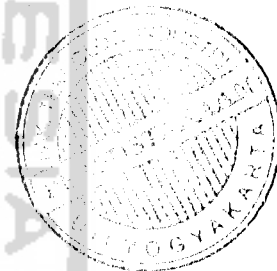
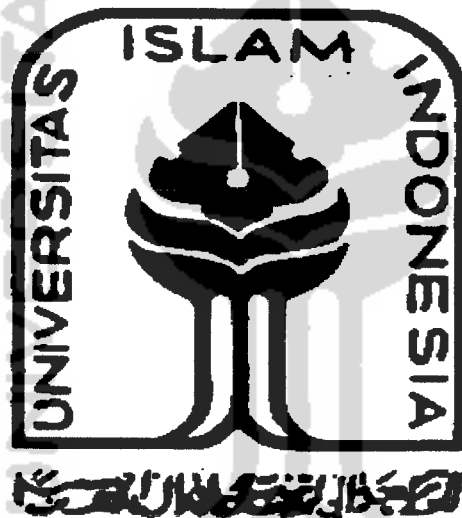


**PRA RANCANGAN PABRIK ETIL KLORID  
DARI ETIL ALKOHOL  
DAN HIDROGEN KLORID  
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

Diajukan sebagai salah satu syarat  
Untuk meraih gelar sarjana Teknik Kimia



Disusun oleh :

NITA NUR ANGGARAWATI    02521030  
SISKA NOFIARIMA PUTRI    02521031

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

**2007**

# LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini,

Nama : Nita Nur Anggarawati

No Mahasiswa: 02 521 030

Nama : Siska Nofiarima Putri

No Mahasiswa: 02 521 031

Menyatakan bahwa seluruh hasil penulisan ini adalah hasil karya saya sendiri. Apabila di kemudian hari terdapat bagian-bagian beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya akan menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

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



( Nita Nur Anggarawati )

( Siska Nofiarima Putri )

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**  
**PRA RANCANGAN PABRIK ETIL KLORID DARI ETIL**  
**ALKOHOL DAN HIDROGEN KLORID**  
**KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

Oleh :

Nama : Nita Nur Anggarawati

No.Mhs : 02 521 030

Nama : Siska Nofiarima Putri

No.Mhs : 02 521 031

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

Tim Penguji

Ir. Agus Taufiq, Msc.

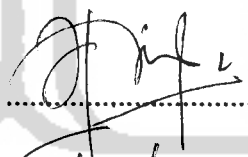
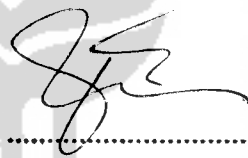
Ketua

Ariany Zulkania, ST., Meng.

Anggota I

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

Anggota II



Mengetahui,  
Ketua Jurusan Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



J. Kamariah, M.Si.

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

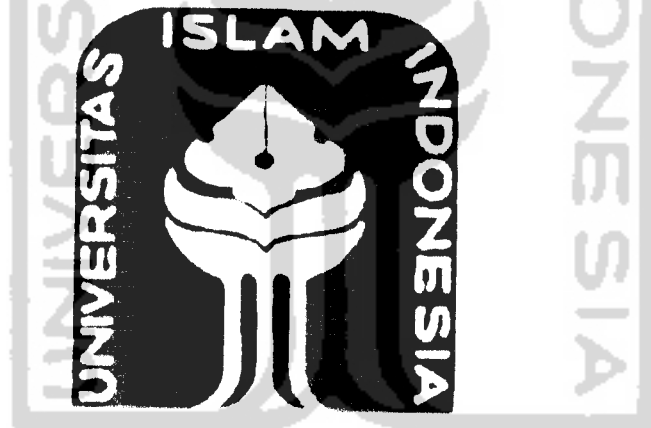
**PRARANCANGAN  
PABRIK ETHYL CHLORIDE DARI ETHYL ALCOHOL  
DAN HIDROGEN CHLORIDE  
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar sarjana Teknik Kimia

Disusun oleh :

Nama : NITA NUR ANGGARAWATI  
No. Mahasiswa : 02 521 030  
Nama : SISKANOFIARIMA PUTRI  
No. Mahasiswa : 02 521 031



YOGYAKARTA, Februari 2007

Pembimbing I,

(Ir. Agus Taufiq, M.Sc.)

Pembimbing II,

(HJ. Ratna Sri Harjanti, ST.)

# **PERSEMBAHAN**

**Kebanggaanku ini khusus kupersembahkan untuk :**

**Bapak Ibu tercinta makacih doanya,kakak2qu tanks  
dukungannya,Zaki&Salma anaku tercayang ini semua  
buat kalian cayank...  
Dan**

**My Lope mz\_Imend**

## **Nieta Matur Nuwun ...**

**ALLAH SWT**, Alhamdulillah...dengan ijinmu akhirnya tugas ini selesai...Dari hatiku yang paling dalam kupersembahkan sujud syukurku khusus untukMu ya Allah..

**Keluarga besarku**, untuk Bapak&Ibu terutama..dari dulu doa kalian adalah yang paling hebat..dan kakak kakaku smuanya,makasih atas do'a dan dukungannya ya...Terlalu banyak kebahagiaanku yang ga mungkin aku tuang disini.. aku sayang kalian..

**Putra\_PutriKU,toek Zaki maaf mama selalu marah klo lg capek,tp ini semua tuk masa depan kmu cayank,Salma mamah selalu mendoakanmu walaupun kmu jauh dari mamah...**

**Mamasku \_mz Imend**, walaupun baru sebentar Allah Mempertemukan Q-ta tp kmu

selalu memberiku arti hidup dan spirit tuk q..

**Bwat pak AGUS & Mba Ratna**, makacih atas bimbingannya...Pak agus yang paling TOP BGT deh..Mba Ratna juga, sip lah pokonya..

**SISKA PARTNER** ku, kolo ku sering marah maaf ya...,tp q-ta berhasil sis jadi sarjana...

Bwatanaktekim: **alin, rini, riki, gepenk, eva, wely, iwan, azad, dafi, puji, aji dll**(sory g muat), makasih didetik-detik terakhirku kalian selalu ada mendampingiku...

, makasih banyak atas pinjaman komputrnya..klo g ada komputer ini g tau deh nasibku jadi gimana...tp kalian memang keluaraga yang baik hati..

**BWAT LINA, SZABO, TIKA, DIKA, RENIA & temen-**

**temen deketku yang lain..makasih  
kalian selalu membantuku dalam segala  
hal...kalian memang teman sejati yang  
mempunyai kelebihan yang  
beda2..ayoooo bareng cari kerja...!!!!!!**





# MOTTO

**Tragedi hidup terbesar sebenarnya adalah bukan binasanya manusia, melainkan hilangnya rasa cinta dalam diri manusia.**  
**(W Somerset Maugham)**

Kebutuhan emosi terbesar dari diri seseorang adalah kebutuhan untuk merasa dihargai  
Jangan takut untuk belajar sesuatu  
ILMU PENGETAHUAN adalah HARTA KARUN yang selalu dapat kita bawa kemanapun tanpa membebani

...Allah meninggikan orang yang beriman diantara kamu dan orang-orang yang diberi ilmu, beberapa derajat... (Q.S. : Al-Mujaadalah : 11)

...Katakanlah: "Adakah sama orang-orang yang mengetahui dengan orang-orang yang tidak mengetahui? Sesungguhnya orang yang berakallah yang dapat menerima pelajaran. (Q.S. : Az-Zumar : 9)

## MOTTO

*Perhinaan terbaik adalah kerendahan hati. Kekayaan terbesar adalah kebijaksanaan. Senjata terkuat adalah kesabaran. Keamanan terbaik adalah iman. Obat termamjur adalah tawa...*

**Cara yang tepat untuk menjalani hidup adalah dengan maju dan menyambut setiap pengalaman, menyenangkan maupun menyakitkan, dengan hati yang penuh rasa syukur.- Kahlil Gibran -**

**Jenius adalah 1 % inspirasi dan 99 % keringat. Tidak ada yang dapat menggantikan kerja keras. Keberuntungan adalah sesuatu yang terjadi ketika kesempatan bertemu dengan kesiapan. - Thomas A. Edison -**

## KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr. Wb

Puji syukur penulis panjatkan kehadiran Allah SWT atas segala limpahan rahmat dan hidayah-Nya, sehingga tugas akhir dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Etil Klorid Dari Etil Alkohol Dan Hidrogen Klorid Dengan Kapasitas 100.000 Ton/Tahun” dapat terselesaikan.

Penyusunan tugas akhir ini sebagai syarat untuk menyelesaikan pendidikan kesarjanaan di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta. Dengan mengerjakan tugas ini, mahasiswa diharapkan mampu menerapkan berbagai teori dan pengetahuan yang diperoleh dalam perkuliahan untuk merancang alat proses pabrik kimia serta dapat mengambil kesimpulan tentang kelayakan ekonomi pembangunan pabrik tersebut.

Pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya, kepada :

1. Bapak Fathul Wahid, ST. MSc., sebagai Dekan FTI UII.
2. Ibu Dra. Kamariah Anwar, MS., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia FTI UII.
3. Bapak Ir. Agus Taufiq, M.Sc dan Hj. Ratna Sri Harjanti, ST selaku dosen pembimbing.
4. Bapak Ibu tercinta dan kakak-kakakku semuanya yang selalu berdoa untukku setiap saat dan dukungannya sangat melebihi segala-galanya.

5. Seluruh teman-teman Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia Yogyakarta angkatan '02, yang selalu membantu kita. Akhirnya skripsi ini bisa selesai, tentunya dengan bantuan kalian..

Oleh karena itu, kritik dan saran yang positif untuk perbaikan skripsi ini sangat penyusun harapkan dari semua pihak. Semoga laporan ini bermanfaat.

Amiiin.....

Wassalamu'alaikum Wr. Wb



Yogyakarta, Februari 2007

Penyusun

## DAFTAR ISI

Halaman Judul .....	i
Lembar Keaslian .....	ii
Halaman Pengesahan .....	iii
Halaman Persembahan .....	v
Halaman Motto .....	viii
Kata Pengantar .....	ix
Daftar Isi .....	xi
Daftar Tabel .....	xiv
Daftar Gambar .....	xvi
Intisari .....	xvii
Abstrac.....	xviii
<b>BAB I PENDAHULUAN.....</b>	<b>1</b>
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Kapasitas Rancangan Produksi.....	2
1.3 Tinjauan Pustaka.....	4
1.3.1 Macam-macam Proses.....	4
1.3.2 Kegunaan Produk.....	6
1.3.3 Tinjauan Proses Secara Umum.....	7
<b>BAB II PERANCANGAN PRODUK.....</b>	<b>9</b>
2.1 Spesifikasi Bahan Baku.....	9
2.1. Sifat-Sifat Bahan Baku.....	9
2.1.2 Spesifikasi Bahan Pembantu.....	10

2.2 Spesifikasi Produk .....	11
2.3. Pengendalian Kualitas.....	12
2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	12
2.3.2. Pengendalian Kualitas Produk.....	12
<b>BAB III PERANCANGAN PROSES .....</b>	<b>14</b>
3.1 Uraian Proses .....	14
3.1.1 Unit Persiapan Bahan Baku .....	14
3.1.2 Unit Reaksi .....	15
3.1.3 Unit Pemurnian Hasil.....	16
3.2 Metode Perancangan.....	17
3.2.1 Neraca Massa.....	17
3.2.2 Neraca Panas.....	20
3.3 Spesifikasi Alat.....	25
3.3.1 Spesifikasi Alat Proses.....	25
3.3.2 Spesifikasi Alat Utilitas.....	46
<b>BAB IV PERANCANGAN PABRIK .....</b>	<b>71</b>
4.1 Lokasi Pabrik.....	71
4.2 Tata Letak Pabrik.....	73
4.3 Tata Letak Alat Proses.....	75
<b>BAB V UTILITAS .....</b>	<b>78</b>
5.1 Unit Pengadaan Air.....	78
5.2 Unit Pengolahan Air .....	80
5.3. Perhitungan Kebutuhan Air .....	84
5.4 Perancangan Alat Listrik.....	87
5.5 Unit Pengadaan Udara Tekan .....	92
5.6 Laboratorium.....	92
5.7 Keselamatan dan Kesehatan Kerja.....	95
5.8 Manajemen dan Struktur Organisasi Perusahaan .....	95

BAB VI EVALUASI EKONOMI .....	108
6.1 Penaksiran Biaya Peralatan.....	109
6.2 Dasar Perhitungan.....	111
6.3 Perhitungan Biaya.....	112
6.4 Analisis Kelayakan .....	115
6.5 Hasil Perhitungan Ekonomi .....	118
BAB VII KESIMPULAN.....	131
DAFTAR PUSTAKA	
LAMPIRAN	



## DAFTAR TABEL

Tabel 3.2.1 (a) : Neraca Massa Overall .....	17
Tabel 3.2.1 (b) : Neraca Massa Reaktor .....	17
Tabel 3.2.1 (c) : Neraca Massa Separator 01 .....	18
Tabel 3.2.1 (d) : Neraca Massa Vaporizer 01 .....	18
Tabel 3.2.1 (e) : Neraca Massa Separator 02 .....	18
Tabel 3.2.1 (f) : Neraca Massa Vaporizer 02 .....	19
Tabel 3.2.1 (g) : Neraca Massa Menara Absorber 01 .....	19
Tabel 3.2.1 (h) : Neraca Massa Decanter .....	19
Tabel 3.2.2 (a) : Neraca Panas Reaktor .....	20
Tabel 3.2.2 (b) : Neraca Panas Absorber-01 .....	21
Tabel 3.2.2 (c) : Neraca Panas Vaporizer-01 .....	21
Tabel 3.2.2 (d) : Neraca Panas Vaporizer-02 .....	22
Tabel 3.2.2 (e) : Neraca Panas Heat Exchanger-01 .....	22
Tabel 3.2.2 (f) : Neraca Panas Heat Exchanger-02 .....	22
Tabel 3.2.2 (g) : Neraca Panas Heat Exchanger-03 .....	23
Tabel 3.2.2 (h) : Neraca Panas Heat Exchanger-04 .....	23
Tabel 3.2.2 (i) : Neraca Panas Heat Exchanger-05 .....	24
Tabel 3.2.2 (k) : Neraca Panas Condensor .....	24
Tabel 5.1 Kebutuhan Air untuk Pendingin (kg/jam) .....	84
Tabel 5.2 Kebutuhan Steam (Kg/jam) .....	84
Tabel 5.3 Kebutuhan Air Proses (Kg/jam) .....	85

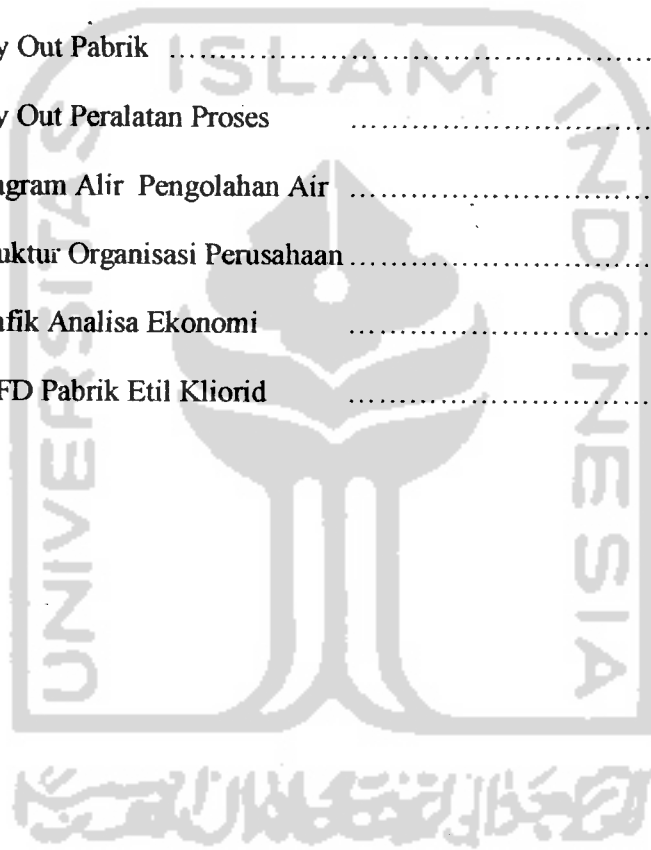


Tabel 5.4 Kebutuhan Air Untuk Perkantoran dan Pabrik.....	85
Tabel 5.5 Kebutuhan Air Make Up Total .....	87



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 3.1. Diagram Alir Kualitatif .....	69
Gambar 3.2. Diagram Alir Kuantitatif .....	70
Gambar 4.1. Lay Out Pabrik .....	74
Gambar 4.2. Lay Out Peralatan Proses .....	77
Gambar 5.1. Diagram Alir Pengolahan Air .....	83
Gambar 5.2. Struktur Organisasi Perusahaan .....	107
Gambar 6.1. Grafik Analisa Ekonomi .....	130
Gambar 6.2. PEFD Pabrik Etil Klorid .....	131



## INTISARI

Pabrik Ethyl Chloride dari bahan baku Etanol dan Hidrogen Chloride berkapasitas 100.000 ton/tahun, direncanakan didirikan dikawasan industri Semarang, Jawa Tengah di atas tanah seluas 3,8 Ha..

Reaksi dari Etanol dan Hidrogen Chloride dengan katalisator Zinc Oksida dilakukan pada fase gas dengan menggunakan reactor Fixed Bed Multitubular yang beroperasi secara kontinyu pada tekanan 2,041 atm dan suhu 145<sup>o</sup>C serta dilengkapi dengan pendingin secara berlawanan arah. Etanol 98 % yang dibutuhkan sebanyak 9395,295 kg/jam dan Hidrogen Chloride 37 % sebanyak 7511,892 kg/jam.

Utilitas yang diperlukan meliputi listrik yang diperoleh dari PT. PLN sebanyak 811,61 KVA, air untuk keperluan proses dan domestik yang diambil dari sungai terdekat Banjir Kanal sebanyak 116792,48 kg/jam.

Dari hasil evaluasi ekonomi diperoleh modal tetap sebesar Rp. 95.929.366.787,53 dan working capital sebesar Rp. 12.038.595,26 ROI sebelum pajak 54.47 %, POT sebelum pajak 1.55 tahun, BEP sebesar 48.68 %, SDP sebesar 34.69 %, serta DCFR sebesar 30.05%. Sehingga dari prarancangan ini, maka pabrik layak untuk dikaji lebih jauh.

## ABSTRACT

*Ethyl Chloride factory from raw material of Etanol and Hydrogen Chloride have capacities to 100.000 tons / year, planned to be founded by industrial area of Semarang, Central Java for the width of 3,8 Ha.*

*Reaction of Etanol and Hydrogen Chloride with catalyst of Zinc Oxida conducted at gas phase by using reactor of fixed multitubular bed by kontinyu operating at pressure 2,041 atm, and temperature 145 °C and also provided with contrarily cooler direction. Etanol 98 % which required counted 9395,295 kg/hour and Hydrogen chloride 37% counted 7511,892 kg/hour*

*Needed utility cover obtained electrics of PT. PLN counted 811,61 KVA, irrigate for process and domestic which taken away from river Banjir Kanal counted 116792,48 kg/hour.*

*From obtained by economic evaluation result of fixed capital equal to Rp. 95.929.366.787,53 and working capital equal to Rp. 12.038.595,26 ROI leas before 54.47%, POT leas before 1.55 year, BEP equal to 48.68%, SDP equal to 34.69%, and also DCFR equal to 30.05%. So, from this predesign hence competent factory to be studied furthermore.*



## BAB I PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Etil klorid merupakan bahan kimia yang digunakan dalam bidang industri obat – obatan, refrigeran, dan bahan pembuat senyawa organik. Selain untuk memproduksi *Tetra Etil Lead* (TEL), etil klorid juga digunakan sebagai bahan dasar pembuatan etil selulosa yaitu senyawa kimia yang terutama untuk industri plastik dan vernis. (Mc. Ketta and Cunningham, 1979)

Disamping itu etil klorid merupakan bahan utama pembuatan *butyl rubber*, senyawa *organosilicon*, *ethylation agent* untuk memproduksi etil merkaptan dan digunakan pada ekstraksi fat dan minyak.

Industri kendaraan bermotor saat ini memang berkembang pesat yang berakibat meningkatnya kebutuhan akan bahan bakar. Akan tetapi penggunaan TEL sebagai bahan aditif untuk meningkatkan anti *knocking* bensin dibatasi dan bahkan akan dilarang penggunaannya. Salah satu hal yang menggembirakan adalah berkembangnya industri polimer yaitu plastik. Hal ini menyebabkan kebutuhan etil klorid untuk membuat etil selulosa masih cukup besar dan terus meningkat. Selama ini etil klorid masih diimpor dari USA dan Jepang.

Dengan memperhatikan hal – hal tersebut diatas, maka pendirian Pabrik Etil klorid di Indonesia merupakan gagasan yang perlu dikaji lebih lanjut sebagai investasi yang menguntungkan di masa yang akan datang.



## 1.2 Kapasitas Rancangan Produksi

Dalam pemilihan kapasitas perancangan pabrik etil klorid ada beberapa pertimbangan yaitu:

### 1. Proyeksi kebutuhan etil klorid di Indonesia

Data impor perdagangan etil klorid dari tahun 1997-2002 yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik (BPS) Jogjakarta adalah sebagai berikut:

Tabel 1.1 Data impor etil klorid di Indonesia

Tahun	Impor ( Kg )
1997	71600
1998	61323
1999	91980
2000	91500
2001	123907
2002	192285

Sumber: Ekspor impor, BPS, 2003, Jakarta.

Pabrik akan didirikan pada tahun 2010, import pada tahun 2010 dapat dicari dengan menggunakan metode ekstrapolasi dengan persamaan,

$Y = AX + B$  dengan X : kebutuhan pada tahun ke-x

Y : kebutuhan pabrik yang akan didirikan



Dari regresi linier didapat persamaan untuk mencari konstanta A dan B

$$A = \frac{\Sigma Y \cdot \Sigma X - n \Sigma XY}{(\Sigma X)^2 - n \Sigma X^2}$$

n : jumlah data

$$B = \frac{\Sigma Y - A \Sigma X}{n}$$

Dari data di atas diperoleh harga pendekatan :

$$Y = AX + B \quad \dots (1.1)$$

Dimana : Y = kapasitas import Ethyl Chloride.

X = jangka tahun pabrik Ethyl Chloride dari data yang diperoleh sampai tahun pabrik yang ingin kita dirikan.

Dari persamaan diatas dapat kita peroleh :

$$\begin{aligned} Y &= 9037.071 (10) + 192,285 \\ &= 90.562.99 \approx 100.000 \end{aligned}$$

Dipilih kapasitas 100.000 ton/tahun karena pabrik Ethyl Chloride ini diproyeksikan juga untuk ekspor mengingat pasar Asia Tenggara dan Asia sangat potensial dan pesaing dari Asia yang belum banyak.

## 2. Ketersediaan bahan baku

Ketersediaan bahan baku merupakan faktor yang sangat penting untuk kelangsungan hidup suatu pabrik. Untuk menjamin kontinuitas produksi pabrik, bahan baku harus mendapat perhatian yang serius dengan tersedianya secara periodik dalam jumlah yang cukup. Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan etil klorid adalah etil alkohol yang dihasilkan dari INDO



ACIDATAMA CHEMICAL INDUSTRI, PT Kebakkramat, Karanganyar, Jawa Tengah dan asam klorid yang diperoleh dari PT. INDUSTRI SODA INDONESIA, Sidaharjo, Jawa Timur.

### 1.3 Tinjauan Pustaka

Etil klorid adalah salah satu senyawa kimia yang pada suhu kamar dan tekanan atmosferis berupa gas tak berwarna karena titik didih normalnya adalah  $12,2^{\circ}\text{C}$ . Gas ini mudah ditekan menjadi cairan yang bening dan jernih. Etil klorid mudah terbakar dengan ujung apinya berwarna hijau menghasilkan uap hidrogen klorid (Mc. Ketta and Cunningham, 1979)

Abad ke-15 etil klorid diproduksi dari etanol dan hidrogen klorid untuk pertama kalinya oleh Valentine. Namun pembuatan etil klorid secara industri baru dimulai pada tahun 1922 di USA sebagai bahan dasar pembuatan TEL yaitu bahan aditif untuk meningkatkan kualitas anti *knocking* gasolin (Kirk and Othmer, 1979)

#### 1.3.1 Macam-macam Proses

Ada tiga macam pembuatan etil klorid secara industri yaitu hidroklorinasi alkohol, hidroklorinasi etilen dan klorinasi etan (Mc. Ketta and Cunningham, 1979)

##### 1. Hidroklorinasi Alkohol

Reaksi antara etanol dan HCl dilakukan pada suhu  $150 - 190^{\circ}\text{C}$  dengan bantuan  $\text{ZnO}_2$ . Reaksi yang terjadi adalah :







Keuntungan dari proses ini adalah hasilnya tinggi. Konversi etanol bisa mencapai 90 – 98 %.

