**

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

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

#### **4.8.3.3 Dewan Direksi**

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

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



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

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain:

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

Tugas Dierktur Keuangan dan Umum antara lain:

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

#### **4.8.3.4 Staff Ahli**

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

Tugas dan wewenang *Staff Ahli* antara lain:

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

#### 4.8.3.5 Kepala Bagian

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

##### ❖ Kepala Bagian Produksi

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

##### ➤ Seksi Proses

Tugas antara lain:

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

##### ➤ Seksi Pengendalian

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

##### ➤ Seksi Laboratorium

Tugas antara lain:

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku, bahan pembantu dan produk
- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik

- Membuat laporan berkala pada Kepala Bagian Produksi

#### ❖ **Kepala Bagian Teknik**

Tugas antara lain:

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

##### ➤ Seksi Pemeliharaan

Tugas antara lain:

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

##### ➤ Seksi Utilitas

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

#### ❖ **Kepala Bagian Pemasaran**

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

Kepala Bagian Pemasaran membawahi:

- Seksi Pembelian
- Seksi Pemasaran atau Penjualan

#### ❖ **Kepala Bagian Keuangan**

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

Kepala Bagian Keuangan membawahi:

- Seksi Administrasi
- Seksi Kas

#### ❖ **Kepala Bagian Umum**

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

Kepala Bagian Umum membawahi:

- Seksi Personalia
- Seksi Humas
- Seksi Keamanan

#### **4.8.3.6 Kepala Seksi**

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

##### **a. Kepala Seksi Proses**

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

##### **Seksi Proses**

Tugas Seksi Proses antara lain:

- Mengawasi jalannya proses dan produksi

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

**b. Kepala Seksi Pengendalian**

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

**Seksi Pengendalian**

Tugas Seksi Pengendalian antara lain:

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

**c. Kepala Seksi Laboratorium**

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

**Seksi Laboratorium**

Tugas Seksi Laboratorium antara lain:

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

**d. Kepala Seksi Pemeliharaan**

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

**Seksi Pemeliharaan**

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

**e. Kepala Seksi Utilitas**

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

**Seksi Utilitas**

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

**f. Kepala Seksi Penelitian**

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

**Seksi Penelitian**

Tugas Seksi Penelitian antara lain:

- Melakukan riset guna mempertinggi mutu suatu produk.

**g. Kepala Seksi Pengembangan**

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

**Seksi Pengembangan**

Tugas Seksi Pengembangan antara lain:

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

**h. Kepala Seksi Administrasi**

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

**Seksi Administrasi**

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

**i. Kepala Seksi Keuangan**

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

**Seksi Keuangan**

Tugas Seksi Keuangan antara lain:

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

- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan

**j. Kepala Seksi Penjualan**

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

**Seksi Penjualan**

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

**k. Kepala Seksi Pembelian**

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

**Seksi Pembelian**

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

**l. Kepala Seksi Personalia**

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

**Seksi Personalia**

Tugas Seksi Personalia antara lain:

- Mengelola sumber daya manusia dan menejemen



- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan

**m. Kepala Seksi Humas**

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

**Seksi Humas**

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

**n. Kepala Seksi Keamanan**

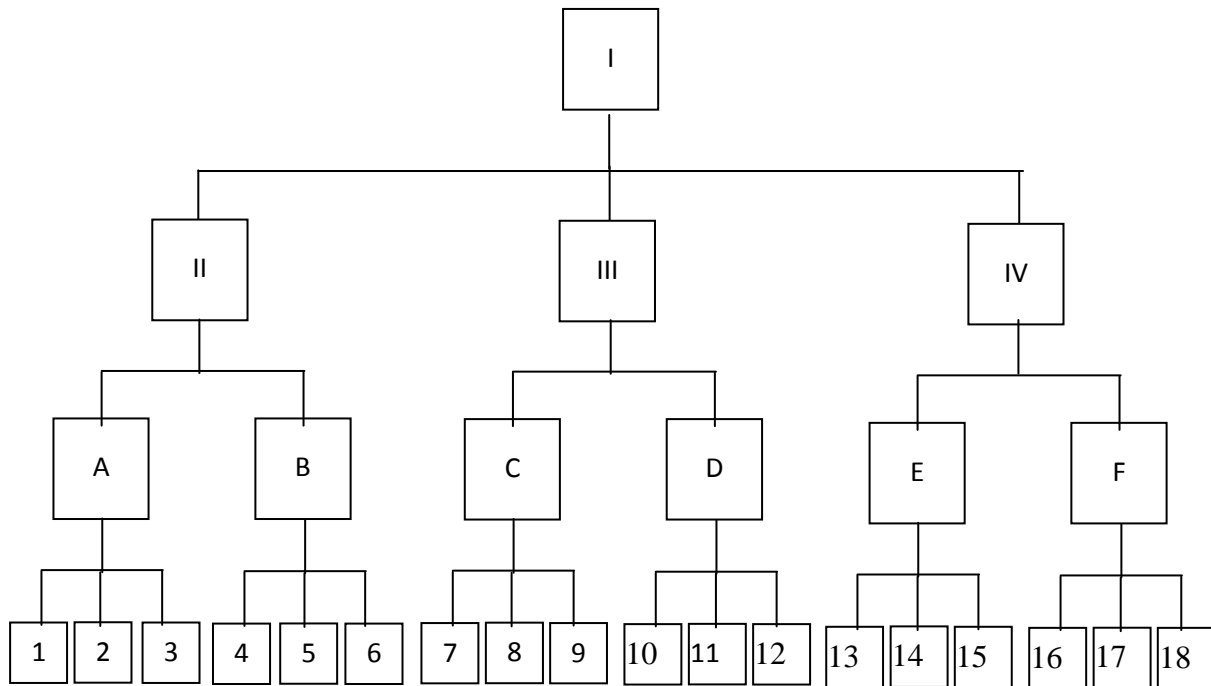
Tugas Kepala Seksi Keamanan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum yang menyangkut keamanan di sekitar pabrik.

**Seksi Keamanan**

Tugas Seksi Keamanan antara lain:

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

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



**Gambar 4.6** Struktur organisasi

- |                                    |  |
|------------------------------------|--|
| I. Direktur Utama                  | 6. Seksi Instrumentasi dan Listrik       |
| II. Direktur Produksi              | 7. Seksi Pemadam Kebakaran               |
| III. Direktur Umum                 | 8. Seksi Kesehatan                       |
| Direktur Administrasi dan Keuangan | 9. Seksi Keselamatan Kerja               |
| A. Kepala Bidang Produksi          | 10. Seksi Logistik                       |
| B. Kepala Bidang Teknik            | 11. Seksi Pengamanan ( <i>Security</i> ) |
| Kepala Bidang Pencegahan Kegagalan | Seksi Transportasi dan Rumah Tangga      |

D. Kepala Bidang Urusan Dalam	Seksi Pembukuan dan Keuangan
E. Kepala Bidang Keuangan	Seksi Pemasaran
Kepala Bidang Administrasi	Seksi Pembelian
1. Seksi Proses	Seksi Tata Usaha dan Kesekretariatan
2. Seksi Utilitas	Seksi Humas
3. Seksi Laboratorium dan Riset	Seksi Personalia dan Kepegawaian
4. Seksi Bengkel dan Perawatan	
5. Seksi Shift dan Koordinasi	

#### **4.8.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji**

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

##### 1.) Karyawan tetap

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

##### 2.) Karyawan harian

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

##### 3.) Karyawan borongan

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

#### 4.8.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

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

##### 4.8.5.1 Jadwal *Non Shift*

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

- Senin-Jumat : 08.00-16.30 WIB
- Istirahat : 12.00-13.00 WIB
- *Coffe Break* I : 09.45-10.00 WIB
- *Coffe Break* II : 14.45-15.00 WIB
- Sabtu : 08.00-13.30 WIB
- Istirahat Sabtu : 12.00-12.30 WIB

##### 4.8.5.2. Jadwal *Shift*

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

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

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

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

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

##### 4.8.6.1 Penggolongan Jabatan

Tabel berikut ini menunjukkan rincian penggolongan jabatan pada perusahaan.

**Tabel 4.7** Penggolongan jabatan

No	Jabatan	Pendidikan
1	Direktur Utama	Sarjana Teknik Kimia
2	Direktur Teknik dan Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
4	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
5	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin/ Elektro
6	Kepala Bagian R&D	Sarjana Teknik Kimia
7	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi
8	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi

9	Kepala Bagian Umum	Sarjana Hukum
10	Kepala Seksi	Sarjana Muda Teknik Kimia
11	Operator	STM / SMU / Sederajat
12	Sekretaris	Akademi Sekretaris
13	Staff	Sarjana Muda / D3
14	Medis	Dokter
15	Paramedis	Perawat
16	Lain-lain	SD / SMP / Sederajat

#### 4.8.6.2 Perincian Jumlah Karyawan

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

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

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Umum	1
4	Staff Ahli	2
5	Sekretaris	2
6	Kepala Bagian Umum	1
7	Kepala Bagian Pemasaran	1
8	Kepala Bagian Keuangan	1
9	Kepala Bagian Teknik	1
10	Kepala Bagian Produksi	1
11	Kepala Bagian R&D	1
12	Kepala Seksi Personalia	1
13	Kepala Seksi Humas	1
14	Kepala Seksi Keamanan	1
15	Kepala Seksi Pembelian	1
16	Kepala Seksi Pemasaran	1
17	Kepala Seksi Administrasi	1
18	Kepala Seksi Kas/Anggaran	1
19	Kepala Seksi Proses	1

20	Kepala Seksi Pengendalian	1
21	Kepala Seksi Laboratorium	1
22	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
23	Kepala Seksi Utilitas	1
24	Kepala Seksi Pengembangan	1
25	Kepala Seksi Penelitian	1
26	Karyawan Personalia	4
27	Karyawan Humas	3
28	Karyawan Keamanan	9
29	Karyawan Pembelian	4
30	Karyawan Pemasaran	4
31	Karyawan Administrasi	3
32	Karyawan Kas/Anggaran	3
33	Karyawan Proses	32
34	Karyawan Pengendalian	4
35	Karyawan Labiratorium	6
36	Karyawan Pemeliharaan	4
37	Karyawan Utilitas	10
38	Karyawan KKKLL	3
39	Karyawan Litbang	4
40	Karyawan Pemadam Kebakaran	4
41	Dokter	1
42	Perawat	3
43	Sopir	3
44	<i>Cleaning Service</i>	8
	<b>Total</b>	<b>139</b>

#### 4.8.6.3 Sistem Gaji Pegawai

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi tiga golongan yaitu:

1. Gaji bulanan

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

2. Gaji harian

Gaji ini diberikan kepada Karyawan tidak tetap atau buruh harian.

3. Gaji lembur

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

Berikut ini tabel yang menunjukkan penggolongan gaji pegawai berdasarkan jabatan.

**Tabel 4.9** Gaji Pegawai

<b>Golongan</b>	<b>Jabatan</b>	<b>Gaji/Bulan</b>
1	Direktur Utama	Rp 19.428.000,-
2	Direktur	Rp 14.571.000,-
3	<i>Staff</i> Ahli	Rp 4.857.000,-
4	Kepala Bagian	Rp 7.771.200,-
5	Kepala Seksi	Rp 4.500.000,-
6	Sekretaris	Rp 1.748.520,-
7	Dokter	Rp 2.914.000,-
8	Paramedis	Rp 1.457.100,-
9	Karyawan	Rp 1.457.100,-
10	Satpam	Rp 1.200.000,-
11	Sopir	Rp 1.000.000,-
12	<i>Cleaning Service</i>	Rp 971.000,-

#### **4.8.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan**

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

##### 1. *Salary*

- a. *Salary*/bulan
- b. Bonus per tahun untuk *staff*, min 2 kali *basic salary*
- c. THR per tahun untuk semua *staff*, 1 kali *basic salary*
- d. Natal per tahun untuk semua *staff*, 1 kali *basic salary*
- e. Jasa per tahun untuk semua *staff*, 1 kali *basic salary*

##### 2. *Jaminan sosial dan pajak pendapatan*

- a. Pajak pendapatan semua karyawan menjadi tanggungan perusahaan



b. Jamsostek: 3,5 % kali basic salary

- 1,5 % tanggungan perusahaan
- 2 % tanggungan karyawan

### 3. *Medical*

a. *Emergency* : tersedia poliklinik pengobatan gratis

b. Tahunan : pengobatan untuk staff dan keluarganya bebas, ditanggung perusahaan

### 4. *Perumahan*

Untuk *staff* disediakan *mess*.

### 5. *Rekreasi dan olahraga*

a. Rekreasi : setiap satu tahun sekali Karyawan dan keluarga bersama-sama mengadakan *tour* atas biaya perusahaan

b. Olahraga : tersedia lapangan tenis dan bulutangkis

### 6. *Kenaikkan gaji dan promosi*

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

b. Promosi dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan pendidikan, prestasi kerja, dan lain-lain.

### 7. *Hak cuti dan ijin*

a. Cuti tahunan : setiap Karyawan mendapatkan cuti setiap tahun selama 12 hari setelah tahun ke 5 mendapatkan tambahan 2 hari (total 20 hari)

b. Ijin tidak masuk kerja diatur dalam KKB yang ada

### 8. *Pakaian kerja dan sepatu*

Setiap tahun mendapat jatah 2 stell.