## 2. Hidroklorinasi Etilen

Reaksi yang terjadi antara etilen dan HCl adalah :



Proses ini bisa dijalankan dalam fase uap dan fase cair, tetapi biasanya dijalankan pada fase uap. Konversi yang bisa dicapai sampai 90 % atas dasar etilen. Operasi dijalankan dalam reaktor gelembung pada suhu 130 – 250 °C dengan menggelembungkan uap etilen dan HCl dalam katalisator  $\text{AlCl}_3$  cair. Reaksi pada suhu tinggi dapat menyebabkan terjadinya polimerisasi dan dapat merusak katalisator. Kesulitan lain yang dihadapi adalah mengganti katalisator yang sudah tidak aktif lagi serta pendingin yang cukup untuk mempertahankan suhu. (Mc. Ketta and Cunningham, 1979)

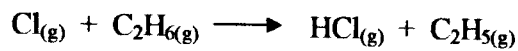
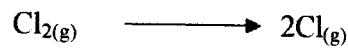
Bila dipakai katalisator lain, misalnya *zirconium oxychloride* maka reaksi ini dilakukan dalam reaktor tabung multitubular. Dalam hal ini suhu dapat diatur dengan mengalirkan pendingin untuk mengambil panas reaksi. Kondisi operasi berlangsung pada *range* suhu yang diijinkan 130 – 200 °C dan tekanan 28,2 atm.

Reaksi ini yang sekarang banyak dipakai dalam industri mengungguli proses yang lain (Mc. Ketta and Cunningham, 1979)

## 3. Klorinasi Etan



Proses pembuatan etil klorid dengan cara klorinasi etan dapat dijalankan secara termal, fotokimia dan katalitik. Dalam industri biasanya dijalankan secara termal. Reaksi yang terjadi adalah reaksi rantai :



Reaksi sangat eksotermis sehingga pengontrolan suhunya sangat penting. Suhu reaksi berkisar 230 – 450 °C. Suhu yang lebih tinggi bisa menyebabkan etil klorid terurai menjadi etilen dan HCl. Konversi bisa mencapai 78 % basis etan bila perbandingan Cl<sub>2</sub> dan etan kira – kira 0,2 dan suhu reaksi 420 °C. (Mc. Ketta and Cunningham, 1979)

Klorinasi dengan katalis berlangsung pada suhu 380 – 440 °C. Katalisator yang biasa dipakai adalah *cuprichloride* dan *zirconium*. Klorinasi dengan bantuan cahaya reaksinya hampir sama dengan bantuan panas.

Proses yang dipilih pada perancangan pabrik etil klorid adalah proses yang pertama yaitu proses yang terjadi karena adanya reaksi antara etil alkohol dan asam klorid dengan katalis *zinc oksida*. Bahan baku etil alkohol dan asam klorid yang digunakan harus dalam fase gas dengan kondisi suhu 145°C dan tekanan 30 psi. (Keyes,p.362).

### 1.3.2 Kegunaan Produk

Etil klorid merupakan bahan penunjang (intermediat) yang penting untuk bermacam-macam industri (Keyes,p.363). Produk etil klorid berupa cairan dengan kemurnian tertentu. Adapun kegunaan etil klorid adalah :



1. Sebagai bahan pembuat TEL yaitu bahan aditif untuk meningkatkan kualitas anti *knocking* gasolin. (Kirk and Othmer, 1979)
2. Bahan dasar pembuatan etil selulosa yaitu senyawa kimia yang terutama untuk industri plastik dan varnis. (Mc. Ketta and Cunningham, 1979)
3. Bahan utama pembuatan *butyl rubber*, senyawa *organosilicon*, *ethylation agent* untuk memproduksi etil merkaptan dan digunakan pada ekstraksi fat dan minyak. (Mc. Ketta and Cunningham, 1979)

### 1.3.3 Tinjauan Proses Secara Umum

Proses yang dipilih pada perancangan pabrik etil klorid adalah proses yang pertama yaitu proses yang terjadi karena adanya reaksi antara etil alkohol dan asam klorid dengan katalis *zinc oksida*. Bahan baku etil alkohol dan asam klorid yang digunakan harus dalam fase gas dengan kondisi suhu 145°C dan tekanan 30 psi. (Keyes, p.362).

Fase gas bahan baku reaktor dimaksudkan untuk mencegah terjadinya korosif dan panas yang terlalu tinggi. Karena pada fase cair etil alkohol dan asam klorid sangat reaktif dan mudah menyebabkan korosif bila bercampur dengan air. Konversi reaksi yang terjadi di reaktor berkisar antara 95-98% dengan kemurnian produk mencapai 99%. (Keyes, p.362-363)

Keluar reaktor, produk dipisahkan dalam absorber dengan suhu 80°C menggunakan penyerap air. Tujuan digunakannya penyerap air untuk menyerap etil alkohol dan asam klorid yang tersisa dari reaksi sehingga produk etil klorid



**BAB I PENDAHULUAN**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride  
Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride  
Kapasitas 100.000 ton/tahun*

---

menjadi murni. Selain itu, penggunaan penyerap air karena etil klorid tidak mudah larut dalam air dan pelarut organik. (Keyes,p.363)

Setelah dipisahkan dalam absorber, etil klorid yang masih dalam fase gas diembunkan menjadi cair dengan suhu 20-40°C dan diteruskan ke dalam dekanter untuk dipisahkan berdasarkan berat jenis dengan H<sub>2</sub>O yang tersisa dari absorber. (Keyes,p.363)





## **BAB II**

### **PERANCANGAN PRODUK**

Untuk memperoleh kualitas produk yang bagus dan sesuai dengan target yang diinginkan, maka perancangan produk dirancang berdasarkan variable utama yaitu : spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu, dan teknik pengendalian kualitas yang efektif.

#### **2.1 Spesifikasi Bahan Baku**

##### **2.1.1 Sifat-Sifat Bahan Baku**

###### *1) Ethyl Alcohol*

Rumus molekul	: $C_2H_5OH$
Berat molekul	: 46,07
Fase	: Cair
Titik didih	: $78,5^{\circ}C$
Titik lebur	: $- 117,3^{\circ}C$
Spesifik gravity	: 0,789 ; pada suhu $20^{\circ}C$
Kemurnian	: 98 %
Kelarutan	: larut sempurna dalam $H_2O$ dan ether dalam

###### *2) Hydrogen Chloride*

Rumus molekul	: $HCl$
Berat molekul	: 36,47



**BAB II PERANCANGAN PRODUK**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride  
Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride  
Kapasitas 100.000 ton/tahun*

---

Fase	: cair (larutan HCl dalam H <sub>2</sub> O)
Titik didih	: -85 °C (untuk fase gas)
Titik lebur	: -111 °C
Spesifik Gravity	: -
Kemurnian	: 37 %
Kelarutan	: larut dalam air (82,3 bag/100 bag air)

3) Air

Rumus molekul	: H <sub>2</sub> O
Berat molekul	: 18,014
Fase	: cair
Titik didih	: 100 °C
Densitas	: 1 kg/kmol

**2.1.2 Spesifikasi Bahan Pembantu**

1). *Steam*

o *Sifat Fisik Steam*

Rumus molekul	: H <sub>2</sub> O
Berat molekul	: 18,014
Fase	: cair

o *Sifat Kimiawi Steam*

Titik didih (1 atm, 25 °C)	: 100 °C
Titik lebur (1 atm, 25 °C)	: 0 °C



Densitas	: 0,998
Temperatur kritis	: 647,3
Tekanan kritis (atm)	: 220,5
Volume kritis (m <sup>3</sup> /mol)	: 0,056

## 2). Katalisator

Nama katalis	: Zirconium Oxida
Bentuk	: Butiran (Smooth Uniform Spheres)
Diameter	: 0,003175 m
Panjang	: 0,003175 m
Densitas, $\rho$	: 5.490 kg/m <sup>3</sup>

## 2.2 Spesifikasi Produk

### 1) Ethyl Chloride

Rumus molekul	: C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl
Berat molekul	: 64.52
Fase	: Cair
Titik didih	: 12.4 °C
Titik lebur	: -138.3 °C
Spesifik gravity	: 0,399 ; pada suhu 20 °C
Kemurnian	: 99 %
Kelarutan	: tidak larut dalam H <sub>2</sub> O dan pelarut organik



### **2.3. Pengendalian Kualitas**

#### **2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku**

Sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku *Ethyl Alcohol* ( $C_2H_5OH$ ) yang diperoleh dari INDO ACIDATAMA CHEMICAL INDUSTRI, PT Kebakkramat, Karanganyar, Jawa Tengah sebagai produsen *Ethyl Alcohol* ( $C_2H_5OH$ ) dan *Hydrogen Chloride* ( $HCl$ ) yang diperoleh dari PT. INDUSTRI SODA INDONESIA, Sidaharjo, Jawa Timur sebagai produsen *Hydrogen Chloride* ( $HCl$ ). Pengujian ini dilakukan dengan tujuan agar *Ethyl Alcohol* ( $C_2H_5OH$ ) dan *Hydrogen Chloride* ( $HCl$ ) yang akan digunakan sebagai bahan baku sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan.

#### **2.3.2. Pengendalian Kualitas Produk**

Untuk memperoleh kualitas produk standart maka diperlukan pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada. Pengendalian dan pengawasan jalannya produksi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room* dilakukan dengan cara *automatic* yang menggunakan beberapa indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan baik berupa *flow rate* bahan baku atau produk, suhu operasi maupun tekanan operasi dapat diketahui dari isyarat yang diberikan, misalnya berupa : nyala lampu dan bunyi alarm.

Beberapa kontrol yang dijalankan yaitu :

- Kontrol terhadap aliran bahan baku dan produk
- Kontrol terhadap kondisi operasi





Alat kontrol yang dipakai diset/dikondisikan pada harga tertentu :

- Flow control

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

- Temperatur control

Jika terjadi penyimpangan pada set suhu yang telah ditetapkan, maka akan timbul isyarat yang dapat berupa suara dan nyala lampu.

- Pressure control

Perubahan tekanan dapat dideteksi dengan sinyal yang dapat berupa suara dan nyala lampu.

- Liquid level control

Perubahan tinggi cairan dapat dideteksi dengan sinyal yang dapat berupa suara dan nyala lampu.

Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang sesuai standart, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai spesifikasinya.



## **BAB III**

### **PERANCANGAN PROSES**

Untuk memperoleh kualitas produk yang baik sesuai dengan perancangan diinginkan maka pada perancangan proses perlu dilakukan penyettingan yang tepat agar proses produksi lebih efektif dan efisien.

#### **3.1 Uraian Proses**

Proses yang terdapat pada Pra Rancangan Pabrik *Ethyl Chloride* dari *Ethyl Alcohol* dan *Hydrogen Chloride* merupakan proses transesterifikasi yang meliputi unit persiapan bahan baku, unit reaksi dan unit pemurnian hasil.

##### **3.1.1 Unit Persiapan Bahan Baku**

Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan *Ethyl Chloride* adalah *Ethyl Alcohol* dan *Hydrogen Chloride*. *Ethyl Alcohol* 98 % diumpankan dalam bentuk cair pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. *Hydrogen Chloride* 37 % diumpankan dalam bentuk cair pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm.

*Ethyl Alcohol* dipompa ke tangki penyimpanan (T-01) berbentuk silinder tegak dari bahan carbon steel. *Hydrogen Chloride* dipompa ke tangki penyimpanan (T-02) berbentuk silinder tegak dari bahan carbon steel .

Cairan *ethyl alcohol* dari tangki penyimpan (T-01) pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm dipompa dengan pompa jenis sentrifugal (P-04) hingga tekanan



*ethyl alcohol* menjadi 2,2 atm kemudian dipanaskan dalam (HE-01) Untuk mendapatkan *ethyl alcohol* gas, maka *ethyl alcohol* cair kemudian diuapkan dengan vaporizer (V-01) dengan anggapan bahwa 80 % cairan menguap dan 20 % masih tetap dalam fase cair.

Cairan *hydrogen chloride* dari tangki penyimpan (T-02) pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm, dengan cara yang sama diuapkan setelah terlebih dahulu dipompa dengan pompa centrifugal (P-05) hingga tekanan 2,12 atm, dan dipanaskan dalam (HE-02) kemudian diuapkan dengan vaporizer (V-02) dengan anggapan bahwa 80 % cairan menguap dan 20 % masih tetap dalam fase cair. Gas *ethyl alcohol* dipisahkan dari cairannya pada separator (SP-01), demikian juga gas *hydrogen chloride* pada separator (SP-02), bagian cairan kemudian direcycle dan masuk kembali ke dalam vaporizer.

Gas *ethyl alcohol* dan *hydrogen chloride* masing-masing dipanaskan dalam (HE-03) dan (HE-04) untuk mendapatkan kondisi yang sesuai dengan yang diinginkan di reactor, yaitu suhu 145 °C dan tekanan 2,041 atm. Kemudian keluar dari HE kedua komponen tersebut langsung diumpankan ke dalam reaktor supaya bereaksi dan menghasilkan *ethyl chloride*.

### 3.1.2 Unit Reaksi

Reaksi *Ethyl Alcohol* dengan *Hydrogen Chloride* menjadi *Ethyl Chloride* berlangsung dalam reaktor *fixed bed* dalam fase gas dengan bantuan katalisator *Zirconium Oxida* dan dalam keadaan eksotermis, sehingga untuk menjaga agar suhu tetap 145 °C dipakai pendingin. Medium pendingin yang dipakai adalah



dawtherm A, karena dawtherm A mampu bekerja pada suhu 130 – 290 °C, sehingga medium ini dapat bekerja secara optimal pada pembentukan *ethyl chloride* dari *ethyl alcohol* dan *hydrogen chloride*.

### 3.1.3 Unit Pemurnian Hasil

Campuran gas keluar dari reactor pada suhu 124 °C, maka sebelum masuk menara absorber 02 perlu didinginkan dahulu pada cooler (CL-01) dengan medium pendingin air sampai didapat suhu 80 °C, baru kemudian diumpankan ke dalam menara absorber (MA-01), untuk diserap *ethyl alcohol* dan *hydrogen chloride* nya. Hasil atas dari menara absorber 01 (MA-01) berupa *ethyl chloride*, H<sub>2</sub>O dan sedikit *hydrogen chloride*, yang kemudian diumpankan ke dalam condenser pada suhu 40 °C dan tekanan 2,02 atm, sehingga gas berubah fase menjadi condensate. Untuk selanjutnya cairan ini dimasukkan ke dalam decanter untuk mendapatkan *ethyl chloride* yang lebih murni. *Ethyl chloride* sebagai light liquid akan keluar hasil atas decanter dan H<sub>2</sub>O serta sedikit *hydrogen chloride* yang dianggap larut dalam H<sub>2</sub>O terdapat sebagai hasil bawah decanter sebagai heavy liquid. *Ethyl chloride* disimpan dalam tangki silinder vertikal pada suhu 40°C dan tekanan 1 atm.



### 3.2 Metode Perancangan

Setting perencanaan pendirian pabrik *Ethyl Chloride* dari *Ethyl Alcohol* dan *Hydrogen Chloride* sebesar 100.000 ton/tahun meliputi : neraca massa, neraca panas dan spesifikasi alat.

#### 3.2.1 Neraca Massa

Setting neraca massa pada pabrik *Ethyl Chloride* dari *Ethyl Alcohol* dan *Hydrogen Chloride* sebesar 100.000 ton/tahun disajikan dalam table berikut :

Tabel 3.2.1 (a) : Neraca Massa Overall

Komponen	Umpan Masuk (kg/jam)	Umpan Keluar (kg/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	9395,2915	469,7645
H <sub>2</sub> O	32144.13109	35634.13419
HCl	7511,8894	446,2508
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl	0	12500
Jumlah	50553,68994	50553,68994

Tabel 3.2.1 (b) : Neraca Massa Reaktor

Komponen	Umpan Masuk (kg/jam)	Umpan Keluar (kg/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	9395,2915	469,7645



**BAB III PERANCANGAN PROSES**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride*  
*Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride*  
Kapasitas 100.000 ton/tahun

H <sub>2</sub> O	74,9732	3564,9763
HCl	7511,8894	446,2508
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl	0	12500
Jumlah	16982,1541	16980,9916

**Tabel 3.2.1 (c) : Neraca Massa Separator 01**

Komponen	Umpan Masuk (kg/jam)	Umpan Keluar (kg/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	11744,1144	11744,1144
H <sub>2</sub> O	122,9083	122,9083
Jumlah	11867,0227	11867,0227

**Tabel 3.2.1 (d) : Neraca Massa Vaporizer 01**

Komponen	Umpan Masuk (kg/jam)	Umpan Keluar (kg/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	11744,1144	11744,1144
H <sub>2</sub> O	122,9083	122,9083
Jumlah	11867,0227	11867,0227

**Tabel 3.2.1 (e) : Neraca Massa Separator 02**

Komponen	Umpan Masuk (kg/jam)	Umpan Keluar (kg/jam)
HCl	9389,8617	9389,8617
H <sub>2</sub> O	15988,1430	15988,1430



**BAB III PERANCANGAN PROSES**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride  
Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride  
Kapasitas 100.000 ton/tahun*

Jumlah	25378,0047	25378,0047
--------	------------	------------

**Tabel 3.2.1 (f) :Neraca Massa Vaporizer 02**

Komponen	Umpan Masuk (kg/jam)	Umpan Keluar (kg/jam)
HCl	9389,8617	9389,8617
H <sub>2</sub> O	15988,1430	15988,1430
Jumlah	25378,0047	25378,0047

**Tabel 3.2.1 (g) :Neraca Massa Menara Absorber 01**

Komponen	Umpan Masuk (kg/jam)	Umpan Keluar (kg/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	469,7645	469,7645
HCl	446,2508	446,2508
H <sub>2</sub> O	22812,959	22812,959
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl	12500	12500
Jumlah	36228,97444	36228,97444

**Tabel 3.2.1 (h) :Neraca Massa Decanter**

Komponen	Umpan Masuk (kg/jam)	Umpan Keluar (kg/jam)
----------	-------------------------	--------------------------



**BAB III PERANCANGAN PROSES**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride*  
*Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride*  
Kapasitas 100.000 ton/tahun

HCl	0,4462	0,4462
H <sub>2</sub> O	16216,63877	16216,63877
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl	12500	12500
Jumlah	28717,08502	28717,08502

### 3.2.2 Neraca Panas

Setting neraca panas pada pabrik *Ethyl Chloride* dari *Ethyl Alcohol* dan *Hydrogen Chloride* sebesar 100.000 ton/tahun disajikan dalam table berikut :

**Tabel 3.2.2 (a) : Neraca Panas Reaktor**

Komponen	Panas Masuk (cal/jam)	Panas Keluar (cal/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	625785,0966	26943,70486
H <sub>2</sub> O	161942,1984	6356640,259
HCl	6261420,391	307243,3655
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl		494061,9476
Panas dilepas		2276990,772
Panas reaksi	2385732,363	
Jumlah	9461880,049	9461880,049





Tabel 3.2.2 (b) : Neraca Panas Absorber-01

Komponen	Panas Masuk (cal/jam)	Panas Keluar (cal/jam)
Gas C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	14959,65846	
HCl	170587,3723	
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl	274312,6097	374062,6496
H <sub>2</sub> O	3529327,824	
Liquid C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH		6799,944756
HCl		77539,71469
H <sub>2</sub> O	95379,56843	3626164,824
Jumlah	4084567,033	4084567,033

Tabel 3.2.2 (c) : Neraca Panas Vaporizer-01

Komponen	Panas Masuk (cal/jam)	Panas Keluar (cal/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	33999,2274	645985,3206
H <sub>2</sub> O	11061,756	210173,364
Steam	811097,7012	
Jumlah	856158,46	856158,46



Tabel 3.2.2 (d) : Neraca Panas Vaporizer-02

Komponen	Panas Masuk (cal/jam)	Panas Keluar (cal/jam)
HCl	1630578,227	6196197,262
H <sub>2</sub> O	7194667,5	27339736,5
Steam	24710688,04	
Jumlah	33535933,76	33535933,76

Tabel 3.2.2 (e) : Neraca Panas Heat Exchanger-01

Komponen	Panas Masuk (cal/jam)	Panas Keluar (cal/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	516788,2015	652785,0966
H <sub>2</sub> O	128204,2404	161942,1994
Steam	169734,8531	
Jumlah	814727,295	814727,295

Tabel 3.2.2 (f) : Neraca Panas Heat Exchanger-02

Komponen	Panas Masuk (cal/jam)	Panas Keluar (cal/jam)
HCl	4956957,81	6261420,391
Steam	1304462,581	
Jumlah	6261420,391	6261420,391



**BAB III PERANCANGAN PROSES**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride*  
*Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride*  
*Kapasitas 100.000 ton/tahun*

**Tabel 3.2.2 (g) : Neraca Panas Heat Exchanger-03**

Komponen	Panas Masuk (cal/jam)	Panas Keluar (cal/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	26927,38523	14959,65846
H <sub>2</sub> O	6352790,083	3529327,824
HCl	307057,2702	170587,3723
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl	493762,6975	274312,6097
Water		3191349,972
Jumlah	7180537,436	7180537,436

**Tabel 3.2.2 (h) : Neraca Panas Heat Exchanger-04**

Komponen	Panas Masuk (cal/jam)	Panas Keluar (cal/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	27199,37903	402550,8096
H <sub>2</sub> O	6747,5916	99864,35568
Steam	468468,2	
Jumlah	502415,1653	502415,1653



**Tabel 3.2.2 (i : Neraca Panas Heat Exchanger-05**

Komponen	Panas Masuk (cal/jam)	Panas Keluar (cal/jam)
HCl	260892,5163	3130710,196
H <sub>2</sub> O	1151146,8	13813761,6
Steam	15532432	
Jumlah	16944471,8	16944471,8

**Tabel 3.2.2 (k) : Neraca Panas Condensor**

Komponen	Panas Masuk (cal/jam)	Panas Keluar (cal/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl	493762,6975	274312,6097
H <sub>2</sub> O	30855223,08	17141790,6
HCl	306,8715866	170,4842148
Water		13933018,96
Jumlah	31349292,65	31349292,65



### 3.3 Spesifikasi Alat

#### 3.3.1 Spesifikasi Alat Proses

##### 1) Reaktor (R)

Tugas : Mereaksikan *ethyl alcohol* dengan *hydrogen chloride* menjadi *ethyl chloride* dengan bantuan katalisator *zirconium oxida*.

Tipe : Fixed Bed Multitube

##### Kondisi Operasi

- Tekanan operasi : 2,041 atm
- Suhu operasi : 145° C
- Konversi *ethyl alcohol* : 95 %
- Non adiabatic non isothermal

##### Dimensi Reaktor

###### ▪ Shell

Diameter : 1,65 m.

Tebal shell :  $\frac{1}{4}$  in.

Jarak baffle : 0,366 m.

Bahan : *Stainless Steel SA-167 Grade 3 tipe 304*

###### ▪ Head

Jenis : *Flanged and Dished Head*

Diameter : 1,524 m.

Tebal head :  $\frac{1}{4}$  in.

Bahan : *Stainless Steel SA-167 Grade 3 tipe 304*



▪ *Tubes*

Jumlah : 1100 buah.

Susunan : *Triangular Pitch*

Jenis : *Stainless Steel pipe IPS 1,5 in sch. No.*

40

*Pitch* : 1,65 in.

*Clereance* : 0,33 in.

Panjang : 8,019 m.

▪ Tinggi reaktor : 8,93 m.

Harga : US \$ 125,738.13

2) **Separator 01 (SP-01)**

Tugas : Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk dalam vaporizer 01 (V-01) pada suhu 100 °C dan tekanan 2,2 atm.

Tipe : Vertical drum separator

Kondisi Operasi

▪ Suhu operasi : 100 °C

▪ Tekanan operasi : 2,2 atm

Dimensi Separator

▪ Diameter : 0,9144 m

▪ Tinggi : 3,6171 m

▪ Tebal dinding : 3/16 in



- Tebal head : 3/16 in
- Bahan : Baja Carbon Steell SA-283 Grade D
- Jumlah : 1

Harga : US \$ 102,363.81

**3) Separator 02 (SP-02)**

Tugas : Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk dalam vaporizer 02 (VP-02) pada suhu 105 °C dan tekanan 2,12 atm.

Tipe : Vertical drum separator

Kondisi Operasi

- Suhu operasi : 105 °C
- Tekanan operasi : 2,12 atm

Dimensi Separator

- Diameter : 1,524 m
- Tinggi : 5,523 m
- Tebal dinding : 3/16 in
- Tebal head : 3/16 in
- Bahan : Baja Carbon Steell SA-283 Grade D
- Jumlah : 1

Harga : US \$ 149,831.20



#### 4) Vaporizer 01 (VP-01)

Tugas : Menguapkan bahan baku ethyl alcohol ( $C_2H_5OH$ ) dari tangki 01 (T-01) dengan kecepatan umpan 11867,0227 kg/h

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Luas transfer panas : 572,7162 ft<sup>2</sup>

Dimensi Vaporizer

➤ Shell side

- Inside diameter shell (IDS) = 19,25 in
- Banyaknya tube (Nt) = 188 buah
- Passes shell = 1
- Passes tube = 1
- Susunan tube = Square pitch
- Tube pitch (Pt) = 1 in
- Diameter ekivalen shell = 0,9504 in
- Baffle spacing (B) = 3,85 in

➤ Tube side

- Out side diameter (ODS) = 0,75 in
- BWG = 16
- Inside diameter (ID) = 0,620 in
- Flow area (ao) = 0,302 in<sup>2</sup>
- Surface area per.lin.ft (Ao) = 0,1963 ft<sup>2</sup>/ft





▪ Panjang tube (l) = 16 ft

Harga : US \$ 14,710.97

### 5) Vaporizer 02 (VP-02)

Tugas : Menguapkan bahan baku hydrogen chloride (HCl) dari tangki 02 (T-02) dengan kecepatan umpan 25378,0047 kg/h

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Luas transfer panas : 3997,0675 ft<sup>2</sup>

Dimensi Vaporizer

➤ Shell side

- Inside diameter shell (IDS) = 39 in
- Banyaknya tube (Nt) = 1330 buah
- Passes shell = 1
- Passes tube = 1
- Susunan tube = Triangular pitch
- Tube pitch (Pt) = 0,9375 in
- Diameter ekivalen shell = 7,8 in

➤ Tube side

- Out side diameter l (ODS) = 0,75 in
- BWG = 16



▪ Panjang tube (l) = 16 ft

Harga : US \$ 14,710.97

**5) Vaporizer 02 (VP-02)**

Tugas : Menguapkan bahan baku hydrogen chloride (HCl) dari tangki 02 (T-02) dengan kecepatan umpan 25378,0047 kg/h

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Luas transfer panas : 3997,0675 ft<sup>2</sup>

Dimensi Vaporizer

➤ Shell side

- Inside diameter shell (IDS) = 39 in
- Banyaknya tube (Nt) = 1330 buah
- Passes shell = 1
- Passes tube = 1
  
- Susunan tube = Triangular pitch
- Tube pitch (Pt) = 0,9375 in
- Diameter ekivalen shell = 7,8 in

➤ Tube side

- Out side diameter l (ODS) = 0,75 in
- BWG = 16



- Inside diameter (ID) = 0,620 in
- Flow area (ao) = 0,334 in<sup>2</sup>
- Surface area per.lin.ft (Ao) = 0,1963 ft<sup>2</sup>/ft
- Panjang tube (l) = 16 ft

Harga : US \$ 27,460.47

6) Menara Absorber 01 (MA-01)

Tugas : Memisahkan ethyl alcohol dan hydrogen chloride dengan air sebagai penyerapnya

Tipe : "Packing Bed" berupa rasching ring ceramics dengan nominal size 50 mm (2"), 'random packing'

Aliran : Counter current

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

- Suhu : 80 °C
- Tekanan : 2,04 atm

Dimensi Menara Absorber

- Tebal Packing : 3,545 m
- Diameter menara : 1,22 m
- Tinggi menara : 5,55 m
- Jenis packing : Rasching ring
- Nominal size : 2" (50mm)



- Metode packing : Random
- Bahan konstruksi : Stainless steel SA-240 grade-S
- Tebal dinding : 0,1875 in

Harga : US \$ 110,234.18

**8) Decanter (DC)**

Tugas : Memisahkan fase cair yang tidak saling larut berdasarkan perbedaan densitasnya.

Tipe : Vertikal Drum Dekanter

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

- Tekanan : 2,02 atm
- Suhu : 40 °C
- Bahan Dekanter : Stainless Steell SA 240,  
Grade C

Dimensi Decanter

- Diameter : 1,63 m
- Tinggi : 3,26 m
- Diameter pipa pemasukan : 0,104 m
- Volume decanter total : 5,422 m<sup>3</sup>
- Volume cairan : 5,422 m<sup>3</sup>
- Bentuk head : Torispherical



**BAB III PERANCANGAN PROSES**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride*  
*Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride*  
Kapasitas 100.000 ton/tahun

- Tebal head : 3/16 in
- Tebal shell : 1/4 in

Harga : US \$ 28,782.33

**9) Tangki Penyimpan C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>OH 98 % (T-01)**

Tugas : Menyimpan bahan baku C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>OH 98% pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm selama 1 minggu.

Tipe : Tangki Silinder Vertikal

Jumlah : 2 buah

Kondisi Penyimpanan

- Suhu : 30 °C
- Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki

- Bahan : Carbon Steel SA – 285 Grade C
- Diameter : 12,1556 m
- Tinggi : 6,0778 m
- Tebal shell : 5/16 in, 3/8 in
- Tebal head : 7/16 in

Harga : US \$ 196,146.22



**10) Tangki Penyimpan HCl 37 % (T-02)**

Tugas : Menyimpan bahan baku HCl 37% pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm selama 1 minggu.

Tipe : Tangki Silinder Vertikal

Jumlah : 3 buah

Kondisi Penyimpanan

- Suhu : 30 °C
- Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki

- Bahan : Carbon Steel SA – 285 Grade C
- Diameter : 13,4144 m
- Tinggi : 6,7072 m
- Tebal shell : 3/16 in, 5/16 in, 7/16 in
- Tebal head : 7/16 in

Harga : US \$ 203,851.97

**12) Tangki Penyimpan C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>Cl (T-03)**

Tugas : Menyimpan C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>Cl pada suhu 40 °C dan tekanan 4 atm selama 1 minggu.

Tipe : Tangki Silinder Vertikal

Jumlah : 3 buah

Kondisi Penyimpanan



- Suhu : 40 °C
- Tekanan : 4 atm

**Dimensi Tangki**

- Bahan : Carbon Steel SA – 285 Grade C
- Diameter : 6,5841 m
- Tinggi : 26,3364 m
- Tebal shell : 5/8 in
- Tebal head : 7/8 in

Harga : US \$ 294,219.33

**14) Pompa – 01**

Tugas : Memompakan  $C_2H_5OH$  98% dari produsen menuju Tangki – 01 dengan kecepatan umpan 281,783467 gpm.

Tipe : Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Bahan Pipa : Stainless Steel Tipe 304

Ukuran Pipa

- Diameter Luar : 4,5 in
- Diameter Dalam : 4,026 in
- Schedule Number : 40
- Luas Penampang : 12,7 in<sup>2</sup>
- NPS : 4 in

Motor : 5 Hp; 3 fase; 220-440 volt; 50 Hz; 2900 rpm.



Jenis Impeler : Mixed-flow field

Harga : US \$ 12,491.53

**15) Pompa – 02**

Tugas : Memompakan HCl 37% dari produsen menuju Tangki –  
02 dengan kecepatan umpan 281,783467 gpm.

Tipe : Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Bahan Pipa : Stainless Steel Tipe 304

Ukuran Pipa

- Diameter Luar : 4,5 in
- Diameter Dalam : 4,026 in
- Schedule Number : 40
- Luas Penampang : 12,7 in<sup>2</sup>
- NPS : 4 in

Motor : 5 Hp; 3 fase; 220-440 volt; 50 Hz; 2900 rpm.

Jenis Impeler : Mixed-flow field

Harga : US \$ 12,491.53

**16) Pompa – 03**

Tugas : Memompakan C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>OH 98% dari Tangki – 01 menuju  
separator – 01 dengan kecepatan umpan 7073,506713  
kg/jam





Tipe : Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Bahan Pipa : Stainless Steel Tipe 304

Ukuran Pipa

- Diameter Luar : 1,32 in
- Diameter Dalam : 0,957 in
- Schedule Number : 80
- Luas Penampang : 0,718 in<sup>2</sup>
- NPS : 1 in

Motor : 3/4 Hp; 3 fase; 220-440 volt; 50 Hz;  
2900 rpm.

Jenis Impeler : Radial-vane field

Harga : US \$ 3,300.37

**17) Pompa – 04**

Tugas : Memompakan HCl 37% dari Tangki-02 menuju separator – 02 dengan kecepatan umpan 15226,803 kg/jam

Tipe : Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Bahan Pipa : Stainless Steel Tipe 304

Ukuran Pipa



- Diameter Luar : 1,66 in
- Diameter Dalam : 1,38 in
- Schedule Number : 40
- Luas Penampang : 1,5 in<sup>2</sup>
- NPS : 1,25 in

Motor : 1/2 Hp; 3 fase; 220-440 volt; 50 Hz;  
2900 rpm.

Jenis Impeler : Francis-srew field

Harga : US \$ 5,046.50

**18) Pompa – 05**

Tugas : Memompakan hasil atas dari Decanter menuju Tangki -  
03 dengan kecepatan umpan 12626,2626 kg/jam

Tipe : Centrifugal Pump

Jumlah : 1 buah

Bahan Pipa : Stainless Steel Tipe 304

**Ukuran Pipa**

- Diameter Luar : 1,66 in
- Diameter Dalam : 1,278 in
- Schedule Number : 80
- Luas Penampang : 1,28 in<sup>2</sup>



**BAB III PERANCANGAN PROSES**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride*  
*Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride*  
*Kapasitas 100.000 ton/tahun*

---

- NPS : 1,25 in
  - Motor : 2 Hp; 3 fase; 220-440 volt; 50 Hz;  
2900 rpm.
  - Jenis Impeler : Radial-vane field
  - Harga : US \$ 4,797.05
- 19) Pompa – 06**
- Tugas : Memompakan hasil bawah dari Decanter menuju UPL  
dengan kecepatan umpan 17189,11874 kg/jam
  - Tipe : Centrifugal Pump
  - Jumlah : 1 buah
  - Bahan Pipa : Stainless Steel Tipe 304
  - Ukuran Pipa
    - Diameter Luar : 1,9 in
    - Diameter Dalam : 1,5 in
    - Schedule Number : 80
    - Luas Penampang : 1,76 in<sup>2</sup>
    - NPS : 1,5 in
  - Motor : 3 Hp; 3 fase; 220-440 volt; 50 Hz;  
2900 rpm.
  - Jenis Impeler : Radial-vane field
  - Harga : US \$ 5,430.27



**BAB III PERANCANGAN PROSES**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride  
Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride  
Kapasitas 100.000 ton/tahun*

**20) Pompa – 07**

**Tugas** : Memompakan hasil bawah dari Menara Absorber – 01  
menuju UPL dengan kecepatan umpan 7511,889418  
kg/jam

**Tipe** : Centrifugal Pump

**Jumlah** : 1 buah

**Bahan Pipa** : Stainless Steel Tipe 304

**Ukuran Pipa**

- Diameter Luar : 1,32 in
- Diameter Dalam : 0,957 in
- Schedule Number : 80
- Luas Penampang : 0,78 in<sup>2</sup>
- NPS : 1 in

**Motor** : 3 Hp; 3 fase; 220-440 volt; 50 Hz;  
2900 rpm.

**Jenis Impeler** : Radial-vane field

**Harga** : US \$ 3,357.94

**21) HE – 01 (HEATER - 01)**

**Tugas** : Memanaskan hasil atas SP-01 sebagai umpan reaktor dari  
suhu 105 °C menjadi 145 °C.

**Jenis** : Double Pipe Exchanger



**BAB III PERANCANGAN PROSES**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride*  
*Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride*  
*Kapasitas 100.000 ton/tahun*

---

Tipe HE : Hairpin seri 1

Jumlah : 1 (satu) buah.

Beban panas : 662286,1680 Btu/jam

Luas transf. panas : 36,185 ft<sup>2</sup>

Fouling factor : 0,0045

Dimensi HE-01

*Outer pipe*

- IPS : 1 1/4 in
- Diameter dalam : 1,38 in.
- Diameter luar : 1,66 in.
- Fluida : steam

*Inner pipe*

- Diameter luar : 0,824 in.
- Diameter dalam : 1,05 in.
- Panjang hairpin : 16 ft.
- Fluida : gas umpan (C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>OH)

Pemanas : steam

Keb. Pemanas : 31007,31 kg/jam.

Bahan : Carbon steel

Harga : US \$ 3,262.00



22) HE – 02 (HEATER - 02)

Tugas : Memanaskan hasil atas SP-02 sebagai umpan reaktor dari suhu 105 °C menjadi 145 °C.

Jenis : *Double Pipe Exchanger*

Tipe HE : *Hairpin* seri 1

Jumlah : 1 (satu) buah.

Beban panas : 144385,5057 Btu/jam

Luas transf. panas : 82,229 ft<sup>2</sup>

*Fouling factor* : 0,0045

Dimensi HE-02

*Outer pipe*

- IPS : 1 1/4 in
- Diameter dalam : 1,38 in.
- Diameter luar : 1,66 in.
- Fluida : *steam*

*Inner pipe*

- Diameter luar : 0,824 in.
- Diameter dalam : 1,05 in.
- Panjang hairpin : 16 ft.
- Fluida : gas umpan (HCl)

Pemanas : *steam*

Keb. Pemanas : 14889,71 kg/jam.



Bahan : Carbon steel  
Harga : US \$3,837.64

26) HE - 03 (COOLER - 01)

Tugas : Mendinginkan hasil rektor sebagai umpan AB-01 dari suhu 124 °C menjadi 80 °C.

Jenis : Shell and tube

Tipe HE : 1 - 2

Jumlah : 1 (satu) buah.

Beban panas : 307499,2521 Btu/jam

Luas transf. panas : 315,8115 ft<sup>2</sup>

Fouling factor : 0,003

Dimensi HE-03

Shell

- Diameter dalam : 12,00 in.
- Jarak baffle : 3,00 in.

Tubes

- Diameter luar : 0,75 in.
- Diameter dalam : 0,62 in.
- Pitch : 0,9375 in triangular pitch.
- Panjang : 16 ft.
- Jumlah pipa : 113 buah.



**BAB III PERANCANGAN PROSES**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride*  
*Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride*  
*Kapasitas 100.000 ton/tahun*

---

Pendingin	: air
Keb. pendingin	: 16489,0184 kg/jam.
Bahan	: <i>Stainless Steel 316 AIS</i>
Harga	: US \$ 7,675.29

**27) HE – 04 (HEATER - 04)**

Tugas : Memanaskan bahan baku  $C_2H_5OH$  sebelum masuk vaporizer 1 dari suhu  $30^\circ C$  sampai  $99^\circ C$

Jenis : *Double Pipe Exchanger*

Tipe HE : *Hairpin seri 1*

Jumlah : 1 (satu) buah.

Beban panas : 1149894.359 Btu/jam

Luas transf. panas : 55.9233  $ft^2$

*Fouling factor* : 0,0045

Dimensi HE-05

*Outer pipe*

- IPS :  $1 \frac{1}{4}$  in
- Diameter dalam : 1,38 in.
- Diameter luar : 1,66 in.
- Fluida : *steam*

*Inner pipe*

- Diameter luar : 0,824 in.





**BAB III PERANCANGAN PROSES**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride*  
*Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride*  
Kapasitas 100.000 ton/tahun

---

- Diameter dalam : 1,05 in.
- Panjang hairpin : 20 ft.
- Fluida : gas umpan ( $C_2H_5OH$ )

Pemanas : *steam*

Keb. Pemanas : 468468.2 kg/jam.

Bahan : *Carbon steel*

Harga : US \$ 3,262.00

**28) HE - 05 (HEATER - 05)**

Tugas : Memanaskan bahan baku HCl sebelum masuk vaporizer 2  
dari suhu  $30^\circ C$  sampai  $85^\circ C$

Jenis : *Double Pipe Exchanger*

Tipe HE : *Hairpin seri 1*

Jumlah : 1 (satu) buah.

Beban panas : 1599146.0364 Btu/jam

Luas transf. panas : 55.9233  $ft^2$

*Fouling factor* : 0,0045

Dimensi HE-06

*Outer pipe*

- IPS :  $1 \frac{1}{4}$  in
- Diameter dalam : 1,38 in.
- Diameter luar : 1,66 in.



- Fluida : steam

*Inner pipe*

- Diameter luar : 0,824 in.
- Diameter dalam : 1,05 in.
- Panjang hairpin : 20 ft.
- Fluida : gas umpan (HCl)

Pemanas : steam  
Keb. Pemanas : 15532432 kg/jam.  
Bahan : Carbon steel  
Harga : US \$3,837.64

29) **Condensor**

Tugas : Mengembuakan gas yang keluar dari atas AB-01 pada suhu 100 °C manjadi 40 °C

Jenis : *Shell and tube*

Tipe HE : 1 - 1

Jumlah : 1 ( satu ) buah.

Beban panas : 3554512,227 Btu/jam

Luas transf. panas : 729,3054 ft<sup>2</sup>

*Fouling factor* : 0,0036

Dimensi Condensor

*Shell*

- Diameter dalam : 23,25 in.



- Jarak *baffle* : 10,28 in.

*Tubes*

- Diameter luar : 0,75 in.
- Diameter dalam : 0,62 in.
- *Pitch* : 1 in *square pitch*.
- Panjang : 16 ft.
- Jumlah pipa : 310 buah

Pendingin	: air
Keb. Pendingin	: 178571,92 kg/jam.
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Harga	: US \$ 8,250.93

### 3.3.2 Spesifikasi Alat Utilitas

#### 1) Bak Penampung Awal

Tugas : Mengendapkan kotoran-kotoran kasar air sungai sebelum diolah lebih lanjut. Pengendapan terjadi karena gravitasi dengan waktu tinggal 24 jam.

Jenis : Bak beton bertulang

Ukuran Bak

- Panjang : 19,78 m
- Lebar : 19,78 m
- Tinggi : 9,89 m



Jumlah : 1 buah  
Harga : Rp 19.800.000,00

## 2) Tangki Penggumpal

Tugas : Mencampur air sungai dengan alum dan soda abu agar terjadi flokulasi dan koagulasi. Waktu tinggal 10 menit.

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk

Ukuran Tangki

- Diameter: 3,06 m
- Tinggi : 3,67 m
- Dia. Impeler : 1,02 m
- Jumlah : 1 buah

Ukuran Pengaduk

- Jenis : Flate blade turbin
- Panjang : 0,25 m
- Lebar : 0,20 m
- Power : 3,71 Hp
- Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 56,041.78



### 3) Tangki Alum

Tugas : Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5 % selama 24 jam.

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk

Ukuran Tangki

- Diameter: 1,65 m
- Tinggi : 1,98 m
- Dia. Impeler : 0,55 m
- Jumlah : 1 buah

Ukuran Pengaduk

- Jenis : Flate blade turbin
- Panjang : 0,14 m
- Lebar : 0,11 m
- Power : 0,88 Hp
- Jumlah : 1 buah

Kebutuhan alum : 7,42 kg/jam

Harga : US \$ 7,005.22

### 4) Tangki Soda Abu

Tugas : Menyiapkan dan menyimpan larutan soda abu 5 % selama 24 jam.

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk



**Ukuran Tangki**

- Diameter : 1,49 m
- Tinggi : 1,79 m
- Dia. Impeler : 0,50 m
- Jumlah : 1 buah

**Ukuran Pengaduk**

- Jenis : Flate blade turbin
- Panjang : 0,12 m
- Lebar : 0,10 m
- Power : 0,72 Hp
- Jumlah : 1 buah

Kebutuhan alum : 5,47 kg/jam

Harga : US \$ 7,005.22

**5) Clarifier**

Tugas : Mennggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid dengan waktu tinggal 1,5 jam.

Jenis : Tangki silinder tegak dengan bagian bawah berbentuk kerucut (circular clarifier).

**Ukuran Tangki**

- Diameter : 6,68 m
- Tinggi 1 : 6,68 m



- Tinggi 2 : 0,67 m
- Jumlah : 1 buah

**Ukuran Pengaduk**

- Jenis : Marine propeller dengan 3 blade
- Diameter : 1,67 m
- Tinggi : 2,23 m
- Power : 1,17 Hp
- Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 35,026.11

**6) Sand Filter (Saringan Pasir)**

Tugas : Menyaring kotoran yang masih mungkin terdapat pada keluaran clarifier.

Jenis : Tangki silinder tegak berisi tumpukan pasir dan kerikil.

**Ukuran Tangki**

- Diameter : 4,47 m
- Tinggi : 5,37 m

Harga : US \$ 4,903.66

**7) Water Pit (Bak Penampung)**

Tugas : Menampung air hasil sand filter untuk pengolahan lebih lanjut dengan waktu tinggal 12 jam.



**BAB III PERANCANGAN PROSES**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride*  
*Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride*  
Kapasitas 100.000 ton/tahun

---

Jenis : Bak beton bertulang

Ukuran Bak

- Panjang : 12,46 m
- Lebar : 12,46 m
- Tinggi : 6,23 m

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp 16.560.000,00

**8) Cold Basin**

Tugas : Menampung air pendingin yang dingin dari colling tower dan water pit dengan waktu tinggal 1,5 jam.

Jenis : Bak beton bertulang

Ukuran Bak

- Panjang : 9,57 m
- Lebar : 9,57 m
- Tinggi : 4,79 m

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp 12.890.000,00

**9) Hot Basin**

Tugas : Menampung air pendingin yang akan didinginkan di cooling tower dengan waktu tinggal 1,5 jam.





Jenis : Bak beton bertulang

Ukuran Bak

- Panjang : 8,50 m
- Lebar : 8,50 m
- Tinggi : 4,25 m

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp 11.560.000,00

**10) Cooling Tower**

Tugas : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah  
dipergunakan untuk disirkulasi kembali.

Jenis : Induced draft cooling tower

Jumlah air yang didinginkan : 170678,32 kg/j

Jumlah air yang disirkulasikan : 751,56 gpm

Kapasitas cooling tower : 2,2 gpm/ft<sup>2</sup>

Luas Area Cooling tower : 341,62 ft<sup>2</sup>

Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 70,052.22

**11) Kation Exchanger**

Tugas : Menghilangkan kesadahan dengan mengikat ion-ion  
positif air.



Jenis : Silinder tegak yang berisi tumpukan butir-butir resin penukar ion.

Resin : Zeolit resin dengan notasi  $RH_2$

Kapasitas resin : 0,5 kg/ft<sup>3</sup> resin

Luas penampang bed : 40,40 ft<sup>2</sup>

Ukuran bed resin

- Diameter : 1,19 m

- Tinggi : 2,17 m

Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 23,420.89

## 12) Anion Exchanger

Tugas : Menghilangkan kesadahan dengan mengikat ion-ion negatif air.

Jenis : Silinder tegak yang berisi tumpukan butir-butir resin penukar ion.

Resin : Strongly basic resin dengan notasi  $R(OH)_2$

Kapasitas resin : 0,6 kg/ft<sup>3</sup> resin

Luas penampang bed : 32,32 ft<sup>2</sup>

Ukuran bed resin :

- Diameter : 1,96 m

- Tinggi : 1,47 m



Jumlah : 1 buah  
Harga : US \$ 28,020.89

**13) Tangki HCl**

Tugas : Menyiapkan larutan HCl yang digunakan untuk regenerasi resin pada cation exchanger.

Jenis : Tangki silinder vertikal dengan atap conical dan dasar rata.

Ukuran Tangki

- Diameter : 2,99 m
- Tinggi : 2,99 m

Kapasitas : 903,606 kg

Harga : US \$ 2,241.67

**14) Tangki NaOH**

Tugas : Menyiapkan larutan NaOH yang digunakan untuk regenerasi resin pada anion exchanger.

Jenis : Tangki silinder vertikal dengan atap conical dan dasar rata.

Ukuran Tangki

- Diameter : 2,99 m
- Tinggi : 2,99 m



Kapasitas : 989,19 kg  
Harga : US \$ 2,802.09

**15) Deaerator**

Tugas : Melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O<sub>2</sub> dan CO<sub>2</sub> sehingga mengurangi korosi logam.

Jenis : Silinder tegak yang berisi bahan isian, dimana air disemprotkan dari atas dan udara panas dialirkan dari bawah secara counter current.

Kebutuhan udara panas : 36703,23 kg/j

Bahan isian

- Jenis : Raschig ring ceramic
- Diameter: 2 in

Ukuran Deaerator

- Diameter (D) : 4,16, m
- Tinggi (H) : 20,82 m

Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 35,026.11

**16) Tangki Air Umpan Boiler**

Tugas : Menampung air umpan Boiler sebagai pembuat steam didalam boiler dengan waktu tinggal 12 jam.



**BAB III PERANCANGAN PROSES**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride  
Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride  
Kapasitas 100.000 ton/tahun*

Jenis : Tangki silinder vertikal

Bahan-bahan yang ditambahkan

a. Hidrazin ( $N_2H_4$ )

Fungsi : Untuk menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi pada boiler.

Kadar : 5 ppm

Kebutuhan : 0,0072 kg/j

b.  $NaH_2PO_4$

Fungsi : Untuk mencegah timbulnya kerak di boiler.

Kadar : 12 – 17 ppm

Kebutuhan : 0,0216 kg/j

Ukuran tangki :

- Diameter (D) : 3,7497 m
- Tinggi (H) : 3,7497 m

Jumlah : 1 tangki

Harga : US \$ 7,005.22

**17) Boiler**

Tugas : Membangkitkan steam jenuh tekanan 89,65 psia dengan suhu 600 °F sebanyak 17509 kg/jam dengan waktu tinggal 24 jam.



Jenis : Fire tube boiler (Ketel uap jenis water tube boiler dengan bahan bakar fuel oil dilengkapi dengan drum separator dengan 25 % condensat direcycle).

Panas yang harus diberikan : 162590982,233 Btu/j

Kebutuhan bahan bakar : 4036,74 kg/jam

Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 98,073.11

**18) Tangki Kondensat**

Tugas : Menampung air yang di recycle pada proses pemanasan dan air dari deaerator.

Jenis : Tangki silinder vertikal.

Ukuran Tangki

- Diameter : 15,20 m
- Tinggi : 15,20 m

Harga : US \$ 12,609.40

**19) Tangki Bahan Bakar**

Tugas : Menyimpan bahan bakar untuk persediaan 1 bulan sebagai bahan bakar boiler.