#### **4.8.8 Manajemen Produksi**

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

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

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

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

a. Kemampuan pasar

Dapat dibagi menjadi dua kemungkinan yaitu:

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

b. Kemampuan pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor antara lain:

- Material (bahan baku)  
Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.
- Manusia (tenaga kerja)  
Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat.
- Mesin (peralatan)

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

#### **4.8.8.2 Pengendalian produksi**

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

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

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

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

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

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

#### 4.9.1 Penaksiran Harga Peralatan

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

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

Dalam hubungan ini:

$E_x$  = harga alat pada tahun X

$E_y$  = harga alat pada tahun Y

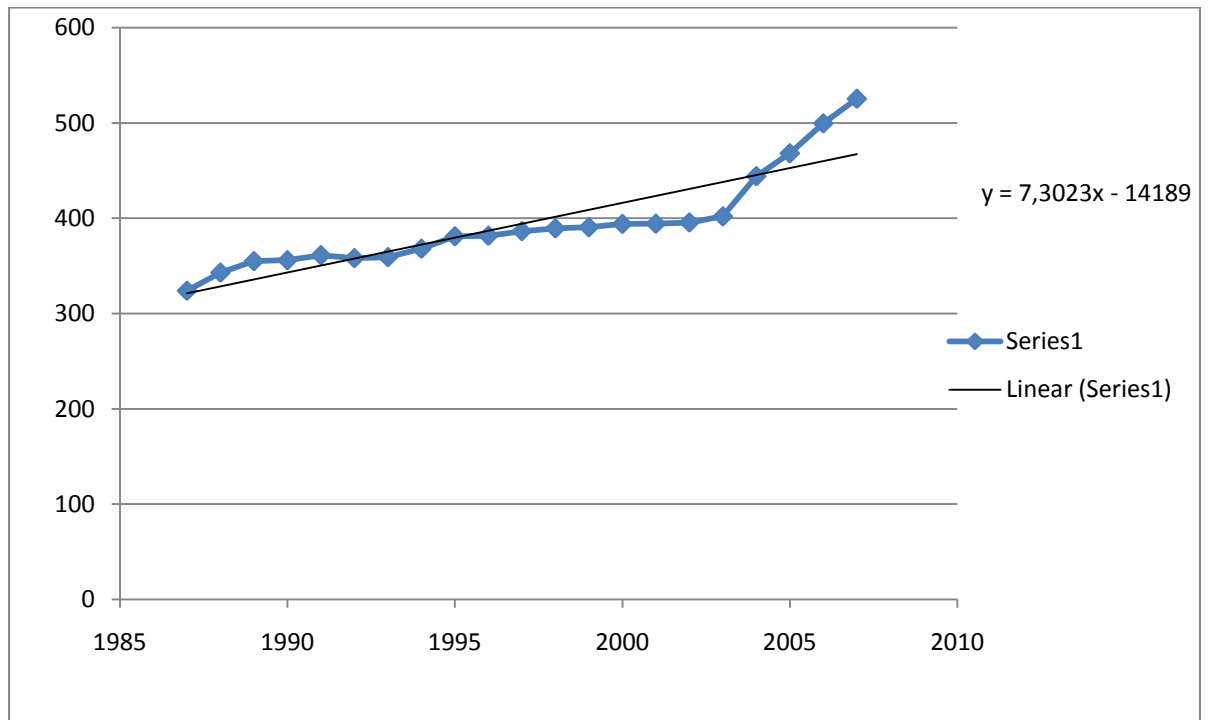
$N_x$  = nilai indeks tahun X

$N_y$  = nilai indeks tahun Y

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

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

<b>Tahun (X)</b>	<b>indeks (Y)</b>
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
<b>Total</b>	<b>8277,6</b>



**Gambar 4.7.** Grafik indeks harga alat

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

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

Dimana:

$E_a$  = Harga alat dengan kapasitas diketahui

$E_b$  = Harga alat dengan kapasitas dicari

$C_a$  = Kapasitas alat A

$C_b$  = Kapasitas alat B

$x$  = Eksponen

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

#### 4.9.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi	=	32.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	=	330 hari
Umur pabrik	=	10 tahun
Pabrik didirikan	=	2015
Kurs mata uang	=	1 US\$ = Rp 10000

#### 4.9.3 Perhitungan Biaya

##### 4.9.3.1 *Capital Investment*

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

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



#### 4.9.3.2 *Manufacturing Cost*

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

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

#### 4.9.3.3 *General Expense*

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

#### 4.9.4 Analisa Kelayakan

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

Dengan:

Fa = *Annual fixed expense*

Ra = *Annual regulated expense*

Va = *Annual variabel expense*

Sa = *Annual sales value expense*

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

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

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

#### 4.9.5. Hasil Perhitungan

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

Total *capital investment* merupakan biaya-biaya pengadaan fasilitas produksi beserta seluruh kelengkapannya dan biaya-biaya pengoperasian pabrik.

Berikut ini tabel-tabel rincian biaya yang berupa modal tetap dan modal kerja.

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

**Tabel 4.11** *Fixed capital investment*

No	Type of Capital Investment	Rupiah (Rp)
1	<i>Delivered equipment</i>	17.410.628.740,006
2	<i>Equipment instalation</i>	4.844.696.692,87
3	<i>Piping</i>	5.601.680.551,13
4	<i>Instrumentation</i>	454.190.314,96
5	<i>Insulation</i>	756.983.858,26
6	<i>Electrical</i>	1.513.967.717
7	<i>Buildings</i>	15.150.000.000,00
8	<i>Land and yard improvement</i>	9.312.500.000,00
9	<i>Utilities</i>	3.333.893.381.61
	<b><i>Pysical plant cost</i></b>	<b>39.453.944.798,83</b>
10	<i>Engineering and construction</i>	7.890.788.959,77
	<b><i>Direct plant cost</i></b>	<b>47.344.733.758,60</b>
11	<i>Contractor's fee</i>	3.314.131.363,10
12	<i>Contingency</i>	7.101.710.063,79
	<b><i>Fixed capital investment</i></b>	<b>119.018.843.621,01</b>

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

**Tabel 4.12.** *Working capital*

No	Type of Expenses	Rupiah (Rp)
1	<i>In process inventory</i>	77.662.235,73
2	<i>Product inventory</i>	10.354.964.764,40
3	<i>Extended credit</i>	1.741.666,67
4	<i>Available cash</i>	10.354.964.764,40
	<b>Total working capital</b>	<b>43.744.414.964,56</b>

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

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

#### A. *Manufacturing cost*

**Tabel 4.13.** *Manufacturing cost*

No	Type of Expenses	Rupiah (Rp)
1	<i>Raw materials</i>	48.845.152,29
2	<i>Labor cost</i>	557.040.000,00
3	<i>Supervision</i>	557.040.000,00
4	<i>Maintenance</i>	334.224.000,00
5	<i>Plant supplies</i>	50.133.600,00
6	<i>Royalties and patents</i>	4.180.000.000,00
7	<i>Utilities</i>	106.061.104.798,64
	<b>Direct manufacturing cost</b>	<b>111.788.387.550,93</b>
1	<i>Payroll and overhead</i>	835.560.000,00
2	<i>Laboratory</i>	557.040.000,00

3	<i>Plant overhead</i>	2.75.200.000,00
4	<i>Packaging and shipping</i>	20.900.000.000,00
	<b><i>Indirect manufacturing cost</i></b>	<b>22.922.600.000,00</b>
1	<i>Depreciation</i>	11.901.84.362,10
2	<i>Property taxes</i>	2.380.376.872,42
3	<i>Insurance</i>	1.190.188.436,21
	<b><i>Fixed manufacturing cost</i></b>	<b>15.472.449.670,73</b>
	<b><i>Total manufacturing cost</i></b>	<b>142.219.862.325,04</b>

## B. *General expense*

**Tabel 4.14.** *General expense*

No	<i>Type of Expenses</i>	<b>Rupiah (Rp)</b>
1	<i>Administration</i>	33.527.099.999,99
2	<i>Sales</i>	111.756.999.999,98
3	<i>Research</i>	33.527.099.999,99
4	<i>Finance</i>	18.460.306.833,20
	<b><i>General expense</i></b>	<b>20.787.591.764,53</b>

Total biaya produksi = TMC + GE

= Rp **185.837.694.562,47**

**Tabel 4.15** *Fixed anual cost (Fa)*

<b>No.</b>	<b>Komponen</b>	<b>Harga (Rp)</b>
1.	<i>Depreciation</i>	11.901.84.362,10
2.	<i>Property tax</i>	2.380.376.872,42
3.	<i>Insurance</i>	1.190.188.436,21
	<b>Total</b>	<b>15.472.449.670,73</b>

**Tabel 4.16** *Variable anual cost (Va)*

<b>No</b>	<b>Komponen</b>	<b>Harga (Rp)</b>
1	<i>Raw Material</i>	48.845.152,29
2	<i>Packing &amp; Shipping</i>	20.900.000.000,00
3	Utilitas	106.061.104.798,64
4	<i>Royalties &amp; patents</i>	4.180.000.000,00
	<b>Total Va</b>	<b>131.189.949.950,92</b>

**Tabel 4.17** *Regulated anual cost (Ra)*

<b>No.</b>	<b>Komponen</b>	<b>Harga (Rp)</b>
1	Gaji karyawan	5.570.400.000,00
2	<i>Payroll overhead</i>	835.560.000,00
3	<i>Plant overhead</i>	2.785.200.000,00
4	Supervisi	557.040.000,00
5	<i>Laboratorium</i>	557.040.000,00
6	<i>Maintenance</i>	334.224.000,00

7	<i>General expense</i>	28.485.697.340,82
8	<i>Plant supplies</i>	50.133.600,00
	<b>Total</b>	<b>39.175.294.940,82</b>
	<b>Total Ra ( Rp )</b>	<b>39.175.294.940,82</b>

#### 4.9.5.3. Keuntungan (*Profit*)

Keuntungan = total penjualan produk – total biaya produksi

##### a. Keuntungan sebelum pajak

Total penjualan produk = Rp 209.000.000.000,00

Total biaya produksi = Rp 185.837.694.562,47

Keuntungan = Rp 23.162.305.437,53

##### b. Keuntungan setelah pajak

Pajak 50% = Rp 11.117.906.610,01

#### 4.9.5.4. Analisa Kelayakan

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

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

◆ ROI sebelum pajak = 19,4610%

◆ ROI setelah pajak = 9,3413%



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

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

- POT sebelum pajak = **3,3943** tahun
- POT setelah pajak = **5,1703** tahun

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

$$\text{Fixed manufacturing cost (Fa)} = \text{Rp } 15.472.449.670,73$$

- *Variabel cost (Va)* = Rp 131.189.949.950,92
- *Regulated cost (Ra)* = Rp 39.175.294.940,82
- Penjualan produk (Sa) = Rp 209.000.000.000,00

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

$$\text{BEP} = 54,03 \%$$

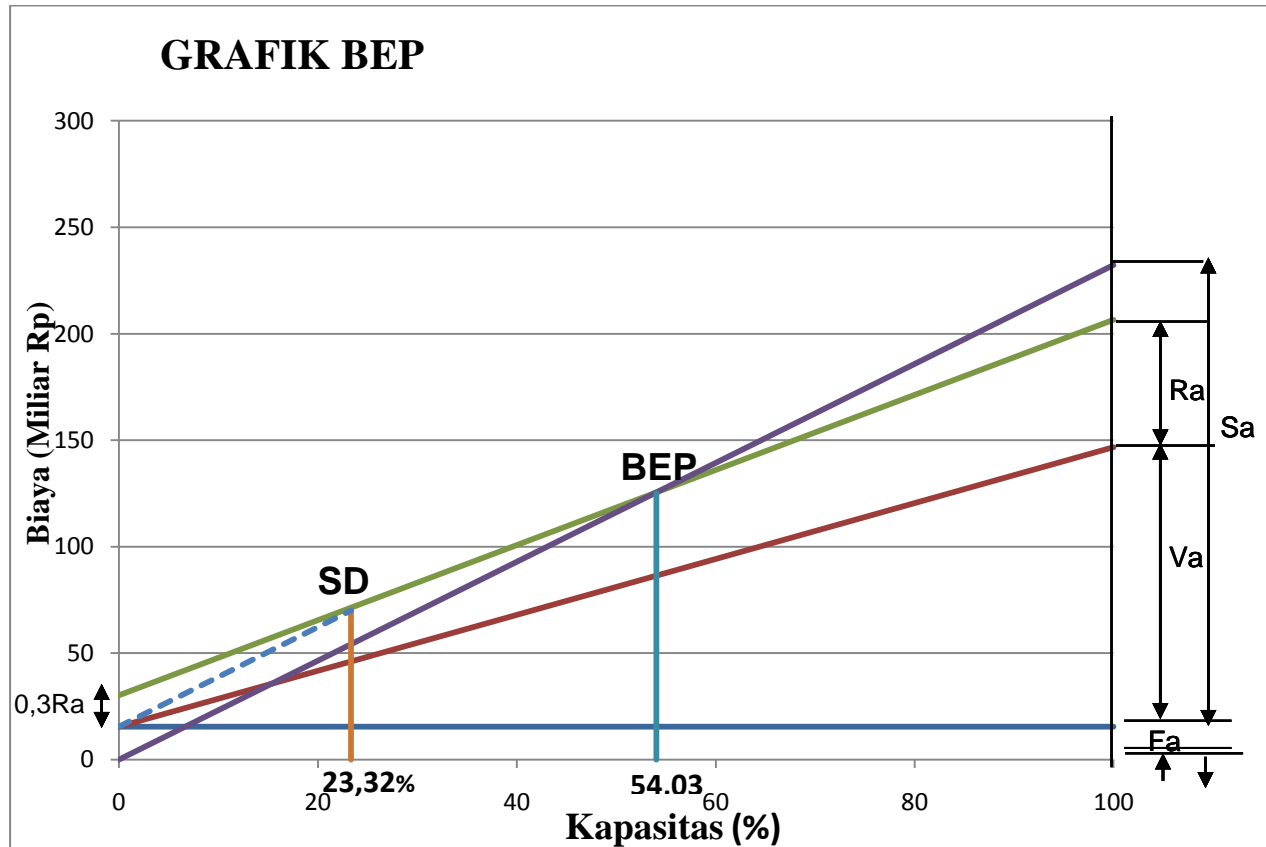
## 4. *Shut down point (SDP)*

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

$$\text{SDP} = 23,32 \%$$

### 5. Discounted cash flow (DCF)

- Umur pabrik = 10 tahun
- *Fixed capital* (FC) = Rp 119.018.843.621,01
- *Working capital* (WC) = Rp 43.744.414.964,56
- *Cash flow* (CF) = Rp 51.505.488.312,93
- *Salvage value* (SV) = Rp 11.901.884.362,10
- DCFR = 22,29 %
- Bunga simpanan Bank rata-rata saat ini = 8-10 %



**Gambar 4.8** Nilai BEP dan SDP

0,3 Ra merupakan besarnya biaya yang harus tetap dibayar meskipun pabrik tidak melakukan kegiatan produksi atau tidak beroperasi. Komponen – komponen yang termasuk dalam biaya ini adalah gaji buruh dan *maintenance*. Dari grafik BEP dan SDP terlihat bahwa perpotongan antara garis total penjualan (Sa) dengan garis total biaya akan menunjukkan titik impas dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan dan tidak mengalami kerugian (BEP) yaitu pada saat kapasitas produksi sebesar 54,03 %. Pabrik mulai mendapatkan keuntungan saat kapasitas produksinya di atas 54,03 %. Perpotongan antara garis sejajar garis total penjualan (Sa) dengan garis total biaya akan menunjukkan titik SDP dimana pabrik sebaiknya ditutup karena pabrik mengalami kerugian sebesar Biaya Tetap (Fa). Hal ini terjadi pada saat kapasitas produksi pabrik sebesar 23,32 %.



## **BAB V**

### **PENUTUP**

#### **5.1 KESIMPULAN**

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

1. Pendirian pabrik Gliserol di Indonesia cukup menarik karena diperkirakan kebutuhan Gliserol akan meningkat sejalan dengan terus berkembangnya industri di Indonesia.
2. Dari segi bahan baku, pemasaran dan lingkungan, lokasi pabrik Gliserol di daerah Cilegon, Banten cukup menguntungkan karena kemudahan dalam mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, ketersediaan air dan listrik serta dekat dengan konsumen yang membutuhkan bahan baku gliserol.
3. Pabrik Gliserol digolongkan sebagai pabrik yang beresiko rendah karena dilihat dari mekanisme prosesnya sederhana, dan tidak dalam tekanan tinggi serta gliserol dan bahan baku lainnya tidak mudah meledak atau dengan kata lain memiliki kestabilannya yang tinggi dalam tangki penyimpanan.
4. Dari perhitungan analisa ekonomi diperoleh hasil sebagai berikut :
  - a. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 23.162.305.437,53 dan keuntungan sesudah pajak sebesar Rp 11.117.906.610,01

- b. *Percent Return On Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 19,4610 % dimana batas untuk pabrik beresiko rendah sebesar 11 %.
- c. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 3,3943 tahun, dimana batas maksimum untuk pabrik resiko rendah sebesar 5 tahun dan POT sesudah pajak sebesar 5,1703 tahun.
- d. *Break Even Point* (BEP) dicapai pada 54,03 % kapasitas produksi dimana BEP dianggap layak oleh Bank sebesar (40% - 60%) sedangkan harga *Shut Down Point* (SDP) sebesar 23,32 %.
- e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 22,29 % dimana DCFR harus lebih besar dari tingkat suku bunga pada saat ini sebesar 15 %.

Atas dasar beberapa faktor tersebut diatas, termasuk hasil evaluasi ekonomi pabrik Glycerol dari Epichlorohydrin dan Sodium Hidroksida cukup layak didirikan.

**DAFTAR PUSTAKA**

- Aries, R.S and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc Grow – Hill Book Company, New York.
- Brown, G.G., 1978, *Unit Operation*, John Wiley and Sons Inc, New York Modern Asia Edition, Charles Tuttle Co, Tokyo.
- Brownell, L.E and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Vessel Design*, 1<sup>th</sup> ed, John Wiley and Sons, New Delhi, India.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1993, *Chemical Engineering*, 2<sup>nd</sup> ed, vol.6, Pergamon Press, Japan.
- Faith, Keyes & Clark., 1955, *Industrial Chemical*, 4<sup>th</sup> ed, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Groggins, P.H., 1954, *Unit Process in Organic Synthesis*, 5<sup>th</sup> ed, Mc.Graw Hill Book Co., New York.
- Kern, D.Q., 1950, *Process Heat Transfer*, 24<sup>th</sup> ed., Mc.Graw – Hill International Editions, Singapore.
- Kirk, R.E. and Othmer, V.F., 1978, *Encyclopedia of Chemical Technology*, vol 8, John Wiley and Sons Inc, New York.
- Ludwig, E.E., 1965, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant*, vol II, Gulf Publishing Company, Houston.
- Oktave Levenspiel., 1962, *Chemical Reaction Engineering*, 2<sup>nd</sup> ed, John Wiley and Sons, Inc., New York.

Perry, R.H., and Green, D.W., 1984, *Perry's Chemical Engineers Handbook*, 6<sup>th</sup> ed., Mc Graw-Hill Book Co., International Student Edition, Singapore.

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1991, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 4<sup>th</sup> ed, Mc Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo.

Rase and Barrow., 1957, *Project Engineering of Process Design*, John Wiley and Sons, New York.

Smith, J.M. and H.C. Vanness., 1996, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 5<sup>th</sup> ed, Mc. Graw Hill Book Company, Singapore.

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

Treyball, R.E., 1981, *Mass Transfer Operation*, 3<sup>th</sup> ed, Mc Graw Hill International Book Company, Tokyo.

Walas, Stanley.M., 1988, *Chemical Process Equipment*, Butterworth, USA.

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

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

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



# LAMPIRAN



## MENARA DISTILASI

Fungsi : untuk memisahkan  $C_3H_8O_8$  dari  $C_3H_5OCl$  dan  $H_2O$

Tipe Alat : Plate Column

### Distribusi Komponen (Neraca Massa)

Asumsi :

1. Tekanan sepanjang menara tetap.
2. Aliran cairan dan uap sepanjang menara dianggap tetap (equimolar overflow).
3. Relatif volatilitas dianggap konstan sepanjang menara.
4. Terjadi kesetimbangan di tiap plate.

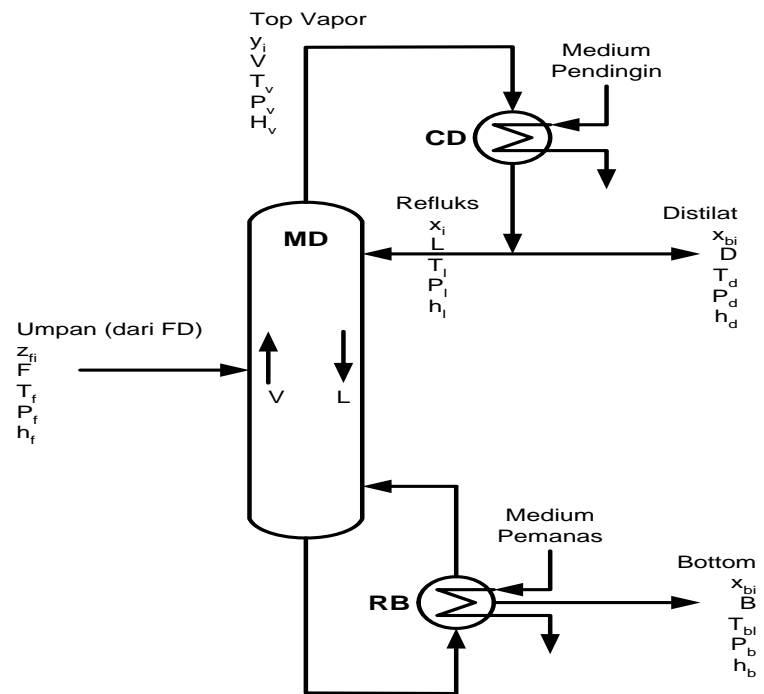
*Neraca Massa*

$$\text{Total : } F = D + B$$

$$\text{Komponen } z_{fi}.F = x_{di}.D + x_{bi}.B$$

*Kesetimbangan*  $y_i = K_i.x_i$

$$K_i = P_{i0} / P$$



masuk menara:

komponen	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam	fraksi massa	Td ( $^{\circ}$ C)	
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> OCl	0,41978168	0,0293	38,84029994	0,1447	116	LK
H <sub>2</sub> O	1418,672047	99,0233	25557,37693	95,1992	100	
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	13,57294098	0,9474	1250,0000	4,6561	290	HK
	1432,6648	100	26846,2172	100		

### DISTRIBUSI KOMPONEN

yang diharapkan

komponen	kg/jam	BM	fraksi massa	kmol/jam	fraksi mol
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	1250,0000	92,095	0,99	13,572941	0,950897856
H <sub>2</sub> O	12,62626	18,015	0,01	0,7008749 7	0,049102144
Total	1262,6263		1	14,273816	1

hasil atas :

komponen	kmol/jam	kg/jam
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> OCl	0,41978168	38,8402999 4
H <sub>2</sub> O	1417,971172	25544,7506 7
	1418,3910	25583,5910

hasil bawah :

komponen	kmol/jam	kg/jam
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	13,57294098	1250,0000
H <sub>2</sub> O	0,700874972	12,62626
	14,2738	1262,6263

komponen	Umpan		Hasil Atas		Hasil Bawah	
	kmol/jam	fraksi mol	kmol/jam	fraksi mol	kmol/jam	fraksi mol
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> OCl	0,41978168	0,03%	0,41978168	0,03%		0,00%
H <sub>2</sub> O	1418,672047	99,02%	1417,9712	99,97%	0,700874972	4,91%
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	13,57294098	0,95%		0,00%	13,57294098	95,09%
	1432,6648	100%	1418,3910	100%	14,2738	100%

### TEKANAN UAP MURNI

Dengan fase cair-uap dapat didekati dengan persamaan antoine modifikasi :

komponen	A	B	C
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	17,2392	4487,04	-140,2
H <sub>2</sub> O	18,3036	3816,44	-46,13

$$\ln P = A - \frac{B}{T + C}$$

dimana :

- A,B,C      Bilangan Antoine  
 T            Suhu (K)  
 P            Tekanan Uap murni (mmHg)

⌘ Apabila nilai harga Antoine tidak ada maka, menggunakan rumus tekanan uap Robert C, Reid

⌘ **Tekanan Uap epichlorohydrin**

$P_c$	=	48,35	atm
$\ln P_c$	=	3,87846622	
$T_c$	=	337	$^{\circ}\text{C}$
	=	610	$^{\circ}\text{K}$
$T_{br}$	=	0,34421365	$^{\circ}\text{C}$
BM	=	92,525	kg/kgmol
$T_b$	=	116	$^{\circ}\text{C}$

$$\ln P_{vpr} = h \left( 1 - \frac{1}{T_r} \right)$$

$h = 2,03575603$  (Robert C. Reid, Eq 1,1, 1973)

Rumus Tekanan Uap Reidel

$$h = T_{br} \frac{\ln P_c}{1 - T_{br}}$$

(Robert C. Reid, Eq 1,2, 1973)

konstanta kesetimbangan fase uap-cair dapat ditentukan :

$$K_i = \frac{P_o}{P}$$

kondisi operasi menara dapat ditentukan:

**KONDISI OPERASI UMPAN**

Kondisi operasi umpan terjadi pada kondisi cair jenuh ( bubble point ) sehingga harus memenuhi syarat  $y_i = x_i \cdot k_i = 1$

maka dengan trial and error dicoba pada tekanan operasi

dicoba : P = 1 atm 101,8047315  
 760 mmHg  
 T = 99,5500 C  
 372,5500 K

Komponen	(Fi) Kmol/jam	Xi	Pi°	Ki	Yi = Xi*Ki	ai = (Ki/Khk)
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> OCl	0,4198	0,0003	207,6389182	0,2732	0,0001	1649,3828
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	13,5729	0,0095	0,1259	0,0002	0,0000	1,0000
H <sub>2</sub> O	1418,6720	0,9902	743,8147	0,9787	0,9691	5908,5028
TOTAL	1432,6648	1			0,9692	

**KONDISI OPERASI ATAS (DESTILAT)**

Kondisi operasi atas terjadi pada kondisi uap jenuh ( dew point ) sehingga harus memenuhi syarat  $s x_i = s y_i / k_i = 1$

maka dengan trial and error dicoba pada tekanan operasi

dicoba : P = 1 atm 100,0047353  
 760 mmHg  
 T = 100,4200 C



373,4200 K

Komponen	Di (Kmol/jam)	Yi	Pi°	Ki	Xi = Yi/Ki	αi = (Ki/Khk)
C3H5OCl	0,4198	0,0003	209,2577021	0,2753	0,0011	1,0000
H2O	1417,9712	0,9997	767,2947	1,0096	0,9902	3,6667
TOTAL	1418,3910	1			0,9913	

### KONDISI OPERASI BAWAH (BOTTOM)

Kondisi operasi bawah terjadi pada kondisi cair jenuh ( bubble point ) sehingga harus memenuhi syarat  $x_i = y_i \cdot k_i = 1$

maka dengan trial and error dicoba pada tekanan operasi  
dicoba : P =

1 atm  
760 mmHg

T = 208,8873 C 275,8094803  
481,8873 K

Komponen	(Bi) Kmol/jam	Xi	Pi°	Ki	Yi = Xi*Ki	αi = (Ki/Khk)
C3H8O3	13,5729	0,9509	60,7759	0,0800	0,0760	1,0000
H2O	0,7009	0,0491	13980,5420	18,3954	0,903256039	230,0345
TOTAL	14,2738	1			0,979297662	

$$\alpha_{avg} = ((\alpha_{LK})_D \cdot (\alpha_{LK})_B)^{0.5}$$

$$= 29,0426897$$

$$= 1,463036835$$

### Cek Pemilihan LK dan HK

Dicek apakah komponen terdistribusi atau tidak dengan persamaan Shiras

$$DK = \frac{\alpha_i - 1}{\alpha_{lk} - 1} \cdot \frac{X_{lkD} D}{Z_{lkF} F} + \frac{\alpha_{lk} - \alpha_i}{\alpha_{lk} - 1} \cdot \frac{X_{hkD} D}{Z_{hkF} F}$$

$$= F_1 + F_2$$

Dengan	:	nilai yang menunjukkan komponen terdistribusi atau tidak
DK	=	nilai yang menunjukkan komponen terdistribusi atau tidak
$\alpha_i$	=	<i>relative volatility</i> komponen i terhadap komponen <i>heavy key</i>
$\alpha_{lk}$	=	<i>relative volatility</i> komponen <i>light key</i> terhadap komponen <i>heavy key</i>
$X_{lkD}$	=	fraksi mol komponen <i>light key</i> di distilat
$Z_{lkF}$	=	fraksi mol komponen <i>light key</i> di umpan
D	=	jumlah distilat, kmol/jam
F	=	jumlah umpan, kmol/jam
$X_{hkD}$	=	fraksi mol komponen <i>heavy key</i> di distilat
$Z_{hkF}$	=	fraksi mol komponen <i>heavy key</i> di umpan
$K_i$	=	koefisien aktivitas komponen i
$K_{hk}$	=	koefisien aktivitas komponen <i>heavy key</i>

Dengan batasan DK untuk komponen terdistribusi adalah  $0,01 < DK < 0,99$  dan tidak terdistribusi apabila  $DK < -0,01$  atau  $DK > 1,01$

$$\begin{aligned} X_{lkD} \cdot D &= 12,6263 & Z_{lkF} \cdot F &= 38,8403 \\ X_{hkD} \cdot D &= 1250,0000 & Z_{hkF} \cdot F &= 1250,0000 \end{aligned}$$