Jenis : Tangki silinder vertikal

Ukuran Tangki



• Diameter : 6,99 m

• Tinggi : 6,99 m

Harga : US \$ 39,229.24

**20) Tangki Kaporit**

Tugas : Menyiapkan kaporit yang akan digunakan pada proses demineralisasi untuk air keperluan umum dengan waktu tinggal 12 jam.

Jenis : Tangki silinder vertikal

Ukuran Tangki

• Diameter : 3,40 m

• Tinggi : 3,40 m

Harga : US \$ 2,241.67

**21) Bak Sanitasi**

Tugas : Menampung air bersih untuk keperluan umum dengan waktu tinggal 24 jam.

Jenis : Bak beton bertulang

Ukuran Bak

• Panjang : 8,32 m

• Lebar : 8,32 m

• Tinggi : 4,16 m



Jumlah : 1 buah  
Harga : Rp 12.250.000,00

**22) Pompa – 01**

Tugas : Mengalirkan air sungai ke bak pengendap awal sebanyak  
141,19 m<sup>3</sup>/jam  
Jenis : *centrifugal pump, mixed impeller, single stage*  
Jumlah : 3 buah  
Head : 5,31 m  
Kapasitas : 49,25 m<sup>3</sup>/jam  
Putaran : 1450 rpm  
Putaran spesifik : 1489,6 rpm  
Bahan : *Carbon Steel*  
Motor : motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz  
Power : 2 HP  
Harga : US \$ 11,768.76

**23) Pompa – 02**

Tugas : Mengalirkan air dari bak pengendap awal ke bak  
penggumpal sebanyak 134311,35 kg/jam  
Jenis : *centrifugal pump, mixed impeller, single stage*  
Jumlah : 3 buah





**BAB III PERANCANGAN PROSES**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride*  
*Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride*  
Kapasitas 100.000 ton/tahun

---

Head : 1,11 m  
Kapasitas : 49,25 m<sup>3</sup>/jam  
Putaran : 725 rpm  
Putaran spesifik : 4041,3 rpm  
Bahan : *Carbon Steel*  
Motor : motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz  
Power : 0,5 HP  
Harga : US \$ 11,768.76

**24) Pompa – 03**

Tugas : Mengalirkan air dari bak penggumpal ke clerifier  
          sebanyak 134311,35 kg/jam  
Jenis : *centrifugal pump, mixed impeller, single stage*  
Jumlah : 2 buah  
Head : 1,74 m  
Kapasitas : 73,87 m<sup>3</sup>/jam  
Putaran : 1450 rpm  
Putaran spesifik : 4209,813 rpm  
Bahan : *Carbon Steel*  
Motor : motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz  
Power : 1 HP  
Harga : US \$ 7,845.84



25) Pompa – 04

Tugas	: Mengalirkan air dari clarifier ke saringan pasir
Jenis	: <i>centrifugal pump, mixed impeller, single stage</i>
Jumlah	: 2 buah
Head	: 2,24 m
Kapasitas	: 73,87 m <sup>3</sup> /jam
Putaran	: 1450 rpm
Putaran spesifik	: 3483,392 rpm
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Motor	: motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz
Power	: 1,25 HP
Harga	: US \$ 7,845.84

26) Pompa – 05

Tugas	: Mengalirkan air dari saringan pasir ke bak penampung sebanyak 134311,35 kg/jam
Jenis	: <i>centrifugal pump, mixed impeller, single stage</i>
Jumlah	: 2 buah
Head	: 2,26 m
Kapasitas	: 73,87 m <sup>3</sup> /jam
Putaran	: 725 rpm
Putaran spesifik	: 2911,632 rpm



**BAB III PERANCANGAN PROSES**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride*  
*Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride*  
*Kapasitas 100.000 ton/tahun*

---

Bahan : *Carbon Steel*  
Motor : motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz  
Power : 1,25 HP  
Harga : US \$ 7,845.84

**27) Pompa – 06**

Tugas : Mengalirkan air dari bak penampung ke cold basin  
          sebanyak 73147,85 kg/jam  
Jenis : *centrifugal pump, mixed impeller, single stage*  
Jumlah : 3 buah  
Head : 2,24 m  
Kapasitas : 89,40 m<sup>3</sup>/jam  
Putaran : 725 rpm  
Putaran spesifik : 4358,976 rpm  
Bahan : *Carbon Steel*  
Motor : motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz  
Power : 1 HP  
Harga : US \$ 3,089.31

**28) Pompa – 07**

Tugas : Mengalirkan air dari bak penampung ke tangki pelunakan  
          air untuk keperluan steam sebanyak 100933,873 kg/jam.



**BAB III PERANCANGAN PROSES**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride*  
*Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride*  
*Kapasitas 100.000 ton/tahun*

---

Jenis : *centrifugal pump, mixed impeller, single stage*

Jumlah : 3 buah

Head : 1,31 m

Kapasitas : 49,35 m<sup>3</sup>/jam

Putaran : 1450 rpm

Putaran spesifik : 4262,286 rpm

Bahan : *Carbon Steel*

Motor : motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz

Power : 0,5 HP

Harga : US \$ 3,089.31

**29) Pompa – 08**

Tugas : Mengalirkan air dari tangki pelunakan ke deaerator

Jenis : *centrifugal pump, mixed impeller, single stage*

Jumlah : 3 buah

Head : 6,31 m

Kapasitas : 49,35 m<sup>3</sup>/jam

Putaran : 1450 rpm

Putaran spesifik : 1309,7793 rpm

Bahan : *Carbon Steel*

Motor : motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz

Power : 2 HP

Harga : US \$ 3,089.31



**30) Pompa – 09**

Tugas	: Mengalirkan air dari daerator ke tangki umpan boiler
Jenis	: <i>centrifugal pump, mixed impeller, single stage</i>
Jumlah	: 2 buah
Head	: 32,99 m
Kapasitas	: 26,11 m <sup>3</sup> /jam
Putaran	: 2900 rpm
Putaran spesifik	: 926,6132 rpm
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Motor	: motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz
Power	: 5,25 HP
Harga	: US \$ 3,040.26

**31) Pompa – 10**

Tugas	: Mengalirkan air dari cold basin ke unit proses
Jenis	: <i>centrifugal pump, mixed impeller, single stage</i>
Jumlah	: 3 buah
Head	: 11,20 m
Kapasitas	: 89,40 m <sup>3</sup> /jam
Putaran	: 2900 rpm
Putaran spesifik	: 2089,946 rpm
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>



Motor : motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz  
Power : 2,25 HP  
Harga : US \$ 2,795.07

32) Pompa – 11

Tugas : Mengalirkan air dari bak penampung ke bak klorinasi untuk keperluan umum  
Jenis : *centrifugal pump, mixed impeller, single stage*  
Jumlah : 1 buah  
Head : 1,00 m  
Kapasitas : 12,00 m<sup>3</sup>/jam  
Putaran : 2900 rpm  
Putaran spesifik : 8678,6351 rpm  
Bahan : *Carbon Steel*  
Motor : motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz  
Power : 0,25 HP  
Harga : US \$ 931.69

33) Pompa – 12

Tugas : Mengalirkan air dari bak klorinasi ke bak penampung untuk keperluan umum  
Jenis : *centrifugal pump, mixed impeller, single stage*



**BAB III PERANCANGAN PROSES**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride*  
*Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride*  
Kapasitas 100.000 ton/tahun

---

Jumlah : 1 buah  
Head : 29,74 m  
Kapasitas : 12,00 m<sup>3</sup>/jam  
Putaran : 2900 rpm  
Putaran spesifik : 679,071 rpm  
Bahan : *Carbon Steel*  
Motor : motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz  
Power : 2,75 HP  
Harga : US \$ 3,975.42

**34) Pompa – 13**

Tugas : Mengalirkan air dari hot basin ke cooling tower untuk didinginkan  
Jenis : *centrifugal pump, mixed impeller, single stage*  
Jumlah : 3 buah  
Head : 4,51 m  
Kapasitas : 97,53 m<sup>3</sup>/jam  
Putaran : 725 rpm  
Putaran spesifik : 1990,643 rpm  
Bahan : *Carbon Steel*  
Motor : motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz  
Power : 2,75 HP  
Harga : US \$ 13,975.42



35) Pompa – 14

Tugas : Mengalirkan air yang telah didinginkan dari cooling tower  
ke cold basin

Jenis : *centrifugal pump, mixed impeller, single stage*

Jumlah : 3 buah

Head : 5,51 m

Kapasitas : 97,53 m<sup>3</sup>/jam

Putaran : 725 rpm

Putaran spesifik : 1713,186 rpm

Bahan : *Carbon Steel*

Motor : motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz

Power : 3,75 HP

Harga : US \$ 11,621.66

36) Pompa – 15

Tugas : Mengalirkan air dari sistem pelunakan air ke bak air  
proses

Jenis : *centrifugal pump, mixed impeller, single stage*

Jumlah : 3 buah

Head : 4,26 m

Kapasitas : 68,27 m<sup>3</sup>/jam

Putaran : 725 rpm



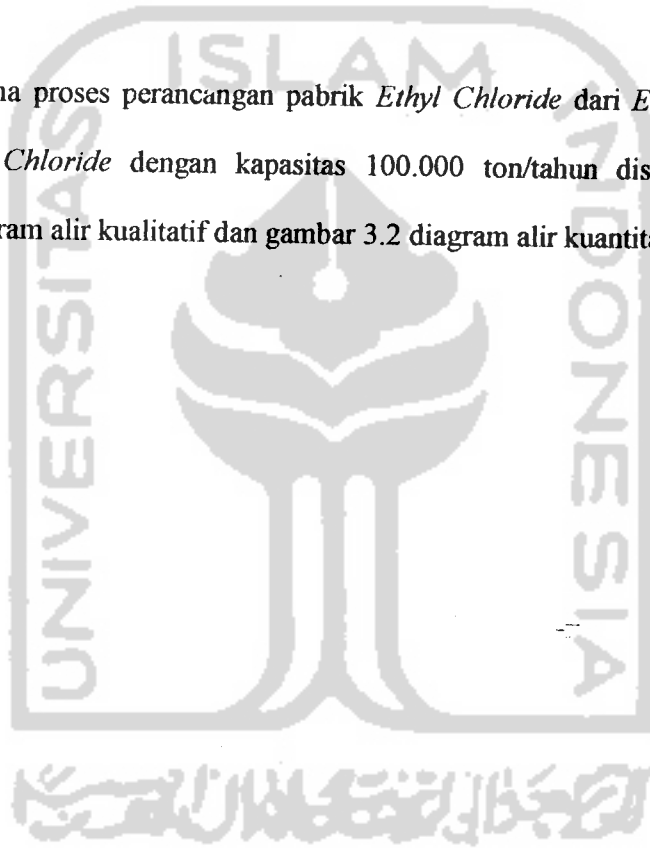


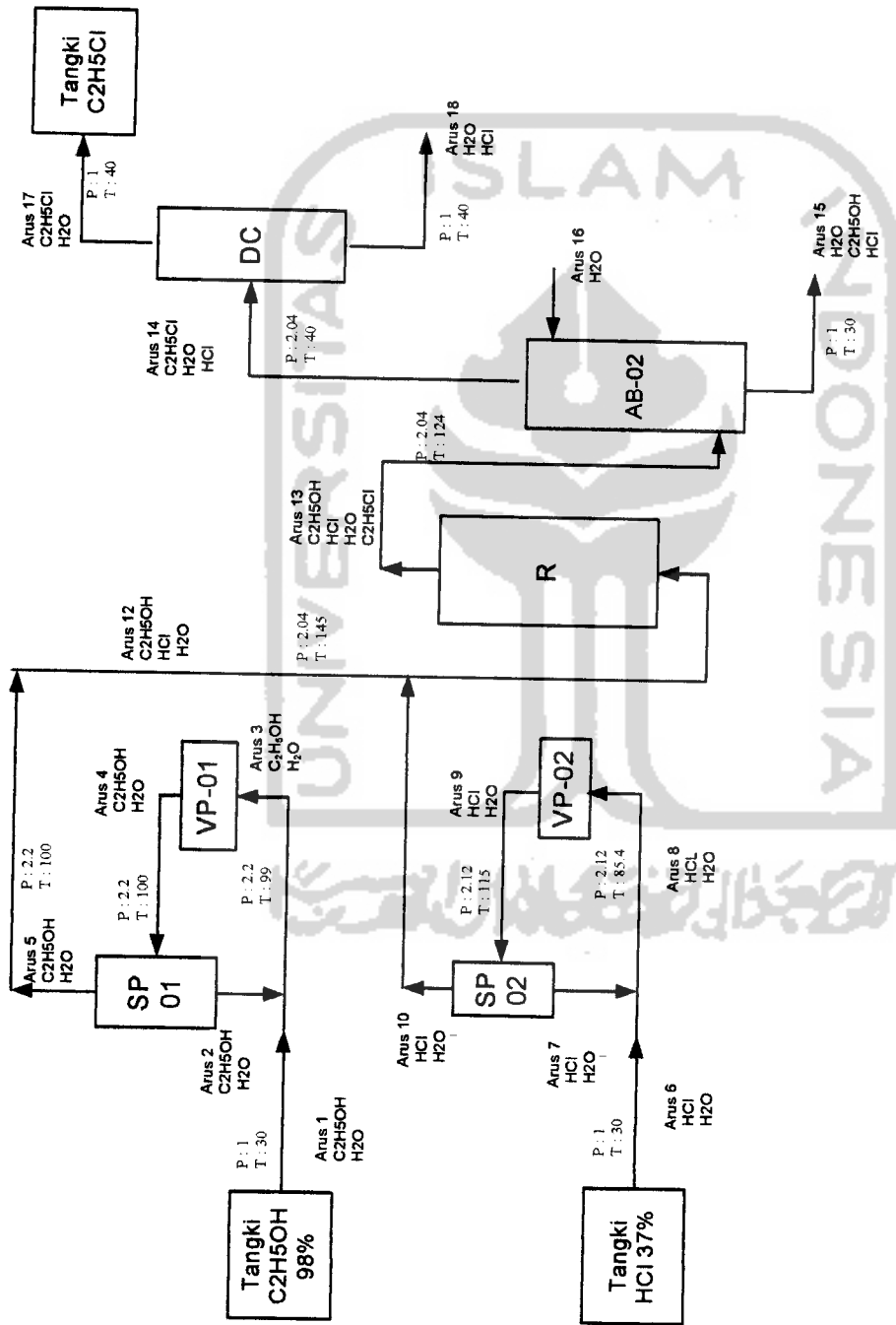
**BAB III PERANCANGAN PROSES**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride*  
*Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride*  
*Kapasitas 100.000 ton/tahun*

---

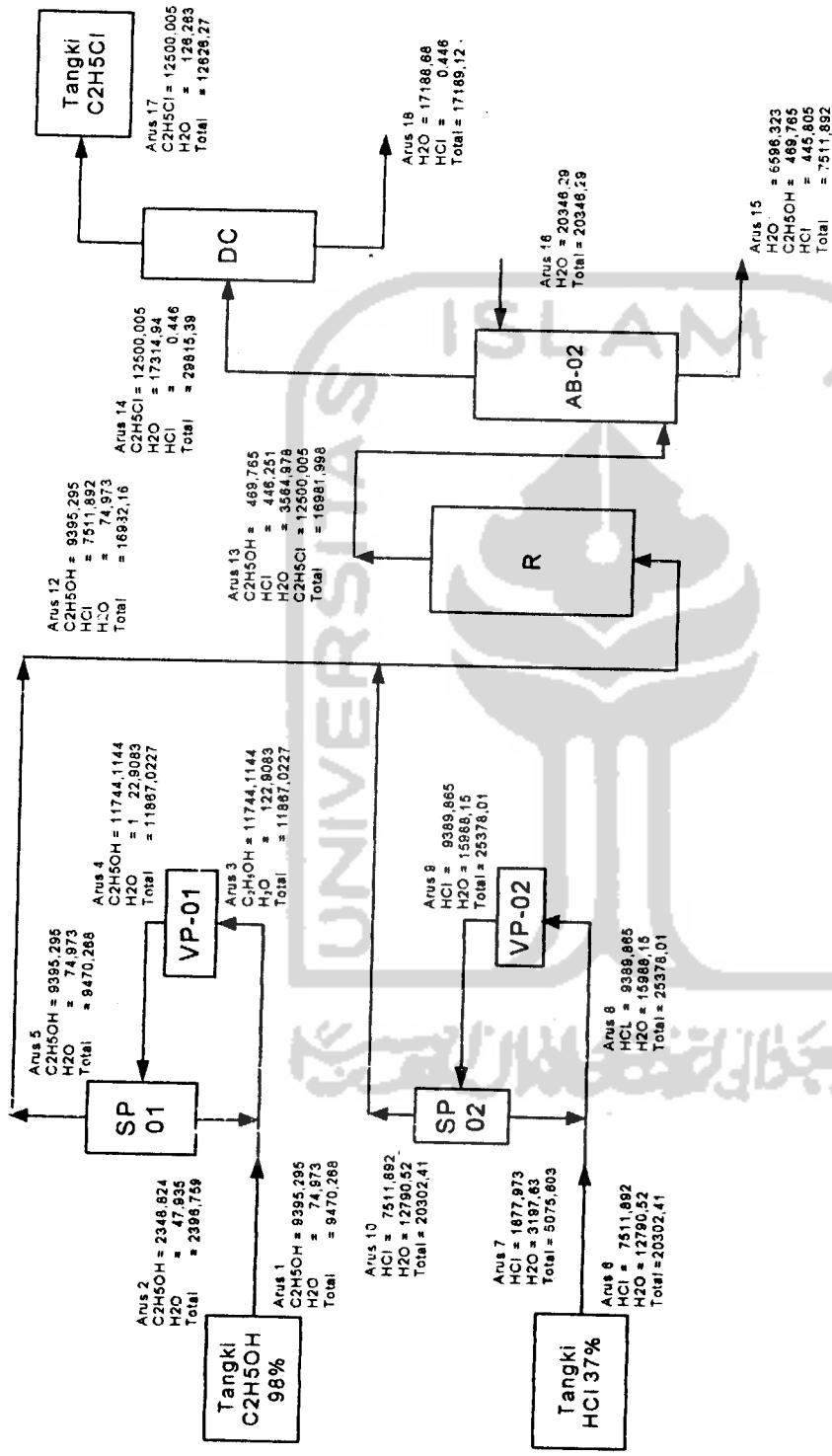
Putaran spesifik	: 1738,178 rpm
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Motor	: motor induksi AC 220 volt, 3 fase, 50 Hz
Power	: 1,75 HP
Harga	: US \$ 11,621.66

Rencana proses perancangan pabrik *Ethyl Chloride* dari *Ethyl Alcohol* dan *Hydrogen Chloride* dengan kapasitas 100.000 ton/tahun disajikan pada gambar 3.1 diagram alir kualitatif dan gambar 3.2 diagram alir kuantitatif.





Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif



## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1 Lokasi Pabrik**

Pemilihan lokasi pabrik didasarkan atas pertimbangan yang secara praktis lebih menguntungkan, baik ditinjau dari segi teknis maupun ekonomis. Adapun faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik antara lain :

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

Lokasi pabrik sebaiknya dekat dengan penyediaan bahan baku dan pemasaran produk untuk menghemat biaya transportasi. Pabrik juga sebaiknya dekat dengan pelabuhan jika ada bahan baku atau produk yang dikirim dari atau ke luar negeri.

##### **2. Pemasaran**

Etil Klorid merupakan bahan yang sangat dibutuhkan oleh banyak industri baik sebagai bahan pembantu atau sebagai bahan utama. Sehingga diusahakan pendirian pabrik dilakukan di suatu kawasan industri.

##### **3. Ketersediaan energi dan air**

Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam suatu pabrik, baik untuk proses, pendingin, atau kebutuhan lainnya. Sumber air biasanya berupa sungai, air laut atau danau. Energi merupakan faktor utama dalam operasional pabrik.



#### 4. Ketersediaan tenaga kerja

Tenaga kerja merupakan pelaku dari proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik akan memperlancar jalannya proses produksi.

#### 5. Kondisi geografis dan sosial

Lokasi pabrik sebaiknya terletak di daerah yang stabil dari gangguan bencana alam (banjir, gempa bumi, dan lain-lain). Kebijakan pemerintah setempat juga turut mempengaruhi lokasi pabrik yang akan dipilih. Kondisi sosial masyarakat diharapkan memberi dukungan terhadap operasional pabrik sehingga dipilih lokasi yang memiliki masyarakat yang dapat menerima keberadaan pabrik.

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan di atas, maka pabrik etil klorid ini dalam perencanaannya akan didirikan di Semarang, Jawa Tengah. Faktor-faktor pendukungnya antara lain :

1. Dekat dengan pelabuhan yang akan memudahkan impor barang – barang kebutuhan pabrik.
2. Pemasaran etil klorid cair dapat dilakukan dengan jaringan pipa ke konsumen karena produk etil klorid merupakan bahan baku industri lain terutama industri polimer etil selulosa dan farmasi.
3. Cukup dekat dengan sungai atau laut.
4. Sarana dan prasarana transportasi memadai.
5. Tenaga kerja dapat diperoleh dari daerah disekitarnya, baik tenaga kasar maupun tenaga terdidik.
6. Bukan daerah subur, sehingga tidak mengganggu lahan pertanian.



## 4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian pabrik yang meliputi tempat kerja alat, tempat kerja karyawan, tempat penyimpanan, dan sarana-sarana lain. Bangunan-bangunan yang ada di lokasi pabrik adalah :

1. Area proses
2. Area tempat penyimpanan bahan baku dan produk
3. Area utilitas
4. Bengkel mekanik untuk pemeliharaan
5. Gudang untuk pemeliharaan dan plant supplies
6. Ruang kontrol
7. Laboratorium untuk pengendalian mutu
8. Unit pemadam kebakaran
9. Kantor administrasi
10. Kantin, poliklinik, dan mushola
11. Area parkir
12. Taman

Susunan tata letak pabrik ini harus memungkinkan adanya distribusi bahan-bahan dengan baik, cepat dan efisien.

Pabrik etil klorid ini akan didirikan di Semarang, Jawa Tengah di atas tanah seluas 3,8 Ha yang meliputi :

- Bangunan pabrik dan perlengkapannya : 0,8 Ha
- Perkantoran, parkir dan bangunan penunjang : 1,5 Ha

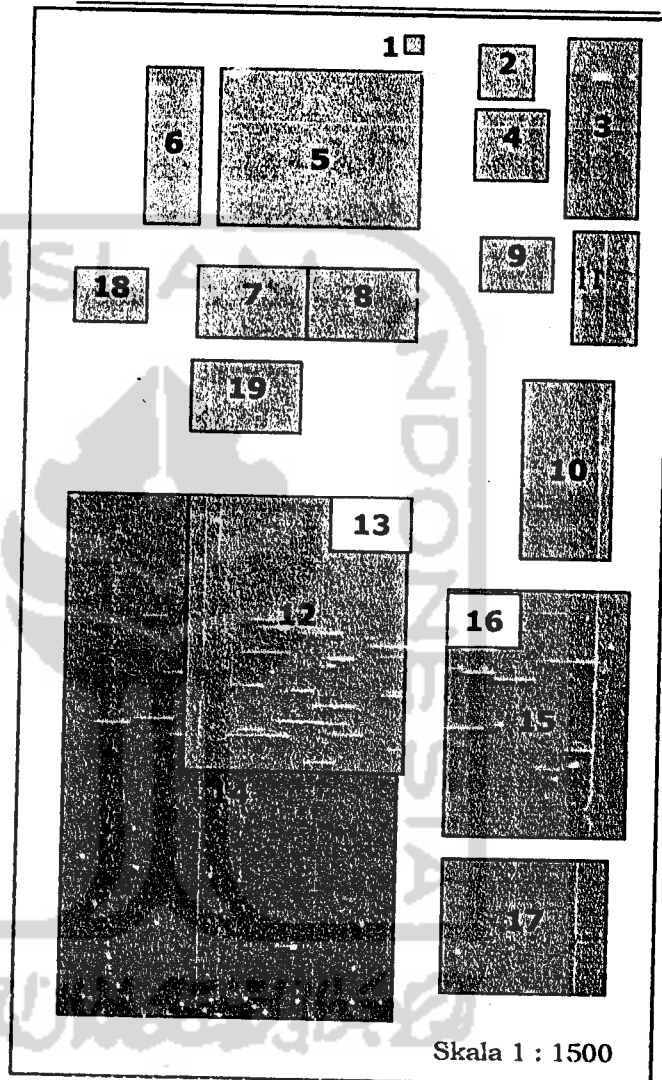
- Areal perluasan

: 1,5 Ha

Sketsa tata letak pabrik dapat dilihat pada Gambar 4.1.

**Keterangan :**

1. Pos jaga
2. Kantor keamanan
3. Parkir karyawan
4. Cafetaria
5. Kantor administrasi
6. Parkir tamu
7. Laboratorium
8. Kantor R & D
9. Kantor K<sub>3</sub>
10. Bengkel
11. Fire station
12. Area Proses
13. Control room
14. Daerah Pengembangan
15. Area Utilitas
16. Kantor Utilitas
17. Gudang
18. Tempat ibadah
19. Klinik Kesehatan



**Gambar 4.1. Tata Letak Pabrik**



#### 4.3 Tata Letak Alat Proses

Pengaturan letak peralatan proses pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga efisien. Beberapa pertimbangan yang perlu diperhatikan adalah :

1. Ekonomi

Letak alat-alat proses harus sebaik mungkin sehingga memberikan biaya konstruksi dan operasi yang minimal. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan mengatur letak alat sehingga menghasilkan pemipaan yang terpendek dan membutuhkan bahan konstruksi paling sedikit.