Komponen	Zi = xi umpan	$\alpha_D$	$\alpha_B$	$\alpha_{avg}$	F1	F2	DK	
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> OCl	0,0003	1,0000E+00	0,0000E+00	0,0000E+00	3,2508E-01	0,0000E+00	0,32508149	terdistribusi
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	0,0095	0,0000E+00	1,0000E+00	0,0000E+00	3,2508E-01	0,0000E+00	0,32508149	terdistribusi
H <sub>2</sub> O	0,9902	3,6667E+00	2,3003E+02	2,9043E+01	-2,8043E+01	0,0000E+00	-28,04269	tidak
TOTAL	0,0098							

Dari hasil perhitungan di atas, pemilihan *Light Key* dan *Heavy Key* sudah benar

### Menentukan Jumlah Plate Minimum

Untuk menentukan jumlah plate minimum digunakan persamaan Fenske

(coulson and Richardson, eq 11.58 p-420)

$$N_m = \frac{\log \left( \frac{X_{lk}}{X_{hk}} \right)_D \cdot \left( \frac{X_{hk}}{X_{lk}} \right)_B}{\log_{lk}}$$

$$= 1,532162731 \text{ plate}$$

### Menentukan Reflux Minimum (Rm)

1. pers Gibbs : Umpan masuk pada keadaan cair jenuh sehingga  $q = 1$

$$\sum \frac{X_{iF}}{a_i} = 1 - q \quad (\text{coulson and Richardson, eq 11.61 p-421})$$

$$\theta = 0,95672$$

Komponen	Xif	ai	ai* Xif	(ai* Xif)/(ai - $\theta$ )
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> OCl	0,0003	1649,3828	0,4833	0,0003
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	0,0095	1,0000	0,0095	0,2189
H <sub>2</sub> O	0,9902	5908,5028	5850,7949	0,9904
TOTAL				1,21

Persamaan Underwood

$$\sum \frac{\alpha_i X_{iD}}{X_i} = R_m + 1 \quad (\text{Coulson and Richardson, eq 11.60 p-421})$$

Komponen	X <sub>iD</sub>	α <sub>i</sub>	α <sub>i</sub> * X <sub>iD</sub>	(α <sub>i</sub> * X <sub>iD</sub> )/(α <sub>i</sub> -θ)
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	0,0003	1,0000	0,0003	0,0068
H <sub>2</sub> O	0,9997	3,6667	3,6657	1,3526
TOTAL				1,3595

Refluks operasi optimum berkisar antara (1.2 - 1.5) kali refluks minimum.

(Coulson and Richardson, 1983, p.392)

Diambil : Roperasi = 1,5 Rminimum

$$R_m + 1 = 1,359468$$

$$R_m = 0,359468$$

$$\begin{aligned}
 Rm/(Rm+1) &= 0,264418 \\
 R/(R+1) &= 0,326724 \\
 R &= 0,485274
 \end{aligned}$$

Menghitung Jumlah Plate Teoritis (pers. Gilliland)

$$\left( \frac{R - Rm}{R + 1} \right) < 0.125 \quad \text{berlaku,}$$

$$\left( \frac{N - Nm}{N + 1} \right) = 0.5039 - 0.5968 \cdot \left( \frac{R - Rm}{R + 1} \right) - 0.0908 \cdot \left( \frac{R - Rm}{R + 1} \right)$$

$$\left( \frac{R - Rm}{R + 1} \right) > 0.125 \quad \text{berlaku,}$$

$$\left( \frac{N - Nm}{N + 1} \right) = 0.6257 - 0.9868 \cdot \left( \frac{R - Rm}{R + 1} \right) + 0.5160 \cdot \left( \frac{R - Rm}{R + 1} \right) - 0.1738 \cdot \left( \frac{R - Rm}{R + 1} \right)$$

$$\frac{R - Rm}{R + 1} = 0,0925 > 0.125$$

$$\frac{N - Nm}{N + 1} = 0,5660$$

$$N = \mathbf{4,8351}$$

N ~ 5 plate

### Perhitungan Efisiensi kolom Total dan Jumlah Plate Aktual

Korelasi yang digunakan untuk menentukan efisiensi kolom distilasi secara total .  
adalah Korelasi O'Connell. Efisiensi kolom merupakan fungsi dari viskositas

$$E_o = 51 - 32.5 \log(\mu_a \alpha_a) \quad (\text{Coulson and Richardson eq. 11.67, p.442})$$

Dimana :

$\mu_a$  = Viskositas rata-rata molar  
cairan.

$\alpha_a$  = Volatilitas rata-rata komponen  
light key.

### Menghitung jumlah plate/tray actual

Suhu Rata2 = 154,6536 C  
427,6536 K

Komponen	Xi	$\mu$	$\mu \cdot Xi$
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> OCl	0,0003	0,27449	0,0001
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	0,0095	3,48707	0,0330
H <sub>2</sub> O	0,9902	0,17698	0,1753
TOTAL	1,0000		0,2084

Dengan menggunakan O' Connell corelation, maka efisiensi kolom distilasi

$$E_o = \frac{25,5894}{0,2559} \%$$

$$N_{act} = \frac{N}{E_o}$$

$$N \text{ actual} = \frac{18,8950}{19} \text{ plate}$$

### Penentuan Feed Plate

Persamaan pendekatan yang digunakan untuk menentukan feed plate adalah persamaan Kirkbride :  
*Mencari letak feed point dg pers. Kirkbride (eq. 11.62, p.422, Coulson, 1989)*

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0.206 \log\left[\left(\frac{B}{D}\right)\left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}}\right)\left(\frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}}\right)^2\right]$$

Dengan :  $N_r$  = jumlah plate di enriching section (termasuk kondenser).

$N_s$  = jumlah plate di stripping section (termasuk reboiler)

Diperoleh :

$$\begin{aligned} \log(N_r/N_s) &= 1,344398704 \\ N_r/N_s &= 3,835879346 \\ N_s = N_p / ((N_r / N_s) &+ 1) = 1,03393812 \end{aligned}$$



$$N_r = N_p - N_s = 4$$

total                      5 plate

jumlah plate ideal:

seksi rectifying =	$\frac{4}{25,5894}$	=	15,4989	$\approx$	15
	%				
seksi stripping =	$\frac{1,0339}{25,5894}$	=	4,0405	$\approx$	4
	%				

jumlah plate actual = 15 + 4 = 19 plate

letak feed plate =  $\frac{N_t}{1 + (1/(N_r/N_s))}$  dari plate

= **15,0710** atas

jadi feed plate terletak antara plate 12 dan plate 13

mechanical design tinggi menara

plate spacing antara 0,3-0,6 m (Coulson and Richardson, p. 448)

diambil jarak plate spacing	0,3 m	(Coulson and Richardson, p. 448)
tinggi kolom	5,7 m	

Ruang kosong diatas plate teratas = 10% dari tinggi kolom                      0,57 m

Ruang kosong dibawah plate terbawah = 15% dari tinggi kolom                      0,57 m

tinggi total menara

6,84 m

Perhitungan dimensi Menara

\*) **Bagian Enriching/Rectifying**

P	1 atm	R	82,06 K
T	373,4200 K	lt	0,3 m
Liquid	688,3083 kmol/jam	L/V	0,3267
Vapor	2106,6992 kmol/jam		

Komponen	berat molekul	fraksi mol	Kgmol/jam	kg/jam	fraksi berat	$\rho$ liquid (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho$ komponen	Bm camp
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> OCl	92,525	0,0011	0,4198	38,8403	0,0015	1076,5298	1,6344	0,0995
H <sub>2</sub> O	18,015	0,9902	1417,9712	25544,7507	0,9985	955,3382	953,8878	17,8384
TOTAL		0,9913	1418,3910	25583,5910	1		955,5222	17,9379

Densitas camp. Liquid

= 955,5222 kg/m<sup>3</sup>

Densitas camp Vapor

= 0,0006 kg/liter

0,5854 kg/m<sup>3</sup>

Kecepatan vapor =

(R+1)\*D

2106,6992 kmol/jam

37998,6425 kg/jam

Kecepatan liquid =

(R\*D)

688,3083 kmol/jam

12415,0515 kg/jam

**\*) Bagian Stripping**

P                      1 atm                      R            82,06 lt atm /Kgmol K  
 T            481,8873 K                      lt            0,3 m  
 Liquid            2120,9730 kmol/jam                      V/L    0,9932702  
 Vapor            2106,6992 kmol/jam

Komponen	berat molekul	fraksi mol	Kgmol/jam	kg/jam	fraksi berat	ρ liquid (kg/m3)	ρ komponen	Bm camp
C3H8O3	92,095	0,95090	13,5729	1250	0,99	1129,0061	1117,7160	87,5729
H2O	18,015	0,04910214	0,7009	12,626263	0,01	833,9065	8,3390648	0,8845751
TOTAL		1	14,2738	1262,6263	1		1126,0551	88,4575

Densitas camp.  
liquid

1126,0551 kg/m3

Densitas camp

Vapor

0,0022 kg/liter

2,2370 kg/m3

Kecepatan liquid

$F * q + R * D$

2120,9730 kmol/jam

39261,2688 kg/jam

Kecepatan vapor

$Lm - B$

2106,6992 kmol/jam

37998,6425 kg/jam

### Plate Spacing

Kisaran plate spacing antara 0.15 - 1 m. Untuk diameter kolom > 1 m, biasanya digunakan plate spacing 0.3 -

0.6 (Coulson and Richardson, 1983, p.448)

Dipilih : *Enriching Section*  $l_t = 0,3 \text{ m}$

*Stripping Section*  $l_t = 0,3 \text{ m}$

### Liquid - Vapor Factor

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad (\text{Coulson and Richardson, eq.11.82, p.460})$$

Diperoleh : *Enriching Section*  $FLV = 0,0081 \text{ m}$

*Stripping Section*  $FLV = 0,0449 \text{ m}$

### Konstanta Persamaan Fair (K1)

Dari (Fig. 11.27 Coulson and Richardson, hal 459) diperoleh nilai konstanta persamaan Fair (K1) dengan parameter FLV &  $l_t$

Diperoleh : *Enriching Section*  $K1 = 0,077$

*Stripping Section*  $K1 = 0,062$

*Section*

**Flooding Vapor Velocity**

Flooding velocity dapat diperkirakan dengan persamaan Fair

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (\text{Coulson and Richardson, eq.11.81, p.459})$$

Diperoleh :	<i>Enriching Section</i>	$u_f =$	3,1100	m/detik
	<i>Stripping Section</i>	$u_f =$	1,3897	m/detik

**Design Maximum Velocity**

Vapor velocity umumnya dirancang sekitar 80 - 85 % agar tidak terjadi flooding

*(Coulson and Richardson, 1983, p 459)*

Dirancang :	$u_v, \text{max} =$	80	% $u_f$	
	<i>Enriching Section</i>	$u_v, \text{max} =$	2,4880	m/detik
	<i>Stripping</i>	$u_v, \text{max} =$	1,1117	m/detik

*Section*

Kecepatan volume fase uap :

$$Q_v = \frac{BMrata-rata \times V}{\rho \times 3600}$$

Diperoleh :	<i>Enriching Section</i>	Qv =	0,2325 m3/detik
	<i>Stripping Section</i>	Qv =	0,1405 m3/detik

**Net Area**

$$A_n = \frac{Q_v}{u_{v,max}}$$

Diperoleh :	<i>Enriching Section</i>	An =	0,0934 m2
	<i>Stripping Section</i>	An =	0,1264 m2

**Downcomer Area**

Downcomer area biasanya diambil 12 % dari total column area. (Coulson and Richardson, 1983, p. 460)

Diperoleh :	<i>Enriching Section</i>	Ad =	12 % Ac
	<i>Stripping Section</i>	Ad =	12 % Ac

### Total area

Total area terdiri atas net area (bagian tempat kontak uap-cair) dan downcomer area (bagian tempat mengalirkan cairan dari plate 1 ke plate di bawahnya)

$$A_t = \frac{A_n}{(1 - A_d)}$$

Diperoleh :	<i>Enriching Section</i>	At =	0,1062 m <sup>2</sup>
	<i>Stripping Section</i>	At =	0,1436 m <sup>2</sup>

### Column Diameter

$$D_c = \sqrt{\frac{4 A_t}{\pi}}$$

Diperoleh :	<i>Enriching Section</i>	Dc =	0,3678 m
	<i>Stripping Section</i>	Dc =	0,4277 m

### Liquid Flow Pattern

Maximum Volumetric Liquid Rate

Diperoleh :

<i>Enriching Section</i>	Ql, max =	0,0040 m <sup>3</sup> /s
<i>Stripping Section</i>	Ql, max =	0,0100 m <sup>3</sup> /s

Berdasarkan Fig.11.28 (Coulson and Richardson, 1983, p. 460) dipilih jenis tray sebagai berikut :

*Enriching Section*  
= **Reverse Flow**

*Stripping Section*  
= **Reverse Flow**

### Provisional Plate Design

#### *Enriching Section*

Column Diameter	Dc =	0,3678 m
Column Area	Ac = $\frac{\pi}{4} Dc^2$	0,1062 m <sup>2</sup>
Downcomer Area	Ad = 12% Ac =	0,0127 m <sup>2</sup>
Net Area	An = Ac - Ad =	0,0934 m <sup>2</sup>
Active Area	Aa = Ac - 2Ad =	0,0807 m <sup>2</sup>
Hole Area	Ah = 0.12*Aa	0,0097 m <sup>2</sup>

#### *Stripping Section*

Column Diameter	Dc =	0,4277 m
Column Area	Ac = $\frac{\pi}{4} Dc^2$	0,1436 m <sup>2</sup>
Downcomer Area	Ad = 12% Ac =	0,0172 m <sup>2</sup>



Net Area	$A_n = A_c - A_d =$	0,1264	m <sup>2</sup>
Active Area	$A_a = A_c - 2A_d =$	0,1091	m <sup>2</sup>
			m <sup>2</sup>
Hole Area	$A_h = 0.12 * A_a$	0,0131	

Untuk downcomer area = 12 % column area, maka rasio antara weir length dengan diameter kolom menjadi 0,77 (Coulson and Richardson, 1983, p.464)

Weir height umumnya berkisar antara 40 - 90 mm, dan direkomendasikan 40 - 50 mm untuk operasi umum. Untuk operasi vakum direkomendasikan 6 - 12 mm untuk mengurangi pressure drop. (Coulson and Richardson, p.463)

Ukuran diameter hole bervariasi antara 2,5 - 12 mm ; ukuran yang paling umum adalah 5 mm. (Coulson and Richardson, 1983, p. 465)

Diperoleh :	<b>Enriching Section</b>	$l_w / D_c =$	0,77	
		$l_w = 0,77 D_c$		
	Weir Length	=	0,2832	m <span style="float: right;">( Coulson and Richardson Fig 11.31 )</span>
Dipilih :	Weir Height	$h_w =$	50	mm
	Hole Diameter	$d_h =$	5	mm
	Plate Thickness	$t_p =$	3	mm <span style="float: right;">stainless steel (Coulson and Richardson, 1983)</span>

Diperoleh :	<b>Stripping Section</b>	$l_w / D_c =$	0,77	
		$l_w = 0,77 D_c$		
	Weir Length	=	0,3293	m

( Coulson and Richardson Fig 11.31 )

Dipilih :

	Weir Height	hw =	50 mm	
	Hole Diameter	dh =	5 mm	
	Plate Thickness	tp =	3 mm	stainless steel (Coulson and Richardson, 1983)

**Check Weeping**

**Enriching Section**

Max. Liquid Rate	=	3,8319 kg/sekon	
Turn Down Ratio	=	80 %	(suryo, p-191)
Min. Liquid Rate	=	3,0655 kg/sekon	

$$\max \text{ how} = 750 \left[ \frac{LW}{\rho_L \cdot lw} \right]^{2/3} \qquad \min \text{ how} = 750 \left[ \frac{LW}{\rho_L \cdot lw} \right]^{2/3}$$

Max. how =	43,8996 mm
Min. how =	37,8315 mm



$$K_2 = 30,8$$

(Fig.11.30, Coulson and Richardson)

Diperoleh :

$$u_h (\text{min}) = 5,3118 \text{ m/sekond}$$

(Coulson and Richardson 11.84)

$$u_h (\text{min}), \text{actual} = 8,5818 \text{ m/sekond}$$

jika  $D_{595} > D_{593}$  maka tidak terjadi Weeping

### Plate Pressure Drop

$$\text{Dry plate drop (hd)} = 51 \cdot \left[ \frac{U_h}{C_o} \right]^2 \cdot \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

(Coulson and Richardson p 468, eq.11.88)

$U_h$  = kec uap melalui hole, m/s

$C_o$  = koef discharge sieve plate

$C_o$  mrpk fungsi tebal plate, diameter hole dan perbandingan area hole dan active area (Coulson and Richardson, p.468)

**Enriching Section** Max. Vapor Velocity melalui Hole

$$u_h (\text{max}) = 24,0068 \text{ m/sekond}$$

Plate Thickness/hole diameter

$$= 1,6667$$

$$\text{Residu Head (hr)} = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L}$$

$$A_h / A_p = 0,12$$

$$C_o = 0,94$$

(Fig.11.34, Coulson and Richardson, p.467)

Dry Plate Drop	hd =	125,0485	mm cairan	(Coulson and Richardson, eq.11.88, p.468)
Residual Head	hr =	13,0819	mm cairan	(Coulson and Richardson, eq.11.89, p.468)
Total Pressure Drop	ht =	232,0300	mm cairan	(Coulson and Richardson, eq.11.90, p.468)

$$ht = hd + (ho + how) + hr$$

**Stripping Section**      Max. Vapor Velocity melalui Hole

uh (max) =      10,7273    m/sekon

Plate Thickness/hole diameter

$$= 1,6667$$

$$\text{Residu Head (hr)} = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L}$$

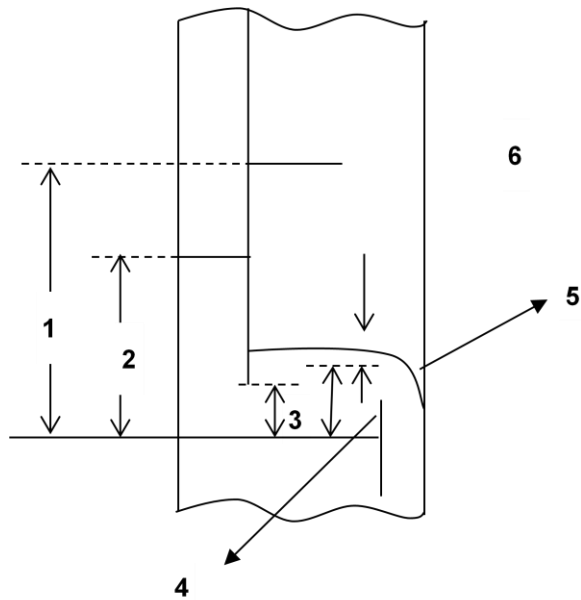
$$Ah / Ap = 0,12$$

$$Co = 0,94 \quad (\text{Fig.11.34, Coulson and Richardson, p.467})$$

Dry Plate Drop	hd =	80,9623	mm cairan	(Coulson and Richardson, eq.11.88, p.468)
Residual Head	hr =	11,1007	mm cairan	(Coulson and Richardson, eq.11.89, p.468)
Total Pressure Drop	ht =	215,1824	mm cairan	(Coulson and Richardson, eq.11.90, p.468)

$$ht = hd + (ho + how) + hr$$

### Down comer design



- 1. Lt = tray spacing
- 2. hb = downcomer back up, diukur dr permukaan plate, m
- 3. hap = tinggi celah antara dinding downcomer dgn plate
- 4. hw = tinggi weir
- 5. how = ketinggian cairan diatas weir

### Downcomer Liquid Back-Up Enriching Section

	hw-hap =	10 mm	hap biasanya 5-10 mm dibawah	
	hap =	40 mm	hw	(Coulson and Richardson, p.469)
Area Under Apron	Aap =	0,1133 m <sup>2</sup>		
	Am =	0,0127 m <sup>2</sup>		

Downcomer Pressure Loss

$$h_{dc} = 166 \cdot \left[ \frac{L_{wd}}{\rho \cdot A_m} \right]^2 \quad (\text{Coulson and Richardson, eq.11.92, p.468})$$

$$h_{dc} = 16,4447 \text{ mm}$$

Back Up in  
Downcomer

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \quad (\text{Coulson and Richardson, eq.11.92, p.468})$$

$$h_b = 342,3743 \text{ mm}$$

$$0,3424 \text{ m}$$

Tray spacing dapat diterima karena  $0.254438433 \text{ m} < \frac{1}{2} (\text{plate spacing} + \text{weir length})$   $\frac{h_b}{l_w + h_w} > \frac{1}{0,2916}$  (Coulson and Richardson, eq. 11.94, p.469)

**Stripping Section**

$$h_w - h_{ap} = 10 \text{ mm}$$

hap biasanya 5-10 mm dibawah  
hw (Coulson and Richardson, p.469)

$$h_{ap} = 40 \text{ mm}$$

Area Under Apron

$$A_{ap} = 0,1317 \text{ m}^2$$

$$A_m = 0,0172 \text{ m}^2$$

Downcomer Pressure Loss

$$h_{dc} = 56,1816 \text{ mm}$$

Back Up in  
Downcomer

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \quad (\text{Coulson and Richardson, eq.11.92, p.468})$$

$$h_b = 394,4834 \text{ mm}$$

$$0,3945 \text{ m}$$

Tray spacing dapat diterima karena  $0.199327596 \text{ m} < \frac{1}{2} (\text{plate spacing} + \text{weir length})$   $\frac{h_b}{l_w + h_w} > \frac{1}{0,31467002}$  (Coulson and Richardson, eq. 11.94, p.469)

**Check Residence Time**

(Coulson and Richardson, eq.11.95, p.470)

<i>Enriching Section</i>	Residence Time	tr =	1 sekon
			<i>tr &gt; 3 sekon ....shg memenuhi</i>
<i>Stripping Section</i>	Residence Time	tr =	1 sekon
			<i>tr &gt; 3 sekon ....shg memenuhi</i>

### **Check Flooding dan Entrainment**

#### ***Enriching Section***

Actual Percentage Flooding for Design Area

***percentage flooding =  $Uv/uf * 100\%$***



$$\psi = 0,03 > 0.1$$

*(Fig.11.29, p.461, Coulson and Richardson)*

### Tray Lay Out

#### Enriching Section

Menggunakan Cartridge-type Construction.

50 mm Unperforated Strip Round Plate Edge :

Wide Calming

Zone

50 mm

biasanya 50 - 75 mm

*(Coulson and Richardson, p.464)*

Perforated area

$$lw / Dc = 0,77$$

$$\theta c = 75 \text{ derajat}$$

*(Fig.11.32, p.465, Coulson and Richardson)*

angle subtended at plate edge by unperforated strip

$$= 105 \text{ derajat}$$

$$\text{mean length, unperforated edge strip} = 0,0937 \text{ m}$$

$$\text{area of unperforated edge strip} = 0,0047 \text{ m}^2$$

$$\text{area of calming zone} = 0,0183 \text{ m}^2$$

$$\text{Total Area for Perforations } A_p = 0,0577 \text{ m}^2$$

$$A_h / A_p = 0,1678$$

$$dh/lp = 2,5 \quad \text{(Fig.11.33, p.466, Coulson and Richardson)}$$

**2.5 < dh/lp < 4...memenuhi** *(Coulson and Richardson, p.465)*

Area of 1 hole = 0,0000 m<sup>2</sup>  
 Jumlah Hole = 493,4167 hole

**Stripping Section**

Menggunakan Cartridge-type Construction.

50 mm Unperforated Strip Round Plate Edge :

Wide Calming  
 Zone

50 mm

biasanya 50 - 75 mm

(Coulson and Richardson, p.464)

Perforated area

$l_w / D_c = 0,77$

$\theta_c = 75$  derajat

(Fig.11.32,p.465,Coulson and Richardson)

angle subtended at plate edge by unperforated strip

= 105 derajat

mean length, unperforated edge strip

= 0,1203 m

area of unperforated edge strip

= 0,0060 m<sup>2</sup>

area of calming zone

= 0,0229 m<sup>2</sup>

Total Area for Perforations

$A_p = 0,0802$  m<sup>2</sup>

$A_h / A_p = 0,1633$

$dh/l_p = 2,6$

(Fig.11.33,Coulson and Richardson)

**2.5 < dh/lp < 4...memenuhi**

(Coulson and Richardson,p.465)

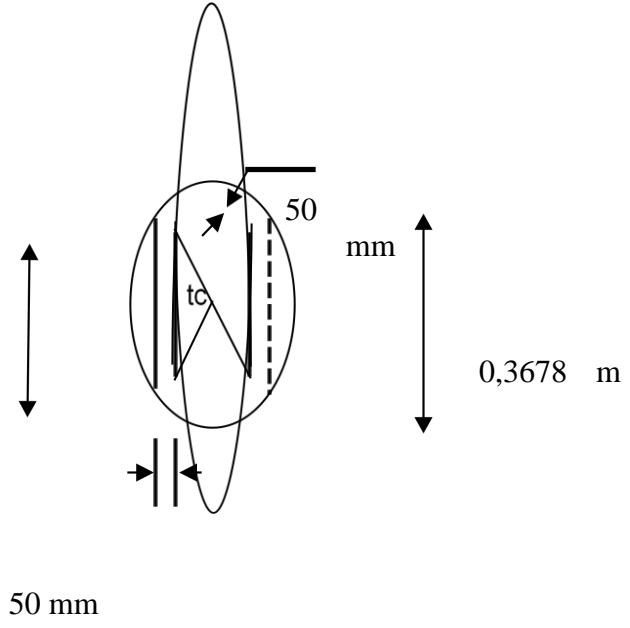
Area of 1 hole = 0,00002 m<sup>2</sup>

Jumlah Hole = 667,3635 hole

**Plate Specification**  
*Enriching Section*

Plate no.	6
Plate ID	0,3678 m
Hole Size	5 mm
Hole Pitch	12,5 mm $\Delta$
Total no. hole	494
Active Hole	494
Blanking Area	0,0965 m <sup>2</sup>
Turn Down	80
Plate Material	Stainless Steel
Downcomer Material	Stainless Steel
Plate Spacing	0,3 m
Plate Thickness	3 mm
Plate Pressure Drop	232,0300 mm cairan

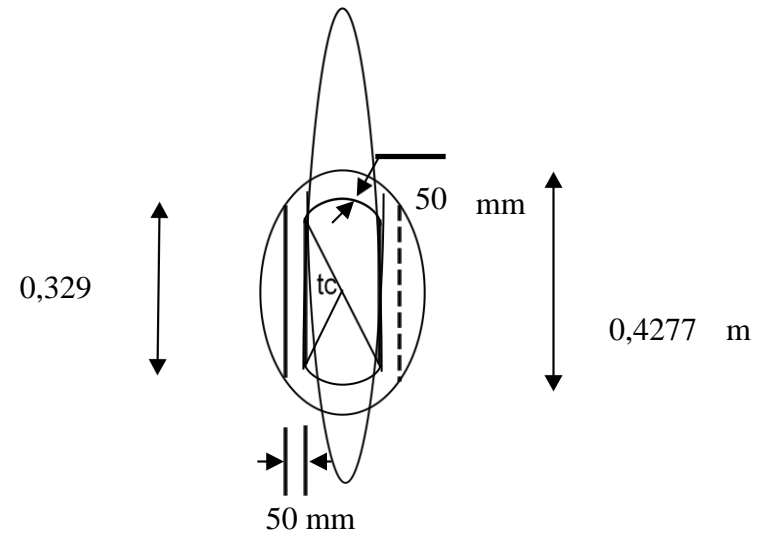
hw= 0,770



**Gambar : Plate Specification Enriching**

### Stripping Section

Plate no.	7
Plate ID	0,4277 m
Hole Size	5
Hole Pitch	13 mm $\Delta$
Total no. hole	668
Active Hole	668
Blanking Area	0,1305 m <sup>3</sup>
Turn Down	80
Plate Material	stainless Steel
Downcomer Material	stainless Steel
Plate Spacing	0,3 m
Plate Thickness	3 mm
Plate Pressure Drop	215,1824 mm cairan



**Gambar : Plate Specification Stripping**

## 2. MENGHITUNG TEBAL SHELL

Digunakan bahan stainless steel SA-167 grade 3 tipe 304

Tekanan design (P) :	17,64 psi
Allowable stress :	18750
Effisiensi sambungan :	0,8
Faktor korosi :	0,125