2. Kebutuhan proses

Letak alat harus memberikan ruangan yang cukup bagi masing-masing alat agar dapat beroperasi dengan baik, dengan distribusi utilitas yang mudah.

3. Operasi

Peralatan yang membutuhkan perhatian lebih dari operator harus diletakkan dekat *control room*. *Valve*, tempat pengambilan sampel, dan instrumen harus diletakkan pada posisi dan ketinggian yang mudah dijangkau oleh operator.

4. Perawatan

Letak alat proses harus memperhatikan ruangan untuk perawatan. Misalnya pada *Heat Exchanger* yang memerlukan ruangan yang cukup untuk pembersihan *tube*.

5. Keamanan

Letak alat-alat proses harus sebaik mungkin, agar jika terjadi kebakaran tidak ada yang terperangkap di dalamnya serta mudah dijangkau oleh kendaraan atau alat pemadam kebakaran.





**BAB IV PERANCANGAN PABRIK**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride  
Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride  
Kapasitas 100.000 ton/tahun*

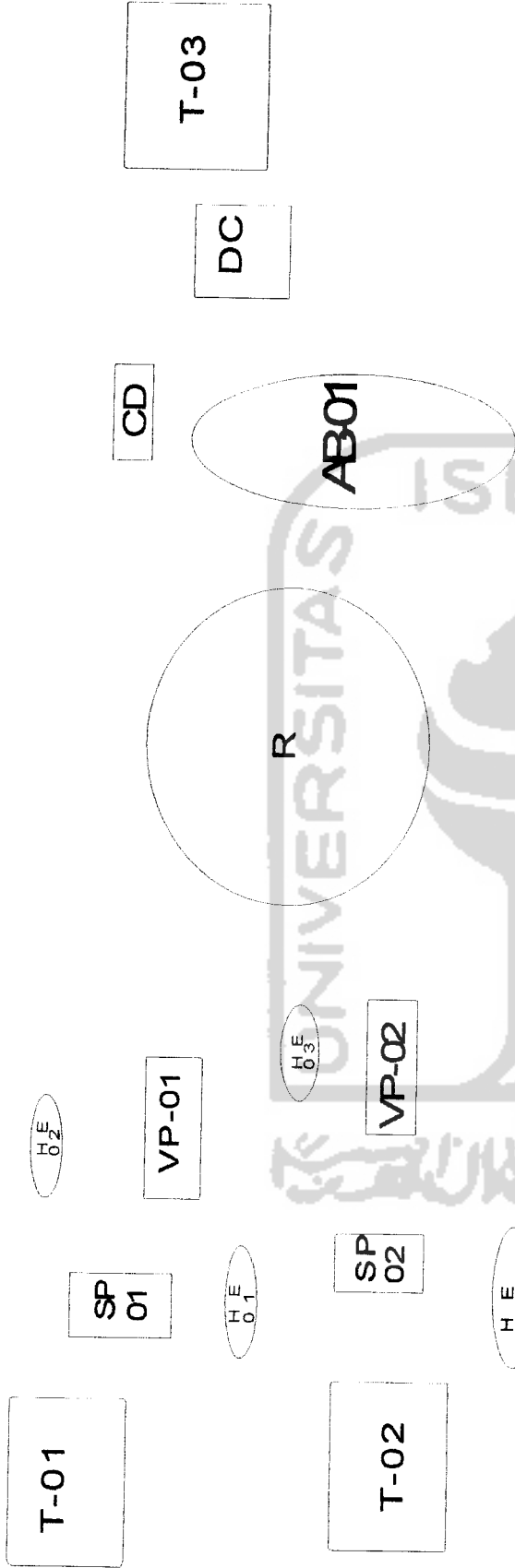
---

6. Perluasan dan Pengembangan Pabrik

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

Sketsa tata letak alat proses dapat dilihat pada gambar 4.2.

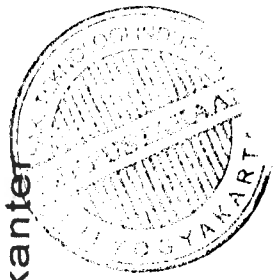




Keterangan :

- T-01 : Tangki Etil Alkohol
- T-02 : Tangki Hidrogen Klorid
- T-03 : Tangki Etil Klorid
- SP-01 : Separator 1
- SP-02 : Separator 2
- Vp-01 : Vaporizer 1
- VP-02 : Vaporizer 2
- HE-01 : Heater 1
- HE-02 : Heater 2
- HE-03 : Heater 3
- HE 04 : Heater 4
- AB-01 : Menara Absorber 1
- R : Reaktor
- CD : Condensor
- DC : Dekanter

Skala 1 : 2000 cm



Gambar 4.2 Lay Out Peralatan Proses



## **BAB V**

### **UTILITAS**

Unit Utilitas merupakan bagian penting untuk menunjang berlangsungnya suatu proses dalam pabrik. Unit pendukung proses antara lain terdiri dari penyediaan dan pengolahan air, pembuatan steam, penyediaan bahan bakar dan listrik dan udara tekan. Unit utilitas terdiri dari :

1. Unit pengadaan air dan pengolahan air.
2. Unit pengadaan steam.
3. Unit pengadaan listrik.
4. Unit pengadaan bahan bakar.

#### **5.1 Unit Pengadaan Air**

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancangan pabrik Etil klorid ini, sumber air yang digunakan berasal air yang dekat dengan pabrik.

Air yang diperlukan pada pabrik ini adalah :

1. Air pendingin

Pada umumnya digunakan air sebagai media pendingin hal ini dikarenakan faktor-faktor sebagai berikut :

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- b. Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya.
- c. Dapat menyerap sejumlah panas persatuan volume yang tinggi.
- d. Tidak terdekomposisi.



## 2. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk kebutuhan air minum, laboratorium, kantor dan perumahan.

Syarat air sanitasi meliputi :

### a. Syarat fisik

- Suhu di bawah suhu udara luar
- Warna jernih
- Tidak mempunyai rasa
- Tidak berbau

### b. Syarat kimia

- Tidak mengandung zat organik maupun anorganik
- Tidak beracun

### c. Syarat bakteriologis

Tidak mengandung bakteri-bakteri terutama bakteri yang patogen.

## 3. Air umpan boiler

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah :

### a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi disebabkan karena air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti  $O_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$  yang masuk ke badan air.

### b. Zat yang menyebabkan kerak (scale forming)

Pembentukan kerak disebabkan karena suhu tinggi dan kesadahan yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat. Dan air yang diambil



dari proses pemanasan bisa menyebabkan kerak pada boiler karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat-zat yang tidak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terjadi pada alkalinitis tinggi.

## 5.2 Unit Pengolahan Air

Dalam perancangan pabrik Ethyl Chloride ini, kebutuhan air diambil dari sungai yang ada di Semarang. Adapun tahap-tahap proses pengolahan air yang dilakukan meliputi :

### 1. Penghisapan

Pengambilan air dari sungai dilakukan dengan cara pemompaan yang langsung dimasukkan ke dalam bak pengendapan awal.

### 2. Pengendapan (Sedimentasi)

Kotoran kasar yang terdapat dalam air akan mengalami pengendapan yang terjadi karena gravitasi.

### 3. Penyaringan (Screening)

Penyaringan dilakukan agar-agar kotoran-kotoran bersifat kasar atau besar tidak terikut ke sistem pengolahan air, maka sisi isap pompa dipasang saringan (screen) yang dilengkapi dengan fasilitas pembilas apabila screen kotor.

### 4. Koagulasi

Koagulasi merupakan proses penggumpalan akibat penambahan zat kimia atau bahan koagulan ke dalam air. Koagulan yang digunakan biasanya adalah tawas atau Aluminium Sulfat ( $Al_2(SO_4)_3$ ), yang merupakan garam yang berasal dari basa lemah dan asam kuat, sehingga dalam air yang



mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat alkalis agar proses flokulasi dapat berjalan efektif, sering ditambahkan kapur ke dalam air. Selain itu kapur juga berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan.

Adapun unit pengolahan air umpan boiler, meliputi :

1. Unit Demineralisasi Air

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$  dan lain-lain, dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler.

2. Unit Deaerator

Air yang telah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama  $\text{O}_2$  dan  $\text{CO}_2$ . Gas tersebut dihilangkan lebih dahulu, karena dapat menimbulkan korosi pada unit Deaerator. Pada unit deaerator diinjeksikan bahan-bahan kimia, bahan tersebut adalah :

- a. Hidrazin berfungsi menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi .
- b.  $\text{NaH}_2\text{PO}_4$  untuk mencegah terbentuknya kerak silika dan kalsium pada steam drum dan tube boiler. Sebelum diumpankan ke boiler air diberi zat pengurai agar tidak terjadi penggumpalan.



### 3. Unit Pendingin

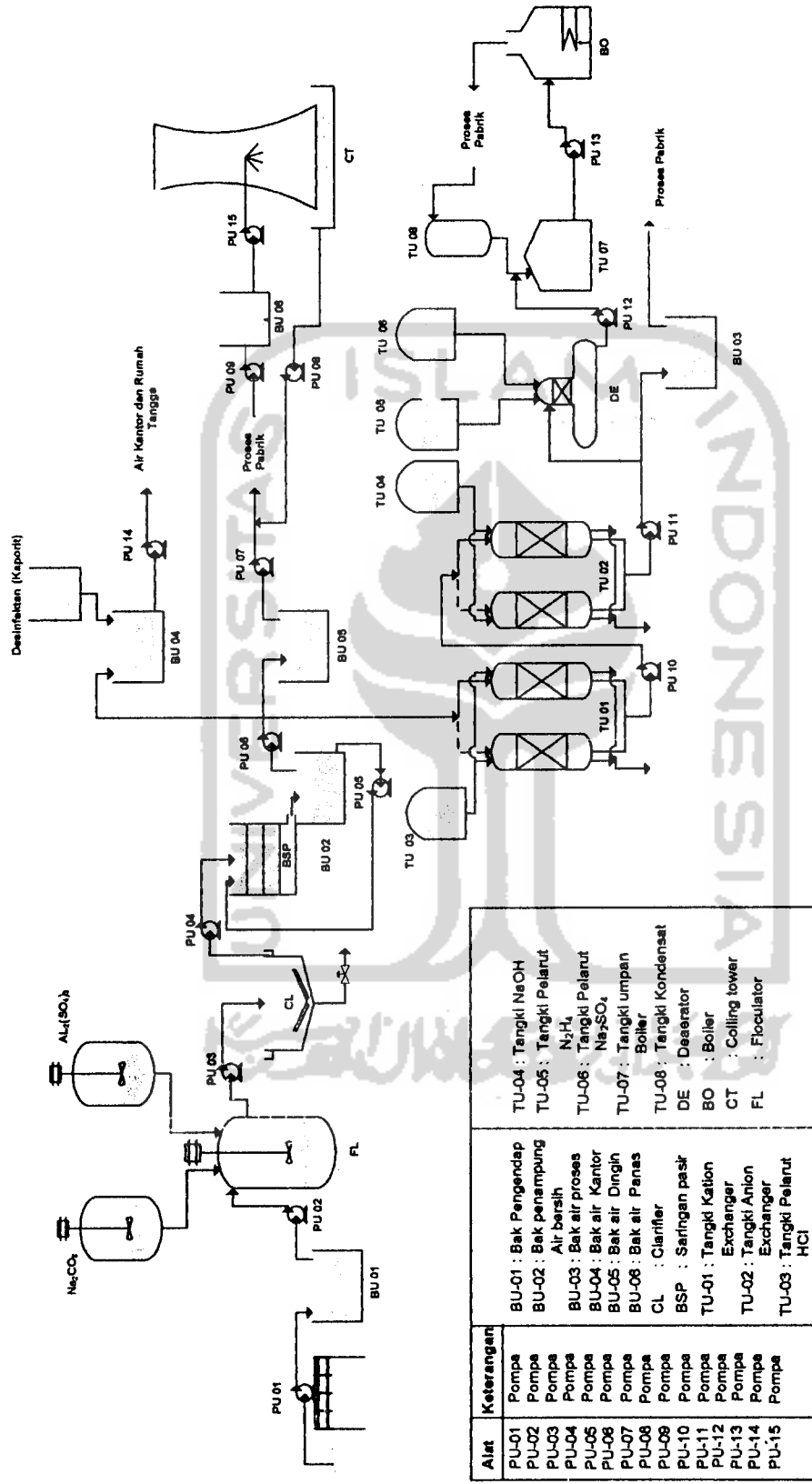
Air pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air pendingin yang telah digunakan dalam pabrik yang kemudian didinginkan pada cooling tower. Kehilangan air karena penguapan, terbawa tetesan oleh udara maupun dilakukannya blown Down di cooling tower diganti dengan air yang disediakan oleh tangki penyaring air.

Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut. Untuk mengatasinya, maka ke dalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut :

- a. *Phosphat*, berguna untuk mencegah timbulnya kerak
- b. Klorin untuk membunuh mikroorganisme
- c. Zat dispersan untuk mencegah terjadinya penggumpalan (pengendapan *phosphat*)

Gambar diagram alir pengolahan air selengkapnya dapat dilihat pada gambar 5.1

LAY OUT UTILITAS PABRIK ETHYL CHLORIDE  
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN



Alat	Keterangan		
PU-01	Pompa	BU-01 : Bak Pengendap	TU-04 : Tangki NaOH
PU-02	Pompa	BU-02 : Bak penampung Air bersih	TU-05 : Tangki Pelarut N <sub>2</sub> H <sub>4</sub>
PU-03	Pompa	BU-03 : Bak air proses	TU-06 : Tangki Pelarut Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
PU-04	Pompa	BU-04 : Bak air Kantor	TU-07 : Tangki lumpur Boiler
PU-05	Pompa	BU-05 : Bak air Dingin	TU-08 : Tangki Kondensat
PU-06	Pompa	BU-06 : Bak air Panas	DE : Deaerator
PU-07	Pompa	CL : Clarifier	BO : Boiler
PU-08	Pompa	BSP : Saringan pasir	CT : Colling tower
PU-09	Pompa	TU-01 : Tangki Kation Exchanger	FL : Floculator
PU-10	Pompa	TU-02 : Tangki Anion Exchanger	TU-03 : Tangki Pelarut HCl
PU-11	Pompa		
PU-12	Pompa		
PU-13	Pompa		
PU-14	Pompa		
PU-15	Pompa		

Gambar 5.1 Diagram Pengolahan Air





### 5.3. Perhitungan Kebutuhan Air

#### 5.3.1 Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4.1 Kebutuhan Air untuk Pendingin (kg/jam)

NO	Nama Alat	Kebutuhan Air (kg/jam)
1.	Reaktor (R-01)	18534,1841
2.	Cooler (CO-01)	3844,605989
3.	Condenser (CD-01)	30792,68212
	Jumlah	1175459,6360

Air pendingin yang telah digunakan dapat dimanfaatkan kembali setelah didinginkan dalam Cooling Tower. Selama operasi kemungkinan adanya kebocoran, maka perlu adanya make up air 10 %.

Air pendingin hilang 10%, jadi Make Up air pendingin :

$$\begin{aligned}\text{Make up air pendingin} &= 10\% \times 1175459,6360 \text{ kg/j} \\ &= 117545,9636 \text{ kg/jam} \\ &= 117,5459 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

#### 5.3.2 Kebutuhan Steam

Tabel 4.2 Kebutuhan Steam (Kg/jam)

No	Nama Alat	Kebutuhan Steam (Kg/jam)
1.	Heater (HE-01)	131,8110
2.	Heater (HE-02)	561,3625
3.	Heater (HE-03)	126,1813



4.	Heater (HE-04)	159,9801
5.	Heater (HE-05)	4703,8234
6.	Heater (HE-06)	2325,8971
7.	Vaporizer (V-01)	6329,0400
	Jumlah	1439,3780

Steam yang hilang 10%, jadi Make Up Steam :

$$\begin{aligned} \text{Make up Steam} &= 10\% \times 1439,3780 \text{ kg/j} \\ &= 143,9378 \text{ kg/j} \\ &= 1,4399 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

### 5.3.3 Kebutuhan Proses

Tabel 4.3 Kebutuhan Air Proses (Kg/jam)

No	Nama Alat	Kebutuhan Air Proses (Kg/jam)
1.	Absorber (AB-01)	6346,0615
	Jumlah	6346,0615

### 5.3.4 Air Perkantoran dan Pabrik

Dianggap 1 orang membutuhkan = 10 kg/j air

Jumlah karyawan + keluarga = ± 250 orang

Tabel 4.4 Kebutuhan Air Untuk Perkantoran dan Pabrik

No	Penggunaan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Karyawan + keluarga	2500
2	Laboratorium	250



3..	Pembersihan, pemeliharaan, taman dan lain-lain	250
	Jumlah	3000

### 5.3.5 Blow Down

#### 5.3.5.1 Blow Down Cooling Tower

Air yang hilang pada saat blow down Cooling Tower :

$$\begin{aligned}\text{Air yang hilang} &= 10 \% \times \sum \text{make up air pendingin} \\ &= 0,1 \times 1175459,6360 \text{ kg/j} \\ &= 117545,9636 \text{ kg/j}\end{aligned}$$

#### 5.3.5.2 Air menguap di Cooling Tower

Air yang menguap di Cooling Tower :

$$\begin{aligned}\text{Air yang hilang} &= 10\% \times \sum \text{make up air pendingin} \\ &= 1 \times 1175459,6360 \text{ kg/j} \\ &= 1175459,6360 \text{ kg/j}\end{aligned}$$

#### 5.3.5.3 Blow Down Boiler

Air yang hilang pada saat blow down Boiler :

$$\begin{aligned}\text{Air yang hilang} &= 10 \% \times \sum \text{make up steam} \\ &= 0,1 \times 14399,3780 \text{ kg/j} \\ &= 1439,9378 \text{ kg/j}\end{aligned}$$



#### 5.3.5.4 Blow Down Clarifier

Air yang hilang pada saat blow down Clarifier :

$$\begin{aligned}\text{Air yang hilang} &= 2,5 \% \times 12739,4254 \text{ kg/j} \\ &= 318,4856 \text{ kg/j}\end{aligned}$$

Tabel 4.5 Kebutuhan Air Make Up Total

NO	Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
1.	Blow down Cooling Tower	117545,9636
2.	Air menguap di Cooling tower	1175459,6360
3.	Blow down Boiler	1439,9378
4.	Blowdown Clarifier	318,4856
5.	Air Perkantoran dan Pabrik	3000
	Jumlah	1297764,0230

$$\begin{aligned}\text{Maka kebutuhan air Make up} &= 1297764,0230 \text{ kg/j} \\ &= 1297,7640 \text{ m}^3/\text{j}\end{aligned}$$

#### 5.4 Perancangan Alat Listrik

Unit ini berfungsi untuk memenuhi kebutuhan listrik di seluruh area pabrik. Pemenuhan kebutuhan listrik dipenuhi oleh PLN dan sebagai cadangan adalah generator untuk menghindari gangguan yang mungkin terjadi pada PLN. Generator yang digunakan adalah Generator arus bolak-balik yaitu berdasarkan pertimbangan :



Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar.

Tegangan dapat dinaikan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan dengan menggunakan Transformator.

Kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi :

Listrik untuk kebutuhan proses.

Listrik untuk kebutuhan Utilitas.

Listrik untuk penerangan dan AC.

Listrik untuk Laboratorium dan bengkel.

Listrik untuk instrumentasi.

#### 5.4.1 Listrik untuk Kebutuhan Proses

Tabel 4.6 Konsumsi Listrik untuk Keperluan Proses

Nama Alat	Power (Hp)	Jumlah	$\Sigma$ Power (Hp)
Pompa (P-01)	1	2	2
Pompa (P-02)	0,5	2	1
Pompa (P-03)	0,5	2	1
Pompa (P-04)	0,5	2	1
Pompa (P-05)	0,5	2	1
Pompa (P-06)	5	2	10
Pompa (P-07)	5	2	10
Pompa (P-08)	5	2	10
Pompa (P-09)	5	2	10



Pompa (P-10)	0,5	2	1
Pompa (P-11)	5	2	10
Pompa (P-12)	5	2	10
Blower (BL-01)	20	1	20
Blower (BL-02)	15	1	15
Jumlah			102

Diketahui 1 Hp = 0,7457 Kwatt

$$\begin{aligned} \text{Power yang dibutuhkan} &= 102 \times 0,7457 \\ &= 76,0614 \text{ Kwatt} \end{aligned}$$

#### Listrik untuk Utilitas

Tabel 4.7 Konsumsi Listrik untuk Keperluan Utilitas

Nama Alat	Power (Hp)	Jumlah	$\Sigma$ Power (Hp)
Pompa (PU-01)	0,5	2	1
Pompa (PU-02)	0,5	2	1
Pompa (PU-03)	0,5	2	1
Pompa (PU-04)	5	2	10
Pompa (PU-05)	5	2	10
Pompa (PU-06)	5	2	10
Pompa (PU-07)	5	2	10
Pompa (PU-08)	5	2	10
Pompa (PU-09)	1	2	2



Fan Cooling Tower	7	1	7
Jumlah			34,5

Diketahui 1 Hp = 0,7457 Kwatt

Power yang dibutuhkan = 34,5 x 0,7457

= 25,7370 Kwatt

#### Listrik untuk Keperluan yang lain

Listrik untuk kebutuhan yang lain = 300 Hp

Power yang dibutuhkan = 300 x 0,7457

= 223,71 Kwatt

Tabel 4.8 Konsumsi Total Kebutuhan Listrik

No	Pemakaian Listrik	Jumlah (Kwh)
1	Keperluan Proses	75,3157
2	Keperluan Utilitas	25,7370
3	Keperluan yang lain	223,71
Total Kebutuhan Listrik		324,7627

Listrik sebesar ini Dipenuhi dari PLN sebesar 450 Kw. Apabila terjadi pemadaman digunakan Generator cadangan berkekuatan 750 Hp, dengan menggunakan bahan bakar Diesel oil. Digunakan 1 buah Generator. Kebutuhan bahan bakar minyak Diesel oil dihitung sebagai berikut :

Dianggap listrik padam 1x dalam satu bulan selama 3 jam



**BAB V UTILITAS**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride*  
*Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride*  
*Kapasitas 100.000 ton/tahun*

Effisiensi motor diesel = 80 %

Effisiensi bahan bakar = 70 %

Tenaga yang harus disediakan diesel :

$$= 750 \text{ Hp} / 0,8$$

$$= 937,5 \text{ Hp}$$

Tenaga yang harus disediakan bahan bakar :

$$= (937,5 \text{ Hp} / 0,7) \times (0,7457 \text{ Kwatt/ Hp}) \times (0,9478 \text{ Btu/dt} / \text{kVA})$$

$$= 946,9538 \text{ Btu/dt}$$

Spesifikasi Minyak Diesel Oil :

$$\text{Heating Value} = 144000 \text{ Btu/gal}$$

$$^{\circ} \text{API} = 22 - 28 ^{\circ} \text{API}$$

$$\text{Densitas} = 0,9 \text{ kg} / \text{lt}$$

$$\mu = 1,2 \text{ cp}$$

Kebutuhan Minyak Diesel :

$$946,9538 \text{ Btu/dt}$$

$$= \frac{\quad}{\quad}$$

$$144000 \text{ Btu/gal}$$

$$= 0,0066 \text{ gal/dt}$$

Kebutuhan Minyak diesel selama 1 tahun untuk 1 genertor :

$$= 0,0066 \text{ gal/dt} \times 3600 \text{ dt/j} \times 3 \text{ j} \times 12 \text{ bulan} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= 852,2584 \text{ gallon/tahun}$$







### 5.5 Unit Pengadaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat kontrol pneumatik. Kebutuhan udara setiap alat kontrol pneumatik sekitar 1,5 m<sup>3</sup>/jam.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan udara tekan} &= 1,5 \text{ m}^3/\text{jam} \times 15 \\ &= 22,5 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

### 5.6 Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Sedangkan peran yang lain adalah pengendalian pencemaran lingkungan, baik limbah gas maupun limbah cair. Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan untuk meningkatkan dan menjaga kualitas atau mutu produksi perusahaan. Analisa yang dilakukan dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisa bahan baku, analisa proses dan analisa analisa kualitas produk.

Tugas pokok laboratorium antara lain :

- Memeriksa bahan baku yang akan digunakan.
- Menganalisa dan meneliti produk yang akan di pasarkan.
- Melakukan kontrol dan analisa terhadap jalannya proses produksi yang ada kaitannya dengan tingkat pencemaran lingkungan yang meliputi polusi udara, limbah cair maupun limbah padat yang dihasilkan unit-unit produksi.
- Melakukan analisa dan kontrol terhadap mutu air proses, air pendingin, air umpan boiler, steam dan lain-lain yang berkaitan langsung dengan proses



produksi. Dengan demikian sangat diperlukan koordinasi dan kerjasama yang baik antara bagian laboratorium dengan unit utilitas dan unit produksi.

### **5.6.1 Program Kerja Laboratorium**

Dalam upaya pengendalian mutu produk, pabrik etil klorid ini mengoptimalkan aktivitas laboratorium untuk pengujian mutu. Analisa-analisa yang dilakukan antara lain adalah sebagai berikut :

#### **1. Analisa Mutu Bahan Baku**

Analisa dilakukan terhadap bahan baku yang digunakan yaitu etanol dan HCl. Analisa dilakukan pada saat bahan datang dari distributor, sehingga pabrik dapat menolak bahan baku yang akan dibeli apabila hasil analisa tidak memenuhi syarat. Analisa tersebut meliputi warna, specific gravity dan range distilasi .

#### **2. Analisa Mutu Produk**

Analisa produk meliputi kemurnian, specific gravity, warna, range destilasi dan impuritas PA dan MA sesuai dengan metode standar yang ada.

#### **3. Analisa Mutu Air**

Analisa mutu air yang meliputi analisa terhadap mutu air pendingin, air umpan boiler dan steam.

### **5.6.2 Pembagian Laboratorium**

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

Laboratorium pengamatan



Laboratorium analitik

Laboratorium penelitian pengembangan

#### **5.6.2.1 Laboratorium Pengamatan**

Kerja dan tugas laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisika terhadap semua aliran yang berasal dari proses produksi maupun tangki serta mengeluarkan "Certificate of Quality" untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Jadi pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku, produk akhir dan produk samping.

#### **5.6.2.2 Laboratorium Analitik**

Kerja dan tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi bahan baku, produk akhir, kadar air dan bahan kimia yang digunakan.

#### **5.6.2.3 Laboratorium Penelitian Pengembangan dan Perlindungan Lingkungan**

Kerja dan tugas dari laboratorium ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berhubungan dengan kualitas material terkait dalam proses untuk meningkatkan hasil akhir. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal-hal yang baru untuk keperluan pengembangan. Dalam melaksanakan tugasnya juga senantiasa melakukan penelitian terhadap kondisi lingkungan serta mengadakan pengembangan inovasi-inovasi baru.



### **5.7 Keselamatan dan Kesehatan 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 itu setiap karyawan pabrik diberikan perlengkapan pakaian kerja 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 yang 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 di tempatkan pada tempat-tempat yang strategis, disamping itu disediakan pula *portable fire fighting equipment* pada setiap ruangan dan tempat-tempat yang mudah dicapai.

### **5.8 Manajemen dan Struktur Organisasi Perusahaan**

Pabrik Etil Klorid ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perusahaan akan dipimpin oleh seorang Direktur Utama, dengan 1 orang Direktur Teknik dan Produksi, dan 1 orang Direktur Keuangan dan



Administrasi. Masing – masing direktur dibantu oleh kepala bagian yang membawahi kepala seksi. Tugas kepala seksi secara langsung dibantu oleh operator dan karyawan.

Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini sebagai berikut :

1. Direktur Utama
2. Direktur
3. Kepala Bagian
4. Kepala Seksi
5. Kepala Shift
6. Karyawan dan Operator

Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada pucuk pimpinan yang terdiri dari Direktur Utama dan Direktur yang disebut Dewan Direksi. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada Rapat Anggota Tahunan. Perincian jumlah dan tingkat pendidikan karyawan adalah sebagai berikut :

A. Direktur

1. Direktur Utama

Tugas : Memimpin kegiatan perusahaan / pabrik secara keseluruhan, menerapkan sistem kerja dan arah kebijaksanaan perusahaan serta bertanggung jawab penuh terhadap jalannya pabrik.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Jumlah : 1 orang



2. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas : Memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Jumlah : 1 orang

3. Direktur Administrasi dan Pemasaran

Tugas : Bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi

Jumlah : 1 orang

4. Kepala Bagian

1) Kepala Bagian Proses dan Utilitas (1 orang )

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan utilitas.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

2) Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi (1 orang )



Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

Pendidikan : Sarjana Teknik Elektro

3) Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu (1 orang )

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan pengembangan perusahaan, pengawasan mutu, serta keselamatan kerja.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

4) Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran (1 orang )

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

Pendidikan : Sarjana Teknik Ekonomi / Akuntansi

5) Kepala Bagian Administrasi (1 orang )

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha dan personalia.

Pendidikan : Sarjana Sospol / Manajemen

6) Kepala Bagian Umum (1 orang )

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan.

Pendidikan : Sarjana Sospol / Ekonomi



5. Kepala Seksi dan Karyawan

1) Kepala Seksi Proses (1 orang )

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Bawahan : 16 orang terdiri dari :

- 4 orang kepala *shift* (D3 Teknik Kimia)

- 12 orang operator (STM/SLTA)

2) Kepala Seksi Utilitas (1 orang )

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi..

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Bawahan : 16 orang terdiri dari :

- 4 orang kepala *shift* (D3 Teknik Kimia)

- 12 orang operator (STM/SLTA)

3) Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel (1 orang )

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya

Pendidikan : Sarjana Teknik Mesin

Bawahan : 12 orang terdiri dari :





- 4 orang kepala *shift* (D3 Teknik Mesin)
- 8 orang operator (STM/SLTA)

4) Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi (1 orang )

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

Pendidikan : Sarjana Teknik Elektro

Bawahan : 12 orang terdiri dari :  
- 4 orang kepala *shift* (D3 Teknik Elektro)  
- 8 orang operator (STM/SLTA)

5) Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan (1 orang )

Tugas : Mengkoordinasi kegiatan - kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Bawahan : 6 orang, terdiri dari  
- 2 orang staf I, S<sub>1</sub> Teknik Kimia / Teknik Mesin  
- 4 orang staf II, D<sub>3</sub> Teknik Kimia / Teknik Mesin

6) Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu (1 orang )

Tugas : Menyelenggarakan pemantauan hasil (mutu) dan pengolahan limbah.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Bawahan : 13 orang terdiri dari :



- 1 orang staf I (S1 Teknik Kimia)
- 4 orang staf II (D<sub>3</sub> MIPA / Analitik)
- 8 operator (STM / SLTA)

7) Kepala Seksi Keuangan (1 orang )

Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi / Akuntansi

Bawahan : 5 orang, terdiri dari

- 1 orang staf I (S1 Ekonomi/Akuntansi)
- 1 orang staf II (D<sub>3</sub> Ekonomi / Akuntansi)
- 3 orang staf III (SMEA)

8) Kepala Seksi Pemasaran (1 orang )

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi

Bawahan : 4 orang, terdiri dari

- 1 orang staf I (S1 Ekonomi/Pemasaran)
- 1 orang staf II (D<sub>3</sub> Ekonomi)
- 2 orang staf III (SMEA)

9) Kepala Seksi Tata Usaha (1 orang )

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang



berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta  
tata usaha kantor.

Pendidikan : Sarjana Hukum / Ekonomi

Bawahan : 5 orang, terdiri dari  
- 2 orang staf II(D<sub>3</sub> Manajemen Perusahaan)  
- 3 orang staf III (SLTA)

10) Kepala Seksi Personalia (1 orang )

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan  
dengan kepegawaian.

Pendidikan : Sarjana Hukum / Psikologi Industri

Bawahan : 5 orang, terdiri dari  
- 2 orang staf II (D<sub>3</sub> Komunikasi / Psikologi)  
- 3 orang staf III (SLTA)

11) Kepala Seksi Humas dan Keamanan (1 orang )

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan  
relasi perusahaan, pemerintah, masyarakat, serta  
mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan

Pendidikan : Sarjana Komunikasi / Psikologi / Hukum

Bawahan : 22 orang, terdiri dari  
- 2 orang staf II (D<sub>3</sub> Komunikasi)  
- 4 orang kepala regu keamanan (SMA)



-16 orang satpam (SMA)

12) Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (1 orang )

Tugas : Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga,  
serta menangani masalah keselamatan kerja di  
perusahaan.

Pendidikan : Dokter

Bawahan : 9 orang, terdiri dari  
- 1 orang staf I (Dokter)  
- 8 orang pegawai shift (D<sub>3</sub> Hiperkes / Akper)

6. Pembantu

Diperkirakan keperluan tenaga pesuruh dan petugas kebersihan sejumlah  
10 orang (SD/SLTP).

Komposisi Karyawan berdasarkan pendidikan :

- |                                 |              |
|---------------------------------|--------------|
| 1. Sarjana (S <sub>1</sub> )    | = 27 orang   |
| 2. Ahli Madya (D <sub>3</sub> ) | = 40 orang   |
| 3. SLTA/STM                     | = 79 orang   |
| 4. SD/SLTP                      | = 10 orang   |
| Jumlah                          | = 156 orang. |

Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila  
dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut  
akan hilang untuk tahun itu.



### Hari libur nasional

Bagi karyawan harian (non *shift*), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan *shift*, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (*overtime*).

### Kerja Lembur (Overtime)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

### Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya.

Berikut adalah sistem penggajian karyawan :

Tabel 6.1 Sistem Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Total
1.	Direktur Utama	1	Rp. 10.000.000,00	Rp. 10.000.000,00
2.	Direktur	2	Rp. 8.000.000,00	Rp. 16.000.000,00
3.	Kepala Bagian	6	Rp. 6.000.000,00	Rp. 36.000.000,00
4.	Kepala Seksi	12	Rp. 4.500.000,00	Rp. 54.000.000,00
5.	Kepala Regu ( <i>Shift</i> )	20	Rp. 2.000.000,00	Rp. 40.000.000,00
6.	Staf I	6	Rp. 3.500.000,00	Rp. 21.000.000,00
7.	Staf II	16	Rp. 2.000.000,00	Rp. 32.000.000,00
8.	Staf III	11	Rp. 1.500.000,00	Rp. 16.500.000,00



9.	Operator & Keaman	72	Rp. 1.500.000,00	Rp.108.000.000,00
10.	Pembantu Umum	10	Rp. 1.000.000,00	Rp. 10.000.000,00
Jumlah =		156		Rp.343.500.000,00

### Jam Kerja Karyawan

Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan :

#### 1. karyawan non-*shift* (harian)

##### Jam kerja karyawan non-*shift*

##### Senin – Kamis

jam kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

istirahat : 12.00 – 13.00

##### Jumat

jam kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

istirahat : 11.30 – 13.30

Hari Sabtu dan Minggu libur

#### 2. karyawan *shift*

##### Jam kerja karyawan *shift*

Karyawan *shift* dikelompokkan menjadi 4 grup, yaitu A, B, C, dan D.

Jadwal kerja karyawan *shift* dibagi menjadi :

- *shift* pagi (*day shift*) : 07.00 – 15.00

- *shift* sore (*swing shift*) : 15.00 – 23.00

- *shift* malam (*night shift*) : 23.00 – 07.00

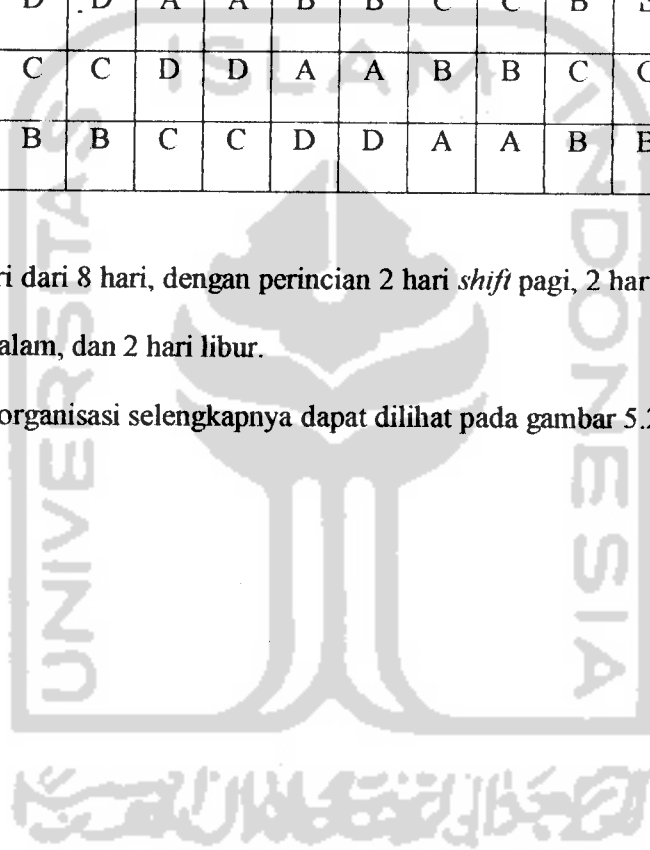


Selama 1 hari kerja, hanya 3 *shift* yang masuk, sedangkan 1 *shift* libur. Siklus pergantian *shift* selama 10 hari adalah sebagai berikut :

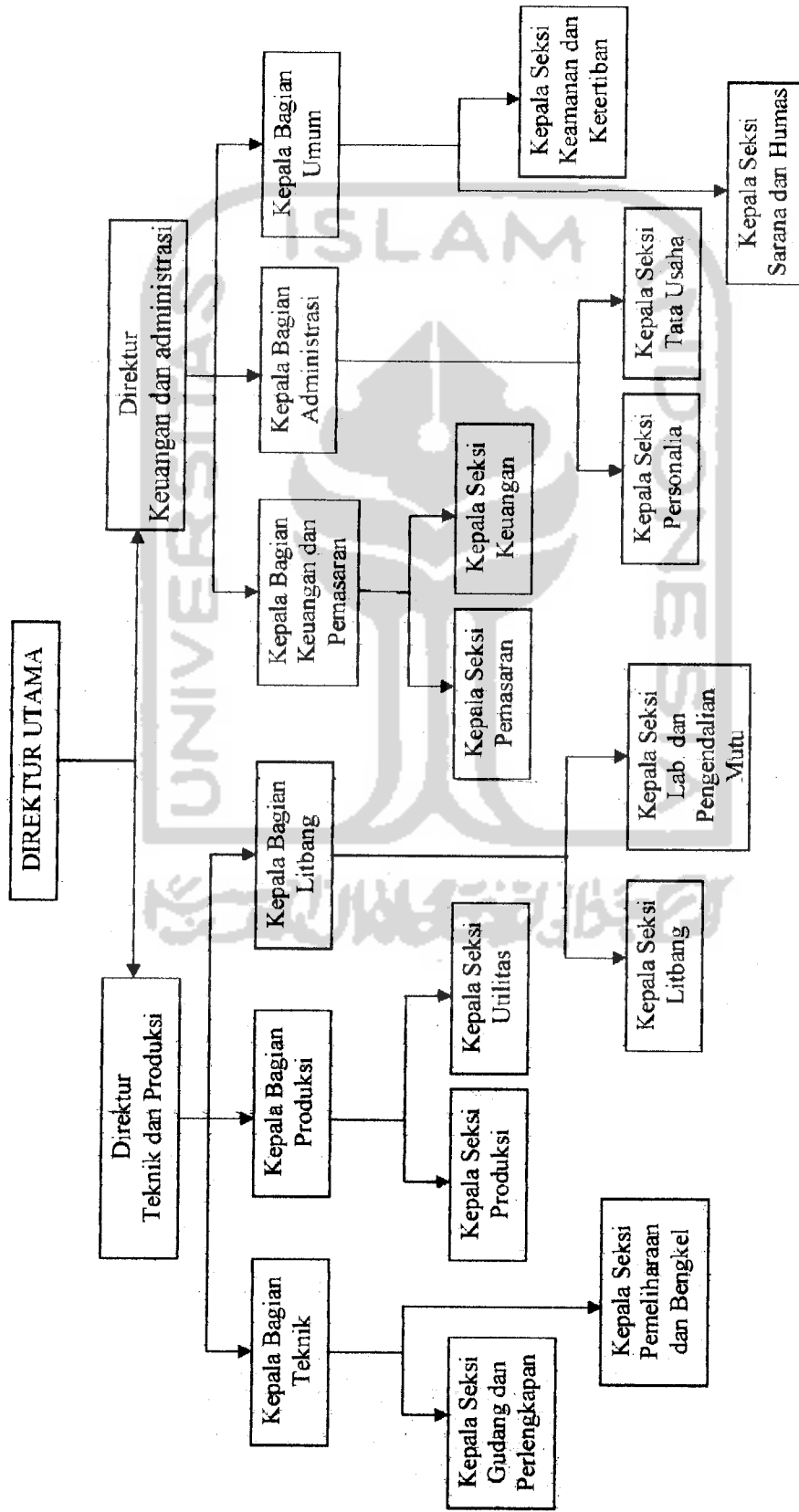
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Pagi	A	A	B	B	C	C	D	D	A	A
Sore	D	D	A	A	B	B	C	C	B	B
Malam	C	C	D	D	A	A	B	B	C	C
Libur	B	B	C	C	D	D	A	A	B	B

1 siklus terdiri dari 8 hari, dengan perincian 2 hari *shift* pagi, 2 hari *shift* siang, 2 hari *shift* malam, dan 2 hari libur.

Gambar struktur organisasi selengkapnya dapat dilihat pada gambar 5.2



# STRUKTUR ORGANISASI PABRIK ETIL KLORID



Gambar 5.2. Struktur Organisasi Perusahaan





## **BAB VI**

### **EVALUASI EKONOMI**

Analisis ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Untuk itu pada perancangan pabrik etil klorid ini dibuat evaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dengan metode :

1. Return On Sales
2. Return On Investment
3. Pay Out Time
4. Break Even Point
5. Shut Down Point
6. Discounted Cash Flow

Untuk meninjau faktor-faktor diatas perlu diadakan penaksiran terhadap beberapa faktor :

1. Penaksiran Modal Industri (Total Capital Investment) yang terdiri atas :
  - a. Modal Tetap (Fixed Capital Investment)
  - b. Modal Kerja (Working Capital)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (Production Cost) yang terdiri atas :
  - a. Biaya pembuatan (Manufacturing Cost)
  - b. Biaya pengeluaran umum (General Cost)



3. Total pendapatan atau analisis kelayakan, meliputi :

- a. Return On Investment
- b. Pay Out Time
- c. Break Even Point
- d. Shut Down Point
- e. Discounted Cash Flow

### 6.1 Penaksiran Biaya Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung 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 :

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries\&Newton, 1955})$$

dimana :  $Ex$  = Harga alat pada tahun x

$Ey$  = Harga alat pada tahun y

$Nx$  = Indeks harga pada tahun x

$Ny$  = Indeks harga pada tahun y

Indeks harga ditentukan dengan Chemical Engineering Plant Cost Index. Pabrik ini direncanakan didirikan pada tahun 2010. Data indeks harga yang ada pada jurnal



terbatas sampai tahun 2000. Untuk itu indeks harga tahun 2010 ditentukan dengan menggunakan persamaan linier (*Least Square Method*).

Dari data Chemical Engineering Plant Cost Index diperoleh data indeks harga :

Table 7.1 Chemical Engineering Plant Cost Index

Tahun	Index
1954	86,1
1970	125,7
1975	182,4
1980	261,2
1985	325,8
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	364,8
1995	369,2
1996	373,6
1997	378
1998	382,4
1999	386,8
2000	391,2

Sumber : Chemical Engineering, vol. 107, April 2000



Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$Eb = Ea \left[ \frac{Cb}{Ca} \right]^{0.6}$$

dimana :  $Ea$  = Harga alat a

$Eb$  = Harga alat b

$Ca$  = Kapasitas alat a

$Cb$  = Kapasitas alat b

## 6.2 Dasar Perhitungan

- Kapasitas produksi : 100.000 ton / tahun
- Satu tahun operasi : 330 hari
- Nilai kurs 1 US\$ : Rp 9.300,00
- Pabrik didirikan pada tahun : 2010
- Indeks harga tahun 1954 : 86,1
- Indeks harga tahun 2010 : 441,329
- Upah buruh asing : \$ 30/man hour
- Upah buruh Indonesia : Rp 9.300,00 / man hour
- Perbandingan man hour asing : 3 man hour lokal



### 6.3 Perhitungan Biaya

#### 6.3.1 Capital Investment

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk pembangunan atau pemasangan fasilitas-fasilitas produksi dan pengoperasiannya.

Capital Investment meliputi :

##### 1. Fixed Capital Investment

Fixed Capital Investment adalah biaya total dari instalasi alat-alat proses, bangunan, alat bantu dan rekayasa yang terlibat dalam perancangan pabrik kimia.

Menurut Aries & Newton, komponen dari Fixed Capital adalah :

- Purchased Equipment
- Equipment Instalation
- Piping
- Instrumentation
- Insulation
- Electrical
- Building
- Land and Yard Improvement
- Utility

---

Physical Plant Cost

+

- Engineering and Construction

---

+

Direct Plant Cost



- Contractors fee
  - Contigency +
- Fixed Capital

## 2. Working Capital

Working Capital adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal dari pabrik selama waktu tertentu.

Menurut Aries & Newton, Working Capital meliputi hal-hal berikut:

- Raw Material Inventory
- In Process Inventory
- Product Inventory
- Extended Credit
- Available Cash

## 3. Manufacturing Cost

Manufacturing Cost adalah jumlah semua biaya langsung dan biaya tetap yang timbul akibat pembuatan suatu produk.

Menurut Aries & Newton, Manufacturing Cost, meliputi :

### a. Direct Manufacturing Cost

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk, meliputi :

#### 1) Raw Material



- 2) Labor
- 3) Supervision
- 4) Maintenance
- 5) Plant Supplies
- 6) Royalties and Patents
- 7) Utility

**b. Indirect Manufacturing Cost**

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik, meliputi :

- 1) Payroll Overhead
- 2) Laboratorium
- 3) Plant Overhead
- 4) Packaging
- 5) Shipping

**c. Fixed Manufacturing Cost**

Fixed Manufacturing Cost adalah biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap dan tidak tergantung waktu dan tingkat produksi. Biaya ini meliputi :

- 1) Depreciation
- 2) Property Taxes
- 3) Insurance



#### 4. General Expense

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

- a. Administration
- b. Sales
- c. Reseach
- d. Finance

#### 6.4 Analisis Kelayakan

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

Beberapa cara digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah :

##### 1. Return On Investment (ROI)

Return On Investment (ROI) adalah kecepatan pengembalian modal investasi, dinyatakan dalam persentase laba terhadap modal tetap, dirumuskan sebagai berikut :

$$ROI = \frac{\text{keuntungan}}{\text{FixedCapitalInvestment}} \times 100\%$$

Nilai ROI minimum sebelum pajak untuk pabrik kimia beresiko tinggi adalah 44% dan 11% untuk beresiko rendah. (Aries&Newton, 1954)

ROI sebelum pajak :





$$ROI = \frac{\text{Pr ofit Before Taxes}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

ROI setelah pajak :

$$ROI = \frac{\text{Pr ofit After Taxes}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

## 2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang dibutuhkan untuk pengembalian Capital Investment dengan keuntungan pertahun sebelum dikurangi penyusutan.

Dirumuskan sebagai berikut :

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Pr ofit} + 0.1FCI}$$

Pay Out Time maksimum sebelum pajak untuk pabrik kimia beresiko tinggi adalah 2 tahun sedangkan beresiko rendah adalah 5 tahun. (Aries & Newton, 1954)

POT sebelum pajak :

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Pr ofit Before Taxes} + 0.1FCI}$$

POT setelah pajak :

$$POT = \frac{FCI}{\text{Pr ofit After Taxes} + 0.1FCI}$$

## 3. Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah titik impas yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan atau kerugian. Harga BEP pada umumnya berkisar antara 40-60% dari kapasitas maksimal.



$$BEP = \frac{(Fa + 0.3Ra)}{(Sa - Va - 0.7Ra)} \times 100\%$$

dengan : Ra = Regulated Cost pada kapasitas maksimal

- Fa = Fixed Cost pada kapasitas maksimal

Sa = Sales pada kapasitas maksimal

Va = Variable Cost pada kapasitas maksimal

#### 4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah titik dibawah BEP dimana pada titik tersebut total pengeluaran tetap pertahun akan sama dengan selisih antara penjualan dan biaya total pertahun.

$$SDP = \frac{(0.3Ra)}{(Sa - Va - 0.7Ra)} \times 100\%$$

#### 5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Evaluasi keuntungan dengan cara Discounted Cash Flow Rate menghitung nilai uang tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik (Present Value).

Dihitung dengan persamaan :

$$(FC + WC)(1 + i)^n = CF \left[ (1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + (1 + i) + 1 \right] + SV + WC$$

dengan : FC = Fixed Capital

WC = Working Capital

SV = Salvage Value (Nilai Tanah)

CF = Annual Cash Flow



(Profit After Taxes+Depresiasi+Finance)

$i$  = Discounted Cash Flow Rate

$n$  = Umur pabrik tahun

Harga  $i$  diperoleh dengan trial and error.