Tebal Shell

$$t_{shell} = \frac{p \times r_i}{s \times e - 0.6 \times p} + c$$

**Enriching Section**

jari-jari tangki = 7,2396 in  
 tebal shell = 0,1335 in

**Stripping Section**

jari-jari tangki = 8,4196 in  
 tebal shell = 0,1349 in

sehingga di ambil tebal shell yang 0,1335 in dengan memakai tebal shell standard 0.1875 atau (1/4) in

**2. MENGHITUNG TEBAL HEAD**

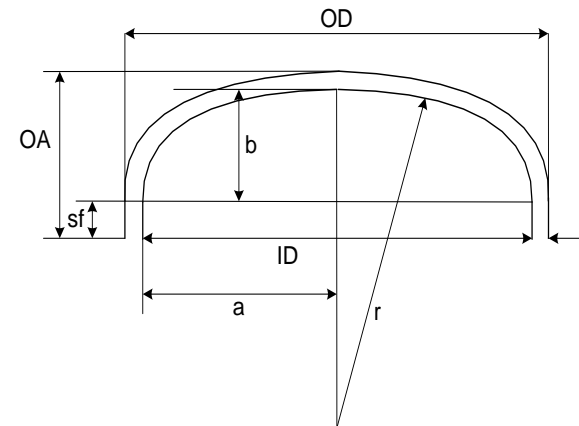
Bentuk head : Elliptikal dished head

Digunakan bahan carbon steel SA 283 grade C

Tekanan design (P) : 17,64 psi  
 Allowable stress : 18750  
 Effisiensi sambungan : 0,8  
 Faktor korosi : 0,125

Tebal Head

$$th = \frac{0,885 \cdot P \cdot rc}{(f \cdot E - 0,1P)} + C$$



### Enriching Section

jari-jari tangki =	7,2396	in
tebal Head =	0,1325	in

### Stripping Section

jari-jari tangki =	8,4196	in
tebal Head =	0,1338	in

sehingga di ambil tebal Head yang 0,1325 in dengan memakai tebal shell standard 0,1875 atau 1/4 in

### 3. MENGHITUNG UKURAN PIPA

**Diameter optimum pipa berdasarkan pers. 15 peters,hal 525**

menentukan ukuran pipa pengeluaran bagian atas

dengan menggunakan persamaan peter M.S. 1983 p 525

$$Di = 3,9 \cdot (Q_f^{0,45}) \cdot (\rho_f^{0,13})$$

#### Pipa Vapor atas

Qf (kecepatan volumetris uap)	0,2325	m <sup>3</sup> /s	8,2094	ft/s
pf (densitas uap)	0,5854	kg/m <sup>3</sup>	0,0365	lb/ft <sup>3</sup>
Di (diameter optimum pipa)	6,5407	in		
diambil pipa standar		7	in	

#### Pipa refluks atas

Qf (kecepatan volumetris cair)	0,2325	m <sup>3</sup> /s	8,2094	ft/s
--------------------------------	--------	-------------------	--------	------

pf (densitas cair)	955,5222	kg/m <sup>3</sup>	59,5977	lb/ft <sup>3</sup>
Di (diameter optimum pipa)	17,1114	in		
diambil pipa standar	17	in		
Pipa Liquid bawah				
Qf (kecepatan volumetris cair)	0,1405	m <sup>3</sup> /s	4,9615	ft/s
pf (densitas cair)	1126,0551	kg/m <sup>3</sup>	70,2342	lb/ft <sup>3</sup>
Di (diameter optimum pipa)	13,9362	in		
diambil pipa standar	14	in		
Pipa refluks bawah				
Qf (kecepatan volumetris uap)	0,1405	m <sup>3</sup> /s	4,9615	ft/s
pf (densitas uap)	2,2370	kg/m <sup>3</sup>	0,1395	lb/ft <sup>3</sup>
Di (diameter optimum pipa)	6,2072	in		
diambil pipa standar	6	in		





### Neraca Panas di Sekitar Menara Distilasi

- Tujuan :
1. Menghitung beban panas kondensor.
  2. Menghitung kebutuhan pendingin pada kondensor.
  3. Menghitung beban panas reboiler.
  4. menghitung kebutuhan pemanas reboiler.

#### Data Cp cair masing-masing komponen

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3,$$

j/mol K

Komponen	A	B	C	D
C3H8O3 (LK)	132,145	8,6007E-01	-1,9745E-03	1,8068E-06
H2O	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07
C3H5OCl (HK)	52,634	0,57412000	-1,5783E-03	1,87E-06

#### Data panas penguapan

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

komponen	A	Tc	n
C3H8O3 (LK)	104,153	723,00	0,301
H2O	52,053	647,13	0,321
C3H5OCl (HK)	41,461	610,00	0,106

Komponen	BM
C3H8O3	92,095
H2O	18,0150
C3H5OCl	92,5250

**Data Cp gas masing-masing komponen**

**Cp = A+BT+CT<sup>2</sup>+DT<sup>3</sup>+ET<sup>4</sup> (Joule/mol K)**

komponen	A	B	C	D	E
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub> (LK)	-27,780	516,14000000	-5,6307E-04	3,2430E-07	-7,2399E-11
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> OCl (HK)	9,656	0,42826000	-2,6797E-04	3,1794E-08	2,7745E-11
H <sub>2</sub> O	33,9330	-0,00841860	0,000029906	-1,7825E-08	3,6934E-12

Persamaan Antoine (dari caulson)

$$\ln P_0 = A - B/(C+T) \text{ mmHg}$$

komponen	A	B	C
c <sub>3</sub> h <sub>8</sub> o <sub>3</sub>	17,2392	4487,04	-140,2
H <sub>2</sub> O	18,3036	3816,44	-46,13

1. Kondisi Operasi Umpan (bubble point)

$$P = 1 \text{ atm} \quad 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 373,4267 \text{ K} \quad 99,55 \text{ C}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	xi	Pio	Ki	yi
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> OCl	38,84029994	0,4217	0,0003	209,2703	0,2754	0,00008
H <sub>2</sub> O	25557,37693	1418,6720	0,9903	767,4788	1,0098	1,0000
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	1250,0000	13,5099	0,0094	0,1354	0,000178	0,00000168
	<b>26846,2172</b>	<b>1432,6037</b>	<b>1,0000</b>			<b>1,0001</b>

Kondisi Operasi Umpan (Dew point)

$$P = 1 \text{ atm} \quad 760 \text{ mmHg}$$
$$T = 436,72 \text{ K} \quad 163,7179 \text{ C}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	xi	Pio	Ki	yi
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> OCl	38,8403	0,4217	0,0003	338,8528	0,4459	0,0007
H <sub>2</sub> O	25557,3769	1418,6720	0,9903	5077,5594	6,6810	0,1482
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	1250,0000	13,5099	0,0094	8,2215	0,0108	0,8717
	<b>26846,2172</b>	<b>1432,6037</b>	<b>1,0000</b>			<b>1,0206</b>

2. Kondisi Operasi Distilat (dew point)

$$P = 1 \text{ atm} \quad 760 \text{ mmHg}$$
$$T = 373,1745387 \text{ K} \quad 100,4267 \text{ C}$$

Komponen	kg/jam	kmol/jam	yi	Pio	Ki	xi
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> OCl	38,84029994	0,4198	0,0003	208,8005	0,2747	0,0011
H <sub>2</sub> O	25544,75067	1417,9712	0,9997	760,6087	1,0008	0,9989
	25583,5910	1418,3910	701,0000			1,0000

**Kondisi Operasi Distilat (bubble point)**

P = 1 atm 760 mmHg

T = 373,1587597 K 100,1588 C

Komponen	xi	Pio	Ki	yi
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> OCl	0,0003	208,7711	0,2747	0,00008
H <sub>2</sub> O	0,9997	760,1806	1,0002	0,99994
	1,0000		1,2749	<b>1,0000</b>

**3. Kondisi Operasi Bottom (buble point)**

P = 1 atm 760 mmHg

T = 481,9212 K 208,9212 C

Komponen	kg/jam	kgmol/jam	xi	Pio	Ki	yi
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	1250,0000	13,5729	0,0014	60,8550	0,0817	0,07769458
H <sub>2</sub> O	12,62626	0,7009	0,0001	13990,0644	18,7837	0,922318
	<b>1262,6263</b>	<b>9999,7292</b>	<b>9,2274</b>		<b>18,8654</b>	<b>1,0000</b>

**Kondisi Operasi Bottom (dew point)**

P = 1,00 atm 760 mmHg

T = 560,5013738 K 287,5014 C

Komponen	yi	Pio	Ki	xi
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	0,0014	708,6997	0,9515	0,9993
H <sub>2</sub> O	0,0001	53315,3872	71,5835	0,0007
	<b>9,2274</b>		72,5350	1,0000

Neraca panas disekitar kolom distilasi 1 :

$$H18 + Qr = Qc + H12 + H13$$

$$H9 = H11 + H12 + Qc$$

4. H12 (panas sebelum masuk kondensor)

$$T(DP) = 373,1745 \text{ K}$$

$$T(BP) = 373,1588 \text{ K}$$

komponen	xi	Cp gas, kj/kmol	Hvap, kj/kmol	H9, kj/kmol
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> OCl	0,0003	2,1198	37504,8374	11,1004
H <sub>2</sub> O	0,9997	0,5381	39502,1542	39491,0012
	<b>701,0000</b>	<b>4.900,3238</b>	<b>54028106,0362</b>	<b>27690989,3667</b>

5. H13/H14 (panas keluar dari condensor)

$$T(BP) = 373,1588 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 298$$

Komponen	yi	Cp, kj/kmol K	Cp, kj/kmol	Hlo/HD, kj/kmol
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> OCl	0,0003	133,0149	49635,68301	14,6900
H <sub>2</sub> O	0,9997	75,5565	28194,57576	28186,2314
	<b>701,0000</b>	<b>146336,4792</b>	<b>77830,25877</b>	<b>19768860,0181</b>

$$H9 = H11 + H12 + Qc$$

$$Qc = H9 - H12 - H11$$

$$Q_C = D[(R+1)H_{G1} - R.H_{LO} - H_D]$$

HG1 =	27690989,3667	kJ/kmol
Hlo/HD =	19768860,0181	kJ/kmol
R =	0,0189	
D =	1.418,3910	kmol/jam
L =	26,8076	kmol/jam
V =	1.445,1985	kmol/jam

Qc	11449049792,3839	kJ/jam
----	------------------	--------

6. Menghitung kebutuhan pendingin di condensor

Sebagai pendingin digunakan air

t1	=	32,0000	°C	=	305,000	K
t2	=	55,0000	°C	=	328,000	K
Cp air	=	4,19	kJ/kg.K			

Kebutuhan pendingin	=	Q / ( Cp (t2-t1))
	=	118720159,5349 kg/jam

7. Menghitung Beban Panas Reboiler

$$HF + Q_r = Q_c + HD + HB$$

$$Q_r = Q_c + HD + HB - HF$$

1. HF (panas pada umpan)

$$T = 373,4267 \text{ K}$$

komponen	xf	Cp, kj/kmol	HF, kj/kmol
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> OCl	0,0003	10.434,6949	3,0719
H <sub>2</sub> O	0,9903	5.675,2773	5.620,0871
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	0,0094	20.111,6189	189,6583
$\Sigma$	<b>1,0000</b>	<b>36221,5911</b>	<b>5.812,8172</b>

2. HB (panas pada bottom)

$$T = 481,9212 \text{ K}$$

komponen	xb	Cp, kj/kmol	HB, kj/kmol
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	0,0003	50544,3403	303,2660
H <sub>2</sub> O	0,9903	14209, 475	1 124,0914
$\Sigma$	<b>198,1139</b>	<b>45392335,1113</b>	<b>14427,3574</b>

$$Q_r = Q_c + D \cdot HD + B \cdot HB - F \cdot HF$$

$$HF = 5812,8172 \text{ kj/kmol}$$

$$HD = 19768860,0181 \text{ kj/kmol}$$

$$HB = 14427,3574 \text{ kj/kmol}$$

$$F = 1432,6037 \text{ kmol/j}$$

$$D = 14 \text{ 8,391 kmol/j}$$

$$B = 9.999,7292 \text{ kmol/j}$$

$$Q_r = 48161744,7 \text{ kj/jam}$$

Menghitung kebutuhan steam reboiler

Sebagai pemanas digunakan steam dengan kondisi :

$$\begin{aligned} T &= 556,3100 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \text{Hfg} &= 630,4 \text{ Btu/lb} \\ &= 1466,3 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Jumlah pemanas

$$\begin{aligned} &= Q / \text{Hfg} \\ &= 32845,5317 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Cek lagi

$$P = 14,7 \text{ psia}$$

(Kern, Tabel.7)

Neraca Panas MD01

masuk keluar

$$\begin{aligned} F*HF + Q_r &= Q_c + D*HD + B*HB \\ 56489207,8772 & \quad 56489207,8772 \end{aligned}$$



## CONDENSOR

Tugas : Mengembunkan uap hasil atas MD  
 Jenis : *Shell and Tubes Exchanger*

### 1. Neraca massa disekitar Condenser :

komponen	kg/jam	kgmol/jam	yi
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> OCl	38,8403	0,41978168	0,0003
H <sub>2</sub> O	25544,75067	1417,971172	0,9997
total	25583,59	1418,39	701,00

### 2. Perhitungan Condensor

$$Q_c = 16454812,48 \text{ kJ/jam}$$

#### **Hot fluid**

Uap keluar MD-02

Kec. hot fluid =	25583,59	kg/jam	=	56402,10	lb/jam
Tekanan =	1,00	atm			
Suhu masuk =	99,55	°C	=	211,19	F
Suhu keluar =	100,16	°C	=	212,29	F
ta =	211,74	F		373,00	K
Beban panas =	16454812,48	kJ/jam			
=	15596152,64	Btu/jam			

**Cold fluid**

Water

Kec. cold fluid = 222919,1419 kg/jam = 491452,00 lb/jam  
 Tekanan = 0,98 atm  
 Suhu masuk = 32,00 °C = 89,60 F 305,00 K  
 Suhu keluar = 55,00 °C = 131,00 F 328,00 K  
 ta = 110,30 F  
 Beban panas = 16454812,48 kj/jam  
 = 15596152,64 Btu/jam 7072855,22 kg/jam  
 Jumlah air pendingin,  
 $W = Q / C_p * (t_2 - t_1)$   
 = 140498,2899 Kg/jam

hot fluid (F)			cold fluid (F)		difference
F	C		F	C	
211,19	99,55	higher temp.	131,00	55,00	80,19
212,29	100,16	lower temp.	89,60	32,00	122,69
-1,10		difference	41,40		

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left[ \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)} \right]}$$

LMTD = 99,94 °F

Ta = 211,74 F  
 ta = 110,30 F

**3. Menentukan Ud**

Nilai Ud ditentukan pertama kali dari tabel 8 kern untuk light organics-water dengan Ud 75-150

Hot fluid = light organic

Cold fluid = water

$$U_d = 150 \text{ Btu/lb.ft}^2.\text{F}$$

#### 4. Luas transfer panas

$$Q = U_d \cdot A \cdot \Delta T_{LMTD}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta t} = 1040,40 \text{ ft}^2$$

#### 5. Lay Out HE

Lay out HE dilakuka dengan *trial and error* hingga diperoleh *dirt factor* (Rd) yang memenuhi syarat

$$L = 13,2 \text{ ft}$$

$$OD = 1,00 \text{ in} \quad 0,0833 \text{ ft}$$

$$BWG = 17$$

$$Pt = 1 \frac{1}{4} \text{ in-square pitch}$$

Dari tabel 10 Kern, untuk nilai OD seperti di atas didapat *surface per lin* ft :

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

$$N_t = \frac{A}{a''L} = 301,0637$$

$$\text{jumlah tube} = 302$$

sehingga dipilih :

SHELL		TUBE	
ID, in	27	Nt	302
B, in	13 1/2	L, ft	13,2
Passes	1	OD, in	1,00
		BWG	17
		a", ft2/ft	0,2618
		pitch, in	1 1/4
		Passes	1

in-square pitch

Koreksi nilai A dan Ud

$$A = 1043,64 \text{ ft}^2$$

$$U_D = 93,46 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

<i>hot fluid : tubes side, gasses</i>	<i>cold fluid : shell side, water</i>
<p><b>Flow area :</b></p> <p>at' = 0,613 in<sup>2</sup></p> $a_t = \frac{N_t \cdot a_t'}{144 \cdot n}$ <p>= 1,29 ft<sup>2</sup></p> <p><b>mass velocity</b></p> $G_t = \frac{m}{a_t}$ <p>Gt = 43872,29 lb/hr.ft<sup>2</sup></p>	<p><b>Flow :</b></p> $a_s = \frac{ID \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_T}$ <p>C' = Pt - Odt = 0,25 in</p> <p>as = 0,51 ft<sup>2</sup></p> <p><b>mass velocity</b></p> $G_s = \frac{m}{a_s}$ <p>Gs = 970769,38 lb/hr.ft<sup>2</sup></p>

**velocity :**

$$V = G_t / (3600\rho)$$

$$\rho = 25,31 \text{ lb/cuft}$$

$$V = 0,40 \text{ fps}$$

$$\text{pada } T_a = 211,74 \text{ F} \rightarrow \text{K} \quad 373,00$$

$$\mu = 0,03 \text{ lb/ft.hr}$$

$$ID = 0,07 \text{ ft}$$

$$\text{Reynold}_{Re} = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$$

$$121483,03$$

$$h_i = 200,00$$

$$h_{io} = h_i \times ID/OD$$

$$176,80 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

**loading :**

$$G'' = W/L.Nt^{(2/3)}$$

$$827,12 \frac{\text{lb/hr.lin}}{\text{ft}}$$

$$\text{Asumsi } h = h_o = 200,00$$

$$t_w = t_a + h_{io}/(h_{io}+h_o) \cdot (T_v - t_a) = \rightarrow \text{F} \quad 164,14$$

$$t_f = (t_w + T_v)/2 = 187,94$$

$$\text{pada } t_f = 187,94 \quad 359,78 \text{ K}$$

$$\mu_f = 0,32 \text{ cp}$$

$$k_f = 0,39 \text{ Btu/jam.ft.F}$$

$$s_f = 0,82$$

$$h_o = 50,00 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

**Pressure drop**

$$Re_t = 121483,03$$

$$f = 0,00016$$

$$s = 1,01$$

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} D_s}$$

$$\text{pada } t_a = 110,30 \text{ F} \quad 316,65$$

$$\mu = 1,50 \text{ lb/ft.hr}$$

$$De = 0,06 \text{ ft}$$

$$= 1,04E-03 \text{ psi}$$

$$P_R = \left(\frac{4n}{s}\right) \times \left(\frac{v^2}{2g}\right) \times \left(\frac{62.5}{144}\right)$$

$$(v^2/2g) = 0,001$$

$$= 1,71E-03 \text{ psia}$$

$$P_T = P_t + P_R$$

$$= 2,7581E-03 \text{ psia}$$

$$\text{Res} = 39341,62$$

$$f = 0,0026$$

$$s = 1,00$$

$$N + 1 = 12 \text{ L/B}$$

$$11,73$$

$$D_s = 2,25 \text{ ft}$$

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s}$$

$$= 20,37 \text{ psi}$$

**overall coefficient**

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

$$= 77,9542 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D}$$

$$= -0,0021 > R_d \text{ min} = 0,003$$

SUMMARY

tube, vapor		shell, water
176,8001	<i>houtside</i>	50,0000
Uc	77,9542	
UD	93,4593	
<i>Rd calc</i>	-0,0021	
<i>Rd req.</i>	0,0030	
0,0028	<i>DP calc.</i>	20,3703
2,0000	<i>DP allow.</i>	10,0000

## ACCUMULATOR

Fungsi : sebagai penampung arus keluaran kondensor pada menara distilasi 1 untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar

Type : tangki silinder horizontal

### 1. Menghitung volume tangki

a. Kecepatan aliran massa

Komponen	Laju alir W (kg/jam)	Laju alir W (lb/jam)	Densitas $\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Densitas $\rho$ (lb/ft <sup>3</sup> )
C3H5OCl	38,8403	85,6281	393,1030	24,5406
H <sub>2</sub> O	25544,75067	56316,4682	417,9469	26,0916

b. Densitas pada suhu bottom : 322,1696 K 208,9212 °C

Fase cair

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

komponen	A	B	n	T <sub>c</sub>	F, kmol/jam	x	$\rho_L$ , kg/m <sup>3</sup>
C3H8O3	0,34908	0,24902	0,15410	723	85,7790	0,9500	393,1030
H <sub>2</sub> O	0,34710	0,27400	0,28571	647,13	4,5147	0,0500	417,9469
					90,2936	1,0000	811,0500

Asumsi :

kapasitas waktu tinggal 5 menit : 0,0833 jam (Treybal, 1966)

b. Kapasitas dan volume masing-masing komponen dalam 5 menit

volume C3H8O3 = 0,2908 ft<sup>3</sup>



$$\begin{aligned} \text{volume H}_2\text{O} &= 179,8679 \text{ ft}^3 \\ \text{volume tangki} &= 180,1586 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

c. Volume tangki

dianggap tangki berisi 80% cairan, maka :

$$\begin{aligned} \text{volume tangki} &= 225,1983 \text{ ft}^3 \\ \text{overdesign 20 \%} &= 270,2380 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

## 2. Menentukan diameter dan panjang tangki

Berdasarkan Brownell, Persm 5.4, P.81, maka digunakan tangki berbentuk silinder dengan perbandingan  $L/D = 6$

$$V = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (L/D) \cdot D}{4} + \frac{\pi}{12} \cdot D^2 \cdot D$$

$$D = \left( \frac{V}{\frac{\pi}{4} \cdot (L/D) + \frac{\pi}{12}} \right)^{1/3}$$

$$D = \left( \frac{V}{(6/4 \text{ phi} + \text{phi}/12)} \right)^{1/3}$$

$$D = 3,7880 \text{ ft} = 1,1546 \text{ m} = 45,4565 \text{ in}$$

Jadi :

$$\begin{aligned} D &= 3,7880 \text{ ft} = 1,1546 \text{ m} = 45,4565 \text{ in} \\ L &= 22,7283 \text{ ft} = 6,9276 \text{ m} = 272,7390 \text{ in} \end{aligned}$$

### 3. Menghitung tebal shell

Sebagai bahan tangki digunakan carbon steel SA.283 Grade C, dengan spesifikasi :

$$f = 12650 \quad (\text{Tabel 13.1, P.251, Brownell})$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,125$$

$$t_{\text{shell}} = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 P} + c \quad (\text{Persm 13.1, P.254, Brownell})$$

$$P = 1,2 \text{ atm}$$

$$\text{faktor keamanan 20\%, maka } P_{\text{design}} = 21,1680 \text{ psi}$$

$$r_i = 1,8940 \text{ ft} = 22,7283 \text{ in}$$

$$t_{\text{shell}} = 0,1726 \text{ in}$$

$$\text{dipakai tebal shell (ts) standar} = 3/16 \text{ in}$$

### 4. Menghitung tebal head (Terosperical dished head)

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

$$OD = ID + 2t_s$$

$$= 45,8315 \text{ in} \quad 27 \text{ in}$$

$$t_h = 0,1750 \text{ in}$$

$$\text{dipakai tebal head standar (th)} = 3/16 \text{ in}$$

### 5. Menghitung tinggi head

$$\text{dari tabel 5.7 digunakan } OD = 28 \text{ in}$$

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

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

$$\begin{aligned}
 &= \\
 a &= \text{IDs}/2 = 22,7283 \text{ in} \\
 AB &= a - \text{icr} = 20,9783 \text{ in} \\
 BC &= r - \text{icr} = 24,2500 \text{ in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 12,1645 \text{ in} \\
 b &= r - AC = 13,8355 \text{ in}
 \end{aligned}
 \quad (Brownell, P.87)$$

Dari tabel 5.6 Brownell hal.88 dengan th 3/16 in didapat sf = 1.5 - 2 in

perancangan digunakan sf = 1,5 in

$$\begin{aligned}
 Hh &= \text{th} + b + \text{sf} \\
 &= 15,5105 \text{ in} \\
 &= 0,3940 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### 6. Menentukan panjang tangki total

$$\begin{aligned}
 \text{panjang tangki total} &= L + 2 Hh \\
 &= 303,7600 \text{ in} \\
 &= 7,7155 \text{ m}
 \end{aligned}$$

## REBOILER - 01

Tugas : Menguapkan cairan yang keluar dari MD sebagai hasil bawah  
 Jenis : Kettle Reboiler

### 1. Beban Panas

$$Q = 48161744,70 \text{ kJ/jam} = 4,56485E+07 \text{ btu/jam} = 45648,5252$$

### Cold fluid

suhu masuk =	208,9212	°C	=	408,0581	F	481,9212	K
suhu keluar =	287,5014	°C	=	549,5025	F	560,5014	K
ta =	478,7803	F		521,3613	K		
jumlah cairan =	1262,6263		kg/jam =	2783,6111	lb/jam		
tekanan =	1,0000	atm					

### Steam

suhu masuk =	291,2833	°C	=	556,3100	F
suhu keluar =	291,2833	°C	=	556,3100	F
Tv =	556,3100	F			
λ =	630,4000	btu/lb			
			jumlah steam yang dibutuhkan =	32845,5317	kg/jam
				72411,9161	lb/jam

### 2. Δt

hot fluid		cold fluid	difference
556,3100	higher temp.	549,5025	6,8075
556,3100	lower temp.	408,0581	148,2519
0,0000	difference	141,4444	

$$\text{LMTD} = 45,9103 \text{ °F}$$

$$\text{Dt} = \text{LMTD} = 45,9103 \text{ F}$$

komponen	A	B	C	D	kg/jam	xi	Vis (cp)
C3H8O3	-18,2152	4,2305E+03	2,8705E-02	-1,8648E-05	1250	0,99	0,6251
H2O	-10,2158	1,7925E+03	1,773E-02	-1,2631E-05	12,6262626	0,01	0,1078
					1262,6263		<b>0,7329</b>
						$\rho_{mix} =$	0,6199 cp

### 3. Menentukan Ud

Nilai Ud ditentukan pertama kali dari tabel 8 kern untuk steam-light organic 100-200

Hot fluid = steam

Cold fluid = light organic

Ud = 145 Btu/lb.ft<sup>2</sup>.F

### 4. Luas transfer panas

$$Q = U_d \cdot A \cdot \Delta T_{LMTD}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta t} = 6857,2253 \text{ ft}^2$$

### 5. Lay Out HE

Lay out HE dilakuka dengan trial and error hingga diperoleh dirt factor (Rd) yang memenuhi syarat

L = 77 ft  
 OD = 1,00 in 0,0833 ft cek lagi  
 BWG = 16  
 Pt = 1 1/4 in-square pitch

Dari tabel 10 Kern, untuk nilai OD seperti di atas didapat *surface per lin ft* :

a" = 0,2618 ft<sup>2</sup>/ft

$$N_t = \frac{A}{a \cdot L} = 340,1638$$

jumlah tube = 341

sehingga dipilih :

SHELL		TUBE	
ID, in	0,87	Nt	341
B, in	0,2175	L, ft	77
Passes	1	OD, in	1,00
		BWG	16
		a", ft2/ft	0,2618
		pitch, in	1 1/4
		Passes	1

in-square pitch

Koreksi nilai A dan Ud

$$A = 6874,0826 \text{ ft}^2$$

$$U_D = 152,6 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

komponen	A	B	C	D	xi	Vis (cp)
C3H8O3	-18,2152	4,2305E+03	2,8705E-02	-1,8648E-05	0,9900	0,8913
H2O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	0,0100	0,2838

<i>hot fluid : tubes side, steam</i>	<i>cold fluid : shell side, light organic</i>
<p><b>Flow area :</b></p> <p>at' = 0,594 in<sup>2</sup></p> $a_t = \frac{N_t \cdot a_t'}{144 \cdot n}$ <p>= 1,4066 ft<sup>2</sup></p> <p><b>mass velocity</b> = <math>\frac{m}{a_t}</math></p>	<p>Asumsi :</p> <p>ho = 300,0000</p> <p>tw = tc + hio/hio+ho (Tc-tc) :</p> <p>tw = 34,8202 F</p> <p>(Δt)w = 174,1010 F</p> <p>dari gambar 15.11</p> <p>hv = ho &gt; 300 maka dipakai :</p>