## 6.5 Hasil Perhitungan Ekonomi

### 6.5.1 Fixed Capital Investment

Tabel 7.2 Fixed Capital Investment

No	Komponen	Rp.	\$
1.	Harga alat sampai ditempat	0	2,810,496.53
2.	Instalasi	476,750,146.72	283,298.05
3.	Pemipaan	551,242,357.15	1,143,309.99
4.	Instrumentasi	89,390,652.51	546,360.52
5.	Isolasi	74,492,210.43	73,072.91



**BAB VI EVALUASI EKONOMI**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride*  
*Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride*  
*Kapasitas 100.000 ton/tahun*

6.	Listrik	74,492,210.43	230,460.72
7.	Bangunan	4,000,000,000.00	0
8.	Tanah	6,000,000,000.00	0
9.	Utilitas	38250000.00	767,350.64
	<b>Physical Plant Cost</b>	<b>13,395,626,992.68</b>	<b>5,629,509.63</b>
10.	Engineering dan Construction	2,679,125,398.54	1,125,901.93
	<b>Direct Plant Cost</b>	<b>16,074,752,391.22</b>	<b>6,755,411.56</b>
11.	Contractor free	1,607,475,239.12	675,541.16
12.	Contingency	2,411,212,858.68	1,013,311.73
		<b>20,093,440,489.02</b>	<b>8,444,264.45</b>



	<b>Fixed Capital</b>	<b>Rp 98,625,099,847.11</b>
--	----------------------	-----------------------------

### 6.5.2 Working Capital

Tabel 7.3 Working Capital

No.	Komponen	US \$
1.	Raw Material Inventory	1,894,091.45
2.	In Process Inventory	74,453.72
3.	Product Inventory	2,233,611.72
4.	Available Cash	4,094,954.82
5.	Extended Credit	5,635,575.00
	<b>Total Working Capital</b>	<b>12,038,595.26</b>



### 6.5.3 Total Capital Investment

Tabel 7.4 Total Capital Investment

No.	Komponen	Rp.
1.	Fixed Capital	98,625,099,847.11
2.	Working Capital	1,100,507,311.55
	<b>Jumlah</b>	<b>21,193,947,800.57</b>

### 6.5.4 Manufacturing Cost

Tabel 7.5 Manufacturing Cost

No	Komponen	Rp.
1.	Bahan Baku	42264953.80
2.	Gaji Karyawan	1,320,000,000.00



**BAB VI EVALUASI EKONOMI**  
**Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride**  
**Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride**  
**Kapasitas 100.000 ton/tahun**

3.	Supervisi (20% karyawan)	264,000,000.00
4.	Maintenance (9% FCI)	1,808,409,644.01
5.	Plant Supplies(15% Maint.)	271,261,446.60
6.	Royal. Dan Paten (3% Sales)	2,028,807.00
7.	Utilitas	580,066,622.36
	<b>Direct Manufacturing Cost</b>	<b>4,243,737,712.971</b>
8.	Payroll Overhead (15% kary.)	237,600,000.00
9.	Laboratorium (10% kary.)	158,400,000.00
10	Pack dan Ship (1% Sales)	2,434,568,400
11	Plant Overhead (50% kary.)	792,000,000.00
	<b>Indirect Manufacturing Cost</b>	<b>1,188,000,000.00</b>



**BAB VI EVALUASI EKONOMI**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride*  
*Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride*  
*Kapasitas 100.000 ton/tahun*

12	Depresiasi (10% FCI)	2,009,344,048.90
13	Property & Tax (1% FCI)	602,803,214.67
14	Asuransi (1% FCI)	401,868,809.78
	<b>Fixed Manufacturing Cost</b>	<b>3,014,016,073.35</b>
	<b>Manufacturing Cost</b>	<b>8,445,753,786.32</b>

### 1.5.6 General Expense

Tabel 7.6 General Expense

	<b>A. Komponen</b>	<b>B. US \$</b>
1.	Administrasi (3% Manu. Cost)	2,028,807.00
2.	Sales (5% Manu. Cost)	6,086,421.00





**BAB VI EVALUASI EKONOMI**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride*  
*Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride*  
*Kapasitas 100.000 ton/tahun*

3.	Finance (2%(WC+FCI))	2,705,076.00
4.	Riset (4% Manu.Cost)	855,257.70
	<b>Total General Expense</b>	<b>11,675,561.70</b>

**6.5.7 Total Biaya Produksi**

Tabel 7.7 Total Biaya Produksi

No.	Komponen	Rp.
1.	Manufacturing cost	8,445,753,786.32
2.	General Expense	657,828,580.25
	<b>Total biaya produksi</b>	<b>9,103,582,366.57</b>



### 6.5.8 Analisa Keuntungan

Harga Jual	: Rp 6,210.00 / kg
Total Sales	: Rp 608,642,100,000
Total biaya produksi	: Rp 113,478,926,200
Keuntungan sebelum pajak	: Rp 495,163,173,800
Keuntungan setelah pajak	: Rp 247,581,586,900

### 6.5.9 Analisa Kelayakan

#### 6.5.9.1 Return On Investment

a. Sebelum pajak :

$$ROI = \frac{Pb.ra}{FCI} \times 100\%$$
$$= 55.00\%$$

b. Sesudah pajak :

$$ROI = \frac{Para}{FCI} \times 100\%$$
$$= 27.50\%$$

#### 6.5.9.2 Pay Out Time

a. Sebelum pajak :

$$POT = \frac{FCI}{Pb.ra + 0,1FCI}$$
$$= 1,54ahun$$



b. Sesudah pajak :

$$POT = \frac{FCI}{Para + 0,1FCI}$$
$$= 2,67 \text{ tahun}$$

### 6.5.9.3 Break Even Point

a. Fixed Cost (Fa) :

Yaitu biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang tidak terpengaruh produksi atau tidak produksi

1. Depresiasi (10% FCI)	= Rp 9,862,509,984.71
2. Property tax (5% FCI)	= Rp 2,958,752,995.41
3. Asuransi (1% FCI)	= Rp 1,972,501,996.94

Rp 14,793,764,977.07

b. Variable Cost (Va) :

Yaitu biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang besarnya dipengaruhi kapasitas produksi.

1. Biaya bahan baku	= Rp 393,064,070,313.74
2. Pack and Ship (1% Sales)	= Rp 25,157,206,800.00
3. Utilitas	= Rp 580,066,622.36
4. Royal. Dan Pat. (3% Sales)	= Rp 18,867,905,100.00

Rp 437,669,248,836.09



c. Regulated Cost (Ra) :

Yaitu biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang besarnya proporsional dengan kapasitas produksi. Biaya-biaya itu bisa menjadi biaya tetap dan bisa menjadi biaya variabel.

1. Gaji karyawan	= Rp	3.048.000.000,00
2. Payroll Overhead(20%kary.)	= Rp	609.600.000,00
3. Plant Overhead(100% kary.)	= Rp	3.048.000.000,00
4. Supervisi (10% Kary.)	= Rp	304.800.000,00
5. Laboratorium(20% kary.)	= Rp	609.600.000,00
6. General Expense	= Rp	76.610.661.983,00
7. Maintenance (2% FCI)	= Rp	7.555.777.515,00
8. Plant Supplies (15%Maint.)	= Rp	1.208.924.402,00
		<hr/>
	Rp	122,220,250,192.60

d. Sales = Rp 938.729.137.543,00

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$$
$$= 48.68 \%$$

Shut Down point

$$SDP = \frac{0,3 \times Ra}{(Sa - Va - 0,7 \times Ra)} \times 100\%$$
$$= 34.69 \%$$



#### 6.5.8.4 Discounted Cash Flow Rate

Umur pabrik = 10 tahun

Salvage value = Rp 6,000,000,000.00

Cash Flow = Annual profit + depresiasi + finance

= Rp 45,597,688,140.25

Discounted Cash Flow dihitung secara trial dan error

$$(WC + FCI)(1+i)^{10/CF} = [(1+i)^9 + (1+i)^8 + \dots + (1+i) + 1] + (SV + WC) / CF$$

$$R = S$$

Dengan cara trial dan error untuk mencari harga  $i$ .

Diperoleh tabel coba-coba :

Tabel 6.8 Trial and Error Harga interest ( $i$ )

$i$	R	S
0,1900	18,4405	27,4185
0,2000	20,0500	28,6673
0,2100	21,7849	29,9835
0,2200	23,6538	31,3671
0,2300	25,6657	32,8225
0,2400	27,8304	34,3531
0,2500	30,1580	35,9626
0,2600	32,6594	37,6546



**BAB VI EVALUASI EKONOMI**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride*  
*Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride*  
*Kapasitas 100.000 ton/tahun*

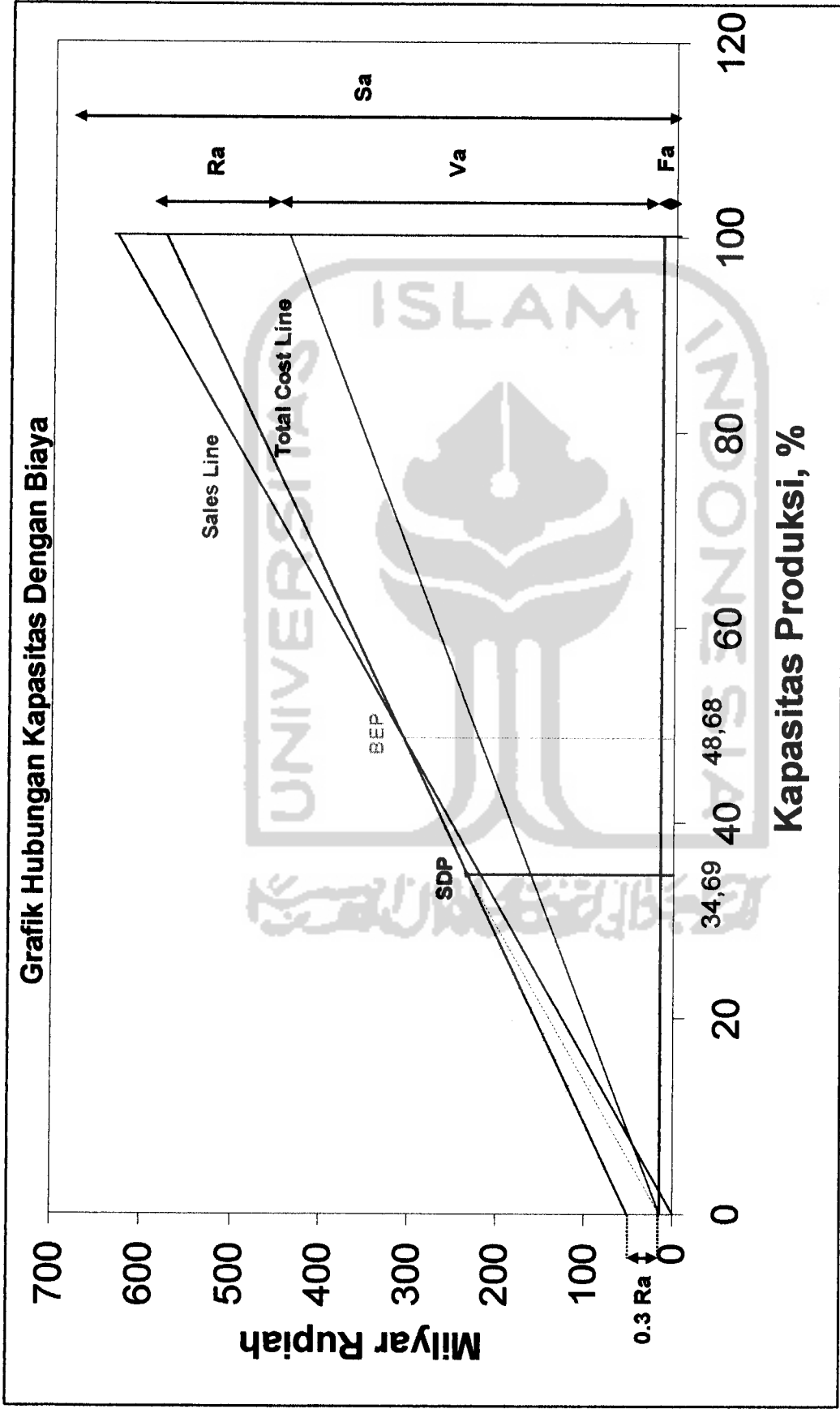
0,2700	35,3459	39,4331
0,2800	38,2298	41,3022
0,2900	41,3237	43,2661
<b>0,3050</b>	<b>46,3882</b>	<b>46,3993</b>

Sehingga diperoleh :

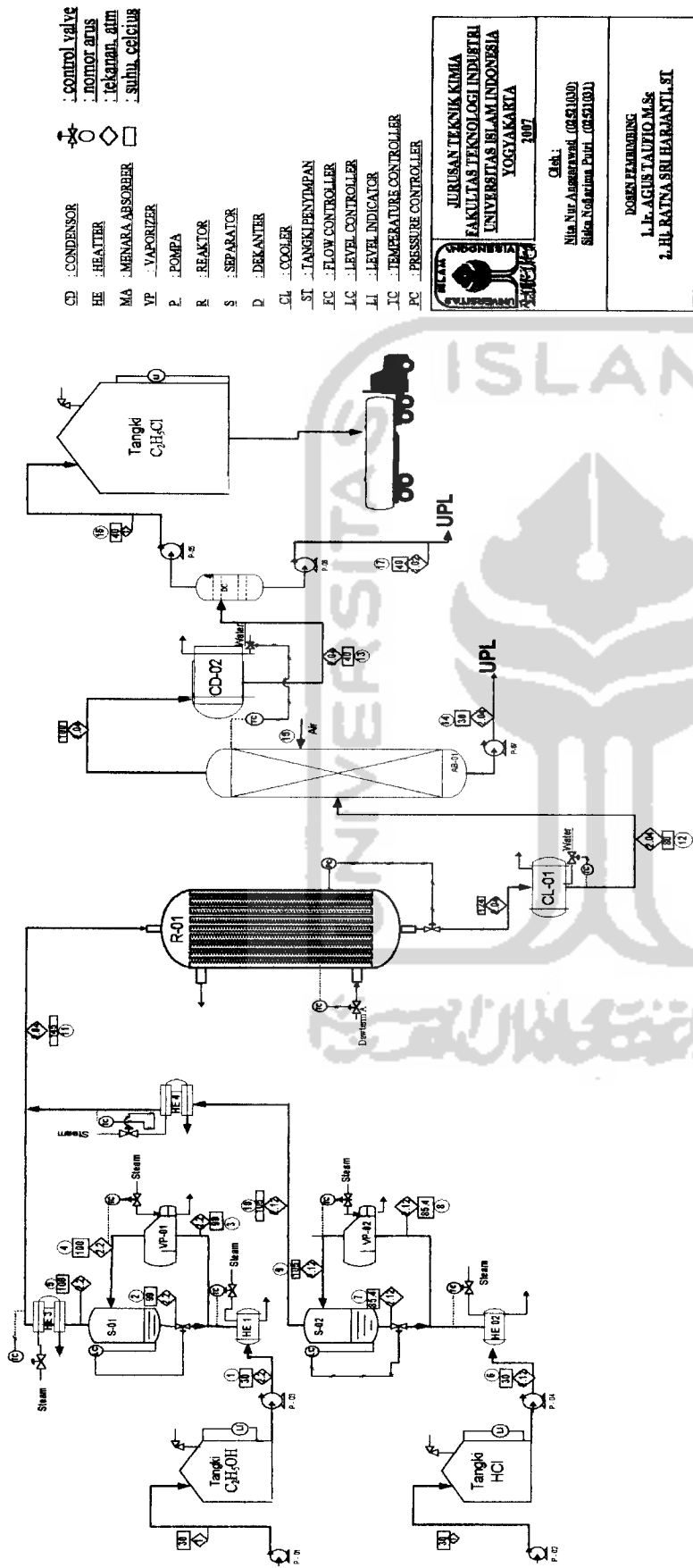
Interest (i) = 30,50%

Grafik BEP dapat dilihat pada gambar 6.1.





Gambar 6.1 Grafik Analisa Ekonomi



- CD : CONDENSOR
- HE : HEATER
- MA : MENARA ABSORBER
- VP : VAPORIZER
- P : POMPA
- R : REAKTOR
- S : SEPARATOR
- D : DEKANTER
- CL : COOLER
- ST : TANGKI PENYIMPAN
- FC : FLOW CONTROLLER
- LI : LEVEL INDICATOR
- TC : TEMPERATURE CONTROLLER
- PC : PRESSURE CONTROLLER

- Control Valve
- Motor arus
- tekanan, atm
- suhu, celcius

**JURUSAN TEKNIK KIMIA**  
**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**  
**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**  
**YOGYAKARTA**  
 5007

Dosen Pembimbing  
**1. Ir. Agus Taufiq M.Sc**  
**2. H. Ratna Sri Haranti, ST**

Komponen	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl										
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	9395,295	23.48.824	11744,1144	11744,1144	9395,295					
HCl	74,973	47,935	122,9083	122,9083	74,973	1877,973	9389,865	9389,865	7511,892	
H <sub>2</sub> O	9470,268	2396,759	11867,0227	11867,0227	9470,268	20302,41	3197,63	15988,15	12790,52	
Total						20302,41	3075,603	25378,01	25378,01	20302,41
Komponen	11	12	13	14	15	16	17			
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl		12500,005	12500,005			12500,005				
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	9395,295	469,765		469,765						
HCl	7511,892	446,251	0,446	445,805			0,446			
H <sub>2</sub> O	74,973	3564,978	17314,94	6596,323	20346,29	126,263	17188,68			
Total	16982,16	16981,998	29815,39	7511,892	20346,29	12626,27	17189,12			

Gambar 6.2. PEFD Pabrik Etil klorid Dari Etanol Dan Hidrogen Klorid Kapasitas 100.000 ton/tahun





## **BAB VII**

### **PENUTUP**

#### **7.1 KESIMPULAN**

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

1. Pendirian pabrik Etil klorid di Indonesia cukup menarik karena diperkirakan kebutuhan etil klorid akan meningkat sejalan dengan terus berkembangnya industri di Indonesia.
2. Dari segi bahan baku, pemasaran dan lingkungan, lokasi pabrik etil klorid di daerah Semarang, Jawa Tengah cukup menguntungkan karena kemudahan dalam mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, ketersediaan air dan listrik
3. Pabrik Etil klorid digolongkan sebagai pabrik yang beresiko rendah karena dilihat dari mekanisme prosesnya sederhana, dan tidak dalam tekanan tinggi serta etil klorid 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. 495.163.173.800,00 /tahun dan keuntungan sesudah pajak sebesar Rp. 247.581.586.900,00 /tahun *Percent*



**BAB VII KESIMPULAN**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride  
Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride  
Kapasitas 100.000 ton/tahun*

---

- b. *Percent Return On Investment (ROI)* sebelum pajak sebesar 55,00% dan setelah pajak sebesar 27,50%.
- c. *Pay Out Time (POT)* sebelum pajak sebesar 1,54 tahun, dan POT sesudah pajak sebesar 2,67 tahun.
- d. *Break Even Point (BEP)* dicapai pada 48,68% kapasitas produksi, sedangkan harga *Shut Down Point (SDP)* sebesar 34,69%.
- e. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)* sebesar 30,05%.

Atas dasar beberapa faktor tersebut diatas, termasuk hasil evaluasi ekonomi pabrik Etil klorid dengan Proses Hidroklorinasi Etanol layak untuk didirikan.





## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc Grow – Hill Book Company, New York.
- Biro Pusat Statistik, 1995-2001, “*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*”, Indonesia foreign, Trade Statistic Import, yogyakarta.
- Brown, G.G., 1978, *Unit Operation*, John Wiley and Sons Inc, New York Modern Asia Edition, Charles Tuttle Co, Tokyo.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1979, “*Process Equipment Design*”, Willey Eastern Ltd., New Delhi.
- Coulson, J.M., 1983, “*Chemical Engineering*”, Auckland, Mc. Graw Hill, International Student Edition, Singapore.
- Faith, Keyes & Clark., 1955, *Industrial Chemical*, 4<sup>th</sup> ed, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Foust, Alan S and Wenzel L.A., 1979, “*Principles of Unit Operations*”, 2<sup>nd</sup>.ed. John Willey and Sons, New York.
- Frank L. Evans, Jr., 1974, “*Equipment Design Hand Book for Refineries and Chemical Plants*”, Vol. 1 & 2, Texas.
- Hill, C.G, 1996, “*An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design*“, John Wiley and Sons. Inc, New York



**DAFTAR PUSTAKA**  
*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride  
Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride  
Kapasitas 100.000 ton/tahun*

---

- Kern, D.Q., 1950, *Process Heat Transfer*, 24<sup>th</sup> ed., Mc.Graw – Hill International Editions, Singapore.
- Kirk Othmer, 1983, " *Encyclopedia of Chemical Technology* ", 2<sup>nd</sup>.ed. Vol.7. Interscience Willey.
- Levenspiel, Octave, 1972, " *Chemical Reaction Engineering* ", 2<sup>nd</sup> ed., John Willey and Sons Inc., Singapore.
- Ludwig, E.E., 1965, " *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* ", Vol. 1-3, Gulf Publishing Co., Houston.
- Mc. Adams, W. H., 1954, " *Heat Transmision* ", 3<sup>th</sup> ed., Kogakusha Co. Ltd., Tokyo.
- Mc. Ketta, John, 1983, " *Encyclopedia Chemical Process and Design* ", Marchell Dekker Inc., New York.
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1984, " *Perry's Chemical Engineers Hand Book* ", 6<sup>th</sup> ed. Mc. Graw Hill Co., International Student edition, Kogakusha, Tokyo.
- Petter, M.S., and Timmerhauss, H.C., 1990, " *Plant Design and Economics for Chemical Engineering* ", 3<sup>rd</sup> Ed. Mc. Graw Hill, kogakusha, Tokyo.
- Powell, S.T., 1954, *Water Conditioning for Industry*, Mc.Graw Hill Kogakusha Book Company, Inc., Tokyo
- Rase, H.F and Barrow, M.H, 1957, " *Chemical Reactor Design for Process Plant* ", John wiley and Sons. Inc, New York
- Smith, J.M, 1973, " *Chemical Engineering Kinetic's* ", 3<sup>rd</sup> ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo



DAFTAR PUSTAKA

*Prarancangan Pabrik Ethyl Chloride  
Dari Ethyl Alcohol Dan Hydrogen Chloride  
Kapasitas 100.000 ton/tahun*

---

- Smith, J.M., and Van Ness, H.C., 1975, " *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics* ", 3<sup>rd</sup> Ed. Mc. Graw Hill, Kogakusha, Tokyo.
- Sularso., 1996, *Pompa dan Kompresor*, cetakan VI, P.T Pradnya Paramita, Jakarta.
- Treyball, R.E., 1968, " *Mass Transfer Operations* ", 2<sup>nd</sup> Ed. Mc. Graw Hill, International Student Edition, Singapore.
- Ulrich, G.G., 1984, " *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics* ", John Wiley and Sons, New York.



## Lampiran

### REAKTOR

Fungsi : Mereaksikan Ethyl Alcohol dengan Hydrogen Chloride menjadi Ethyl Chloride dengan bantuan katalis Zirconium Oxida

Type alat : Fixed bed multi tube

Kondisi operasi : - Non Adiabatic non isothermal

- Suhu oprasi 145°C
- Tekanan operasi 2,041 atm
- Yield = 95 %

#### 3.4.1 Reaksi kimia

Reaksi berlangsung dalam fase gas dengan bantuan katalisator Zinc Oxida. Dipilih Dowterm A sebagai pendingin karena suhu didih dowterm A mampu bekerja pada suhu 130 – 290 °C sehingga dalam operasi reaktor dowterm A masih dalam fase cair.