<p>Gt = 51479,19 lb/hr.ft2</p> <p>pada Ta = 208,9212 F → K = 371,4395</p> <p>μ = 2,1414 lb/ft.hr</p> <p>ID = 0,8700 ft</p> <p>Reynold : <math>Re = \frac{D \cdot G_t}{\mu}</math></p> <p>20914,3985</p> <p><math>\frac{d \cdot G_p}{hi \cdot \mu}</math> 2500,0000</p> <p>untuk steam diambil :</p> <p>hio = 1500,00 Btu/jam ft2 F</p>	<p>ho = 300,0000 Btu/jam ft2 F</p>
--	------------------------------------

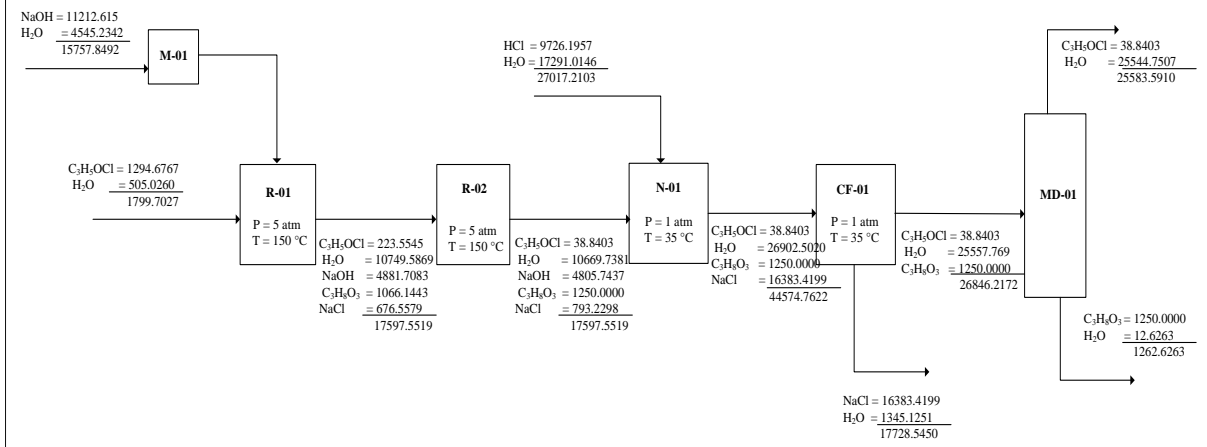
clean overall coefficient Uc :

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \quad 250,0000 \text{ Btu/hr ft2 F}$$

dirt factor :

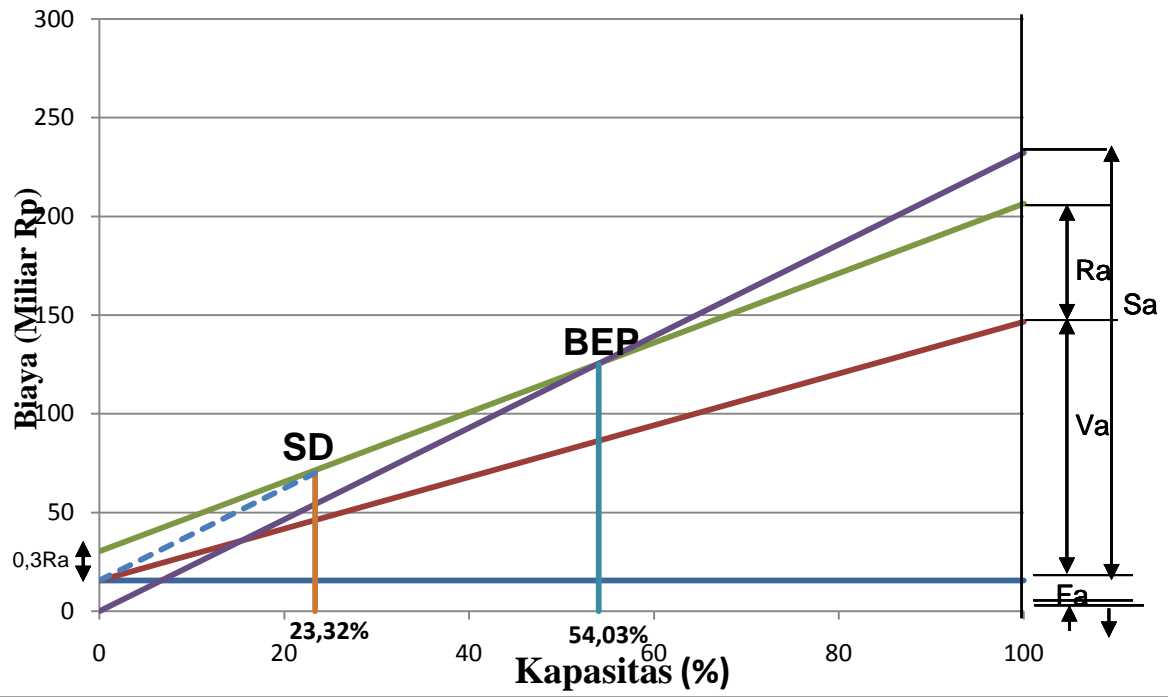
$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{U_c \cdot U_D} \quad 0,0036 > R_d \text{ min} = 0.0$$

DIAGRAM ALIR KUANTITATIF

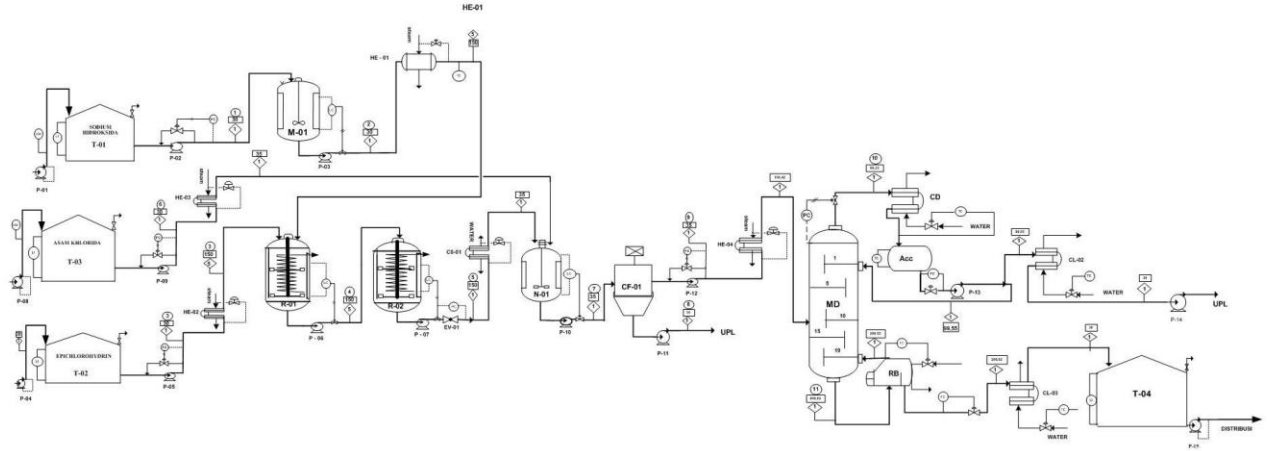




# GRAFIK BEP



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
 PRA RANCANGAN FABRIK GLYCEROL DARI EPICHLOROHYDRIN DAN SODIUM HIDROKSIDA  
 DENGAN KAPASITAS 10000 TON/TAHUN



Komponen	NOMOR ARUS (kg/jam)										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OCl			1294,6767	223,5545	38,8463		38,8463		38,8463	38,8463	
NaOH	11212,4150	11212,4150		10749,5868	10869,751						
H <sub>2</sub> O	4545,2342	4545,2342	505,0388	4841,7083	4805,7437	17291,2166	2692,2020	1345,1451	21577,2791	25844,7007	12,8593
C <sub>3</sub> H <sub>7</sub> O <sub>3</sub>				1246,1443	1250		1250		1250		
NaCl				676,2079	753,2204			10363,4708	10363,4708		
HCl							9726,1657				
Jumlah :	17557,5516	17557,5516	1746,7627	17557,5516	17557,5516	27517,2103	44574,7622	17726,5440	26844,2172	25844,7007	12,8623

Keterangan :

M	Mixer	CC	Condensor
R	Reaktor	T	Tangki
CF	Centrifuge	TC	Temperature Controller
CD	Distiler	SC	Steam Controller
TS	Temperature	MS	Maximum Sensor
MS	Minimum Sensor	SI	Height Indicator
FC	Flow Controller	MI	Height Indicator
HE	Heat Exchanger	CS	Control System
CC	Level Controller	NA	Normal Area
LI	Level Indicator	SI	Safety
RB	Reaktor	TE	Temperature
F	Filter	SE	Steam Electric
AC	Actuator	PI	Flow Meter
CV	Control Valve		

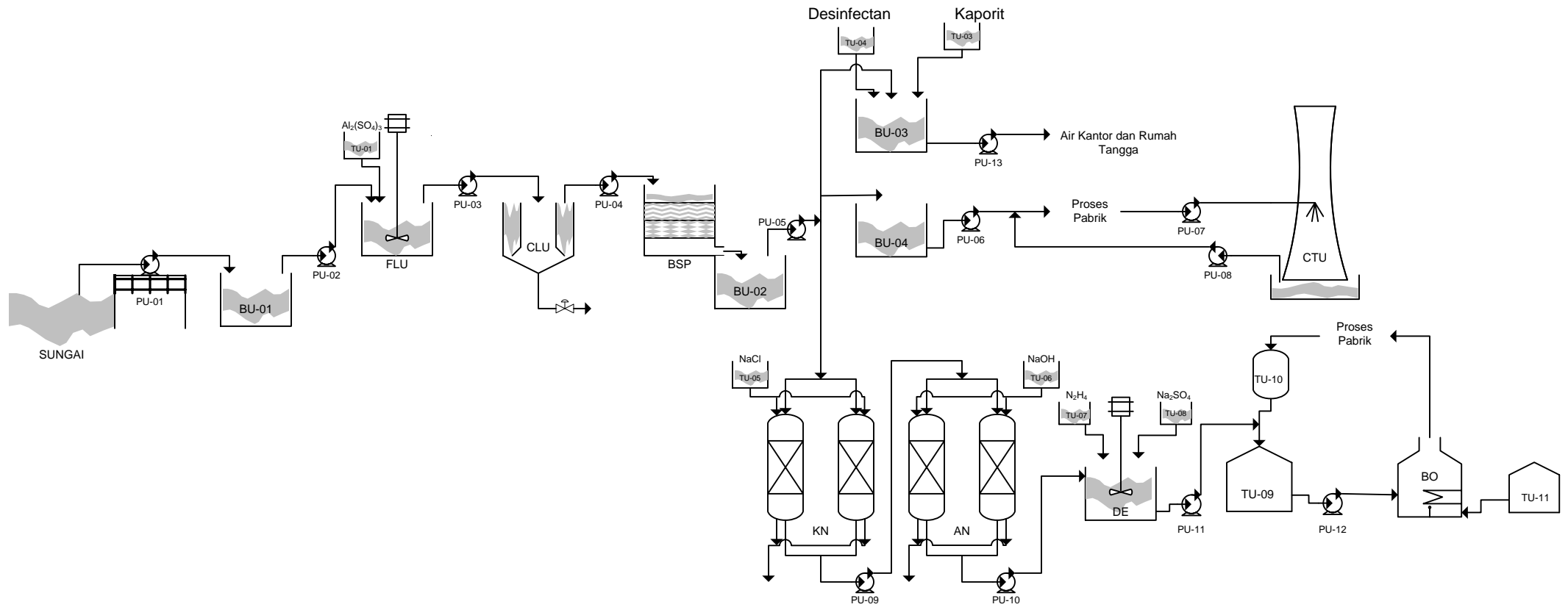
PT. BINA MULIA KARYA  
 JALAN PANGKALAN KEMERDEKAAN NO. 100  
 KEMENANGAN, KOTA SURABAYA  
 60154

PROSES ENGINEERING, DESIGN, DAN RENCANA  
 PRA RANCANGAN FABRIK GLYCEROL  
 DARI EPICHLOROHYDRIN DAN SODIUM HIDROKSIDA  
 DENGAN KAPASITAS 10000 TON/TAHUN

LENN MARELINA (09 82 1888)

FAHMA, S.T., M.Eng., M.Sc.  
 ARIANTY ZELKA-GRETA, ST., M.Eng.

Gambar 9. Desain Fabrik PEFD



ALAT	KETERANGAN
BU-01	Bak Pengendap Awal
BU-02	Bak Penampung Air Bersih
BU-03	Bak Penampung Air Kantor dan Air Rumah Tangga
BU-04	Bak Penampung Air Pendingin
FLU	Unit Flokulator
BSP	Bak Saringan Pasir
CLU	Unit Clarifier
AN	Anion Exchanger
KN	Kation Exchanger
DE	Deaerator
CTU	Unit Cooling Tower
BO	Boiler
CL-01	Cooler 01
FU-01	Furnace 01

ALAT	KETERANGAN
TU - 01	Tangki $Al_2(SO_4)_3$
TU - 03	Tangki Kaporit
TU - 04	Tangki Desinfektan
TU - 05	Tangki NaCl
TU - 06	Tangki NaOH
TU - 07	Tangki $N_2H_4$
TU - 08	Tangki $Na_2SO_4$
TU - 09	Tangki Umpam Boiler
TU - 10	Tangki Kondensat
TU - 11	Tangki Bahan Bakar

ALAT	KETERANGAN
PU - 01	Pompa 01
PU - 02	Pompa 02
PU - 03	Pompa 03
PU - 04	Pompa 04
PU - 05	Pompa 05
PU - 06	Pompa 06
PU - 07	Pompa 07
PU - 08	Pompa 08
PU - 09	Pompa 09

ALAT	KETERANGAN
PU-10	Pompa 10
PU-11	Pompa 11
PU-12	Pompa 12
PU-13	Pompa 13

	<p>JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA</p>
	<p><b>GAMBAR :</b> DIAGRAM ALIR PENGOLAHAN AIR PABRIK GLYCEROL DARI EPICHLOROHYDRIN DAN SODIUM HIDROKSIDA KAPASITAS PRODUKSI 10.000 TON/TAHUN</p>
<p><b>DIKERJAKAN OLEH :</b> LENI MARLINA (06 521 008)</p>	
<p><b>DOSEN PEMBIMBING :</b> FAISAL RM., Ir., Drs., MSIE ARIANY ZULKANIA, ST.,M.Eng</p>	

Gambar 4.2 Diagram Alir Proses Pengolahan Air Utilitas