Reaksi :



Persamaan kecepatan reaksi

$$(-r_A) = k \cdot C_A \cdot C_B \quad \dots(3.1)$$

Reaksi fase gas

$$C_{A0} = \frac{P_A}{RT} = \frac{Y_{A0} \cdot P}{RT} \quad \dots(3.2)$$

Perbandingan  $C_{A0} : C_{B0} = 8 : 1$

$$C_A = C_{A0}(1 - x_A)$$

$$(-r_A) = k \cdot C_A \cdot C_B$$

$$= k C_A$$

$$= k \cdot C_{A0}(1 - x_A)$$

$$= k \left( \frac{Y_{A0} P}{RT} \right) (1 - x_A)$$

$$(-r_A) = k \left( \frac{N_{A0}}{Nt} \cdot \frac{P}{RT} \right) (1 - x_A) \quad \dots(3.3)$$

### 3.4.2 Kapasitas panas masing-masing komponen

Kapasitas panas gas di dekati dengan persamaan sbb :

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3, \quad \frac{J}{mol^\circ K} \quad [10] \quad \dots(3.4)$$

$$C_p \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH} = 3,806 + 1,565 \cdot 10^{-1}T - 8,348 \cdot 10^{-5}T^2 + 1,755 \cdot 10^{-8}T^3$$

$$C_p \text{ HCl} = 30,291 - 7,201 \cdot 10^{-3}T + 1,246 \cdot 10^{-5}T^2 - 3,897 \cdot 10^{-9}T^3$$

$$C_p \text{ C}_2\text{H}_5\text{Cl} = -0,553 + 2,606 \cdot 10^{-1}T - 1,839 \cdot 10^{-4}T^2 + 5,547 \cdot 10^{-8}T^3$$

#### 1) Neraca Massa komponen A

$$-F_{A0} \cdot dx_A = dF_A$$

$$-F_{A0} \cdot dx_A = -(-r_A) \rho_B \bar{n} \frac{Dl^2}{4} \cdot dz$$

$$\frac{-F_{A0} \cdot dx_A}{dz} = (-r_A) \rho_B \bar{n} \frac{Dl^2}{4}$$

$$\frac{dx_A}{dz} = (-r_A) \rho_B \bar{n} \frac{Dl^2}{4} \frac{1}{F_{A0}} \quad \dots(1) \quad \dots(3.5)$$

2) Neraca Panas Pada elemen volume setebal  $\Delta Z$

$$\frac{dT}{dz} = (-rA)\rho_B \cdot at(-\Delta H_R) - U\bar{n}Dt(T - T_C)$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{\frac{dx_A}{dz} F_{Ao} (-\Delta \bar{H}_R) - U\bar{n}Dt(T - t_c)}{\sum F_i C_{p_i}} \quad \dots(3.6)$$

3) Neraca Panas Pendingin pada elemen volume setebal  $\Delta Z$

$$\frac{dT_c}{dz} = \frac{U\bar{n}Dt_c N_i (T - T_c)}{M \cdot C_{p_m}} \quad \dots(3.7)$$

### 3.4.3 Pressure Drop

Dalam pipa penurunan tekanan dalam pipa yang berisi katalisator dipakai rumus persamaan [23]

$$fk = 1,75 + 150 \left[ \frac{1 - \varepsilon}{\frac{DPG}{\mu}} \right] \quad \dots(3.8)$$

$$\frac{dP}{\rho f dz} = \frac{fk U^2 s}{Dp \cdot g} \left[ \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^2} \right]$$

$$\frac{dp}{dz} = \frac{G(1 - \varepsilon)}{Dp \cdot \rho \cdot g \cdot \varepsilon^3}$$

$$\frac{dp}{dz} = \frac{(1 - \varepsilon) G^2}{\varepsilon^3 Dp \cdot \rho g} \left[ 1,75 + 150 \frac{(1 - \varepsilon)}{Re} \right] \quad \dots(3.9)$$

dimana :

$G$  = kecepatan aliran massa gas dalam pipa, ( $g/cm^2$ )

$\rho$  = densitas gas, ( $g/cm^3$ )



$D_p$  = diameter partikel katalisator, (cm)

$g$  = gaya gravitasi, (cm/det)

$\epsilon$  = porositas tumpukan katalisator

$\mu$  = viskositas gas, (g/cm)

#### 3.4.4 Konduktivitas Termal

Diperoleh dari [19]

$$K_{C_2H_5OH} = -7,797E-2 + 4,167E-5T + 1,214E-7T^2 - 5,184E-11T^3$$

$$K_{HCl} = -1,089E-4 + 5,306E-5T - 1,047E-8T^2 + 6,7E-13T^3$$

$$K_{C_2H_5Cl} = -3,191E-2 + 1,579E-5T + 1,181E-7T^2 - 5,406E-11T^3$$

#### 3.4.5 Panas Reaksi

Panas reaksi tergantung dari panas pembentukan, data panas pembentukan diperoleh dari [10]

$$\Delta H_f^\circ C_2H_5OH = 52,33 \cdot 10^3 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_f^\circ HCl = -92,36 \cdot 10^3 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_f^\circ C_2H_5Cl = -111,79 \cdot 10^3 \text{ J/mol}$$

### 3.4.6 Volume Molar masing-masing komponen

Diperoleh dari [22]

Tabel 3.4.1 (a) Volume Molar

Komponen	Volume Molar
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	0,0444
HCl	0,0283
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl	0,0697

### 3.4.6 Spesifikasi Katalis

Porositas Tumpukan Katalis = 0,35

Diameter Katalis = 1,7169 inch = 0,04361m

True Density = 1649,846 Kg/ m<sup>3</sup>

Bulk Density = 1072,4 Kg/ m<sup>3</sup>

Tinggi Tumpukan Katalis = 5,030 m

### 3.4.7 Sifat fisis dan Thermal Gas

Data-data untuk perhitungan

Tabel 3.4.1 (b) Sifat Fisis dan Thermal Gas

Komponen	Berat Molekul Kg/mol	Suhu Didih (T <sub>b</sub> ), °C	Suhu Kritis (T <sub>c</sub> ), °K	Tekanan Kritis (P <sub>c</sub> ) atm
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	46,07	-117,3	78,5	49,7
HCl	36,461	-85,05	324,6	83,1
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl	64,52	13	460,4	49,7

### 3.4.8 Rapat Massa

Karena gas dianggap ideal, berlaku :

$$PV = Nrt$$

$$\rho = n/V \text{ BM}_r$$

$$\rho = \frac{P}{RT} \text{ BM}_r \quad \dots(3.10)$$

dengan :  $\rho$  = rapat massa gas, g/cm<sup>3</sup>

$P$  = tekanan total, atm

$R$  = konstante gas umum, cm<sup>3</sup> atm/(gmol K)

$T$  = suhu, K

$\text{BM}_r$  = berat molekul campuran gas, g/gmol

### 3.4.9 Viskositas

Untuk menentukan viskositas gas digunakan persamaan :

$$\mu_{camp} = \frac{27MW_i^{1/2}xT^{3/2}}{VB^{2/3}(T+1,47TB)} \quad \dots(3.11)$$

### 3.4.10 Massa Katalis

Massa katalis yang harus digunakan dalam tube reactor digunakan persamaan :

$$\frac{dw}{F_{Ao}} = \rho B \frac{dx}{-rA}$$

$$dw = \rho B N t \quad \dots(3.12)$$

### 3.4.11 Medium Pendingin

Reaksi berlangsung eksotermis sehingga perlu dialirkan medium pendingin agar reaktor tetap bekerja pada kisaran suhu operasi. Untuk perancangan ini dipilih dowterm A, karena suhu didih dowterm A mampu bekerja pada suhu 130 – 290 °C sehingga dalam operasi reaktor dowterm A masih berada dalam fase cair.

$$C_p = 0,11152 + 3,402 \cdot 10^{-4} T, \text{ cal/g } ^\circ\text{K}$$

$$\rho = 1,4 - 1,0368 \cdot 10^{-4} T, \text{ g/cm}^3$$

$$\mu = 35,5898 - 0,04212 T, \text{ g/cm.jam}$$

$$k = 0,84335 - 5,807 \cdot 10^{-4} T, \text{ cal/jam.K}$$

### 3.4.12 Spesifikasi Reaktor

#### a) Spesifikasi Pipa

- 1) Nominal pipa size (NPS) = 1,25 inch
- 2) Schedule Number (Sch.N) = 40
- 3) Diameter Luar (OD) = 1,66 inch = 0,0421 m
- 4) Diameter Dalam (ID) = 1,38 inch = 0,0350 m
- 5) Jumlah Pipa = 449 pipa
- 6) Pressure Drop = 1,04946E-02 atm  
= 0,1609 Psia
- 7) Jarak antar pusat pipa

$$P_t = 1,25 \text{ ODT} \quad \dots(3.13)$$

$$= 1,25 \times 1,66 \text{ inch}$$

$$= 2,075 \text{ inch}$$

8). Clearance

$$C^1 = P_t - ODT \quad \dots(3.14)$$

$$= 2,075 \text{ inch} - 1,66 \text{ inch}$$

$$= 0,415 \text{ inch}$$

b) Spesifikasi Shell

1) Diameter Dalam = 52, 1179 inch = 1,3238 m

2) Jumlah Baffle = 16

3) Jarak antar Baffle = 13,0294 inch = 0,3309 m

4) Pressure Drop = 7, 8646 E -02 atm = 1,1561 Psia

### 3.4.13 Menentukan Koefisien konveksi dalam tube

Untuk aliran turbulen di dalam tube kosong digunakan persamaan [9]

$$h_i = 0,027 Re^{0,8} Pr^{\frac{2}{3}} \left[ \frac{K_t \mu_i}{D_i \mu_w} \right] \quad \dots(3.15)$$

dengan :

$h_i$  = koefisien konveksi (kal/cm<sup>2</sup> J.K)

$Re$  = bilangan Reynolds

$Pr$  = bilangan Prandalt

$K_r$  = konduktivitas thermal campuran (kal/cm J.K)

$D_i$  = diameter dalam tube (cmZ)

$\mu_i$  = viskositas campuran (g/cm j)

$\mu_w$  = viskositas pada dinding tube (g/cm J)

$$\mu_i/\mu_w \sim 1$$

Untuk aliran turbulen didalam tube, maka nilai yang harus dipenuhi ;

$Re > 100$ , jika berdasarkan diameter partikel katalis

$Re > 2100$ , jika berdasarkan diameter tube

Niali  $h_i$  untuk tube berisi katalis dihiung dengan mengoreksi nilai  $h_i$  untuk tube kosong dengan cara mengalikannya dengan Colburn, f.

Menurut hasil penelitian Colburn yang termuat di dalam *Chemical Engineering Konetics* (Smith. 1982), koefisien trnsfer panas dipengaruhi oleh perbandingan antara diameter partikel dengan diameter tube seperti berikut :

D kat / Di	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
Hw / h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0	6,6

Dengan  $h_w = h$  untuk tube berisi katalis

$h = h$  untuk tube kosong

berdasar tabel diatas maka dipilih  $dp/dt$  yang memberikan ratio  $h_w/h$  yang terbesar, yaitu :

$$dp/d = 0,5 \text{ sehingga } h_{io} \text{ terkoreksi} = h_i \frac{ID}{OD} 7,8$$

koefisien konveksi dalam berdasarkan diameter luar tube

$$h_{io} = 7,8 \cdot h_i \frac{D_i}{D_o}$$

$$h_i = \left( \frac{3,6K}{Dp} \right) \times \left( \frac{Dpg}{\mu\epsilon} \right)^{0,35} \quad \dots(3.16)$$

### 3.4.14 Penurunan tekanan gas di dalam tube

Penurunan tekanan gas di dalam tube berisi katalis dapat dihitung menggunakan persamaan [23].

$$\frac{dp}{dz} = \frac{(1-\varepsilon)G^2}{\varepsilon^2 D p \rho e} \times \left\{ \frac{1,75 + 150(1-\varepsilon)}{Re} \right\} \quad \dots(3.17)$$

Penurunan tekanan di dalam shell

$$\Delta P_s = \frac{1 f G_s^2 I D_s (N+1)}{2 \times 5,22 \cdot 10^{10} D e \phi_s} \quad \dots(3.18)$$

Perhitungan Lengkap

a. Perhitungan Tebal Shell [4]

$$\begin{aligned} t_{\text{shell}} &= \frac{p/r_i}{s.e - 0,6p} \quad \dots(3.19) \\ &= \frac{308,7 \times 54,485}{(15100 \times 0,85) - (0,6 \times 308,7)} \\ &= 1,45 \end{aligned}$$

dipakai tebal shell  $1\frac{1}{2}$  in

b. Menghitung Tebal Head reaktor

$$\begin{aligned} t_{\text{head}} &= \frac{p.d.v}{2.sE - 0,2p} + c \quad \dots(3.20) \\ &= \frac{308,7 \cdot 108,97,1}{(2 \cdot 15100 \cdot 0,85) - (0,2 \times 308,7)} + 0,125 \\ &= 1,44 \end{aligned}$$

dipakai tebal head  $1\frac{1}{2}$  in

c. Densitas Umpan

$$\rho V = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T} \quad \dots(3.21)$$

$$= \frac{14 \text{ atm} \times 38,7926 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}{82,057 \cdot 10^{-3} \frac{\text{m}^3 \text{ atm}}{\text{kmol}^\circ \text{K}} \times 473 \text{ K}}$$

$$= 13,9926 \text{ kg/m}^3$$

$$= 13,9226 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(3,2808 \text{ ft})^3} \times 2,2 \frac{\text{lb}}{\text{kg}}$$

$$= 0,8717 \text{ lb/ft}^3$$

Untuk jenis aliran turbulen

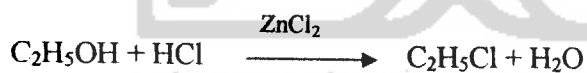
$$Di = 2,2 (6/1000)^{0,45} \times \rho^{-0,31} \quad \dots(3.22)$$

$$= 2,2 (9384,5090/1000)^{0,45} \times (0,8717)^{-0,31}$$

$$= 6,7877 \sim 7 \text{ in}$$

### 3.4.15 Perhitungan Neraca Massa

Reaksi :



Berdasarkan Kirk and Othmer perbandingan umpan antara etanol dan hydrogen chloride adalah 8: 1 [10]

Dengan jumlah yield = 95 %



Basis massa :

$$\text{Produk} = 100.000 \text{ ton /thn}$$

$$= 100.000 \frac{\text{ton}}{\text{thn}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= \frac{2525,2525 \text{ kg}}{64,52 \text{ /jam}}$$

$$= 39,1391 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{yield} = 95 \% = 0,95$$

$$\text{yield} = \frac{\text{berat produk}}{\text{berat pereaksi}}$$

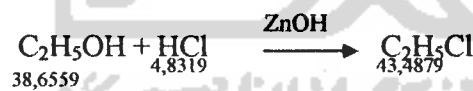
$$0,95 = \frac{39,1391 \text{ kmol/jam}}{\text{berat pereaksi}}$$

$$\text{berat pereaksi} = 43,4879 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{berat } C_2H_5OH = \frac{8}{8} \times 43,4879 \text{ kmol/jam} = 38,6559 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{berat HCl} = 1/9 \times 43,4879 \text{ kmol/jam} = 4,8319 \text{ kmol/jam}$$

konversi :

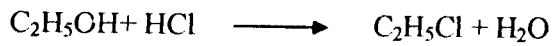


$$x_A = x_1 = \frac{\text{Mol yg benar-benar bereaksi}}{\text{Mol mula-mula}} \quad \dots(3.23)$$

$$= \frac{38,6559}{43,4879}$$

$$= 0,95$$

Jadi konversi reaktor = 95 %



$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$  masuk reaktor = 9395,2915 kg/jam

$$\begin{aligned}\text{C}_2\text{H}_5\text{OH} \text{ keluar reaktor} &= (0,95 \times 9395,2915 \text{ kg/jam}) = 8925,5269 \text{ kg/jam} \\ &= (9395,2915 - 8925,5269) \text{ kg/jam} \\ &= 469,7645 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

HCl masuk reaktor = 7511,8894 kg/jam

$$\begin{aligned}\text{HCl} \text{ keluar reaktor} &= (0,95 \times 7511,8894 \text{ kg/jam}) = 7136,2949 \text{ kg/jam} \\ &= (7511,8894 - 7136,2949) \text{ kg/jam} \\ &= 446,2508 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{C}_2\text{H}_5\text{Cl} \text{ yang masuk reaktor} &= (4102,8379 - 2696,0354) \text{ kg/jam} \\ &= 1406,8025 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$\text{H}_2\text{O}$  yang masuk reaktor = 74,9732 kg/jam

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O} \text{ yang keluar reaktor} &= (0,95 \times 74,9732 \text{ kg/jam}) = 71,2245 \text{ kg/jam} \\ &= (74,9732 - 71,2245) \text{ kg/jam} \\ &= 3564,9763 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$\text{C}_2\text{H}_5\text{Cl}$  yang keluar reaktor = 12500 kg/jam

sehingga diperoleh :

**Tabel 3.2.1 (b) : Neraca Massa Reaktor**

Komponen	Umpan Masuk (kg/jam)	Umpan Keluar (kg/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	9395,2915	469,7645
H <sub>2</sub> O	74,9732	3564,9763
HCl	7511,8894	446,2508
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl	0	12500
Jumlah	16982,1541	16980,9916

**Tabel 3.4.1 (e) Hasil penentuan fungsi katalis paling efektif.**

Z	X <sub>A</sub>	T (C)	T <sub>P</sub> ( C )	P(atm)	Reg	p
0,000	0,000	200	115,000	14,0000	6534,45	17752,14
1,000	0,391	037,878	134,049	14,0025	7887,20	18524,34
2,000	0,559	141,939	138,288	14,0048	8060,31	18705,43
3,000	0,708	145,145	142,072	14,0070	8250,28	18870,06
4,000	0,822	147,237	145,008	14,0090	8425,70	18999,83
5,000	0,899	148,410	146,990	14,0109	8560,11	19088,44
5,031	0,901	148,435	147,036	14,0109	8563,41	19090,51

Keterangan :

Z : Tinggi Katalis

Xa : Konversi

T : Suhu gas

Tp : Suhu pendingin

P : Tekanan

Reg : Bilangan Reynold gas

p : Jumlah pendingin

A. Menghitung berat katalis

Persamaan kinetika untuk reaktor fixed bed multitube adalah :

$$\frac{dw}{F_{a0}} = \frac{dX_a}{-rA}$$

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

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

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

$$= 388,1954 \text{ kg}$$

B. Waktu tinggal

$$V_t = \frac{\pi}{4} \cdot ID_t^2 \cdot Z \cdot N_t$$

$$= 105.028 \text{ in}^3$$

$$V_g = 214.230 \text{ in}^3/\text{s}$$

$$t = V_t/V_g$$

$$= 2,4903 \text{ s}$$

### C. Spesifikasi reaktor

#### 1. Tube

Susunan pipa	=	Triangular pitch
Nominal Pipe Size (IPS)	=	1 in
Diameter luar (ODt)	=	1,32 in
Diameter dalam (IDt)	=	1,049 in
Sc. Number	=	40
Surface per lin ft :		
Outside	=	0,344 ft <sup>2</sup> /ft
Inside	=	0,274 ft <sup>2</sup> /ft
Pitch	=	1,65 in
Clearance	=	0,33 in
Jumlah pipa	=	347 buah

#### 2. Shell

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

Tekanan yang diijinkan ( f )	=	12.650 psia .....(Brownell, P.251)
Efisiensi pengelasan ( E )	=	0,8
Faktor korosi ( c )	=	0,125 in
Dimeter shell ( IDs )	=	39,3232 in
Jari-jari dalam shell ( ri )	=	19,6616 in

Tekanan operasi = 1,5 atm = 22,04393 psia  
 tekanan perancangan = 1,1 P = 24,24832 psia

$$ts = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0.6 P} + c \quad \dots\dots\dots(Brownell, P.254)$$

$$= 0,17217 \text{ in}$$

digunakan tebal shell standart = 3/16 in

### 3. Head

Bentuk head yang direncanakan : torispherical  
 dengan bahan yang sama dengan bahan shell : SA.283 Grade C

#### a. Tebal head

$$th = \frac{0,885 P \cdot ri}{f \cdot E - 0,1 P} + c$$

$$= 0,1629 \text{ in}$$

digunakan tebal head standart = 3/16 in

#### b. Tinggi head

$$ODs = IDs + 2 ts$$

$$= 39,6676 \text{ in}$$

untuk perancangan digunakan OD shell standart = 60 in

dari tabel 5.7 Brownell hal.90

$$ODs = 60 \text{ in}$$

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

$$\text{didapat : } icr = 3 \frac{5}{8} \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 r &= 60 \text{ in} \\
 a &= ID_s/2 = 19,6616 \text{ in} \\
 AB &= a - icr = 16 \text{ in} \\
 BC &= r - icr = 44 \text{ in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 40,9342 \text{ in} \\
 b &= r - AC = 19,0658 \text{ in}
 \end{aligned}$$

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

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

$$\begin{aligned}
 Hh &= th + b + sf \\
 &= 21,2533 \text{ in}
 \end{aligned}$$

4. Tinggi reaktor

$$\begin{aligned}
 HR &= \text{panjang tube} + 2 \text{ tinggi head} \\
 &= 392,8993 \text{ in}
 \end{aligned}$$

5. Volume reaktor

- Volume head

$$\begin{aligned}
 VH &= 0,000049 ID_s^3 \quad \text{.....(Brownell, P.88)} \\
 &= 2,9795 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

- Volume shell

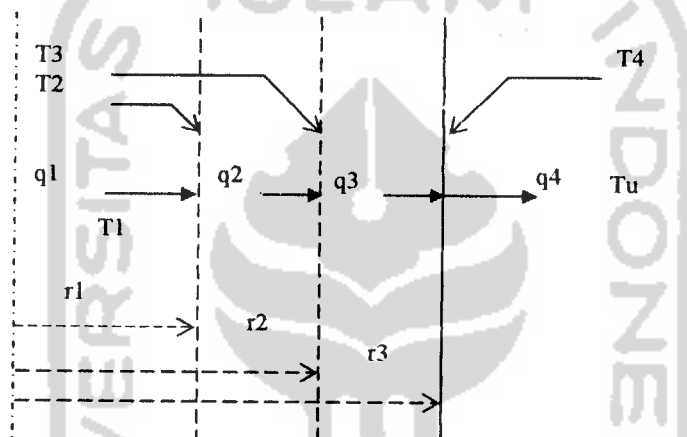
$$\begin{aligned}
 VS &= \pi/4 \cdot (ID_s)^2 \cdot Z \\
 &= 425.327,43 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume reaktor} &= \text{Volume shell} + (2 \times \text{Volume head}) \\
 &= 425.333,39 \text{ in}^3 = 6,97 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

#### D. Isolator

Asumsi :

- Keadaan steady state
- Suhu dalam reaktor sama dengan suhu permukaan dinding sebelah dalam shell,  $T_1 = 623,15 \text{ K}$
- Suhu udara lingkungan,  $T_u = 303 \text{ K}$



Keterangan :

- $r_1$  = jari-jari dalam shell = 1,6385 ft
- $r_2$  = jari-jari luar shell = 1,6528 ft
- $r_3$  = jari-jari penyekat
- $Q_1$  = transfer panas konveksi dari pendingin ke dalam reaktor
- $Q_2$  = transfer panas konveksi dari dinding dalam ke luar reaktor
- $Q_3$  = transfer panas konveksi dari dinding luar reaktor ke dinding isolasi
- $Q_4$  = transfer panas konveksi dari dinding isolasi ke udara
- $T_1$  = suhu reaktor



Tu = suhu udara lingkungan

- Bahan penyekat yang digunakan adalah asbestos yang memiliki sifat :

$$K_a = 0,129 \text{ Btu/h.ft.}^\circ\text{F}$$

$$\rho_a = 36 \text{ lb/ft}^3$$

$$\epsilon_a = 0,96$$

- Bahan dinding adalah steel SA.283 Grade C dengan sifat :

$$K_s = 21 \text{ Btu/h.ft.}^\circ\text{F}$$

$$\rho_s = 490 \text{ lb/ft}^3$$

$$\epsilon_s = 0,81$$

- Menghitung panas yang hilang jika tidak menggunakan isolator

$$T_s = 662,27 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_u = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$L = 29,1993 \text{ ft}$$

$$h_c = 0,19 \cdot (\Delta T)^{1/3}$$
$$= 1,5811 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_r = \frac{\sigma \cdot E \cdot (T_s^4 - T_u^4)}{T_s - T_u} \dots\dots\dots (\text{Mc. Adam, P.173})$$

$$= 0,4631 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$Q_{\text{loss}} = (h_c + h_r) \cdot A \cdot (T_s - T_u) \dots\dots\dots (\text{Mc. Adam, P.165})$$

$$= 357.026,4 \text{ Btu/h}$$

$$\text{Panas yang hilang direncanakan 5\%} = 17.851,32 \text{ Btu/h}$$

$$Q_{\text{isolasi}} = Q_{\text{loss}} - \text{panas hilang}$$

$$= 339.175,1 \text{ Btu/h}$$

- Mencari tebal isolasi

$$Q_{\text{isolasi}} = \frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot (T_s - T_u)}{\frac{\ln(r_2/r_1)}{K_s} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{K_a}}$$

Sehingga diperoleh

$$r_3 = 1,72 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal isolasi yang dibutuhkan} &= r_3 - r_2 \\ &= 0,8123 \text{ in} \end{aligned}$$



## ABSORBER

**Fungsi** : Menyerap uap air yang masuk bersama HCl dengan larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>  
98% sebagai penyerap dengan kecepatan umpan 58628,37025 kg/jam.

**Alat** : Jenis " *Packing Bed* " berupa rasching ring ceramics dengan nominal  
size 50mm (2 in)

**Aliran** : Counter Current

**Kondisi Operasi** :

$$T = 100^{\circ}\text{C}$$

$$P = 2.041 \text{ atm}$$

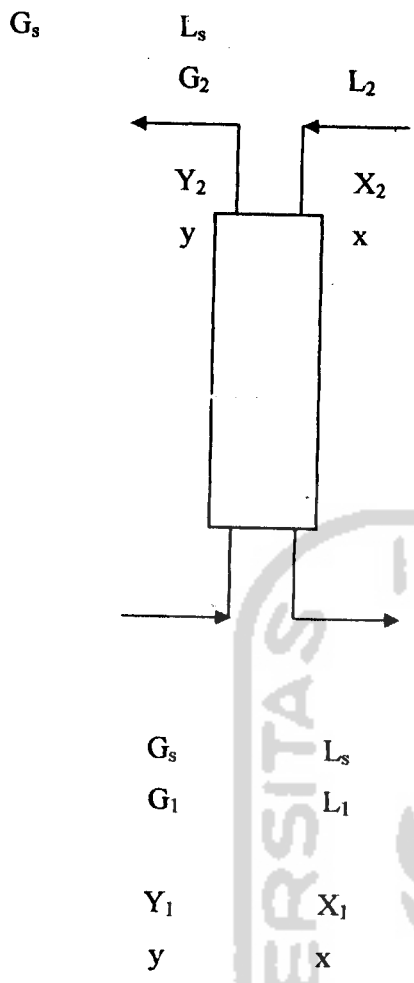
**Asumsi** :

1. Kondisi operasi adiabatic
2. Tidak terjadi reaksi kimia selama operasi
3. Kondisi gas ideal

**Komposisi Umpan**

Komposisi umpan masuk Absorber berdasarkan hasil perhitungan neraca massa adalah sebagai berikut :

Komponen	Kgl/jam	Kgmol/jam
HCl	7511,889418	205,9744836
H <sub>2</sub> O	12790,51441	710,0318869
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1502,66077	
H <sub>2</sub> O	30,66077	42,55131167



Keterangan :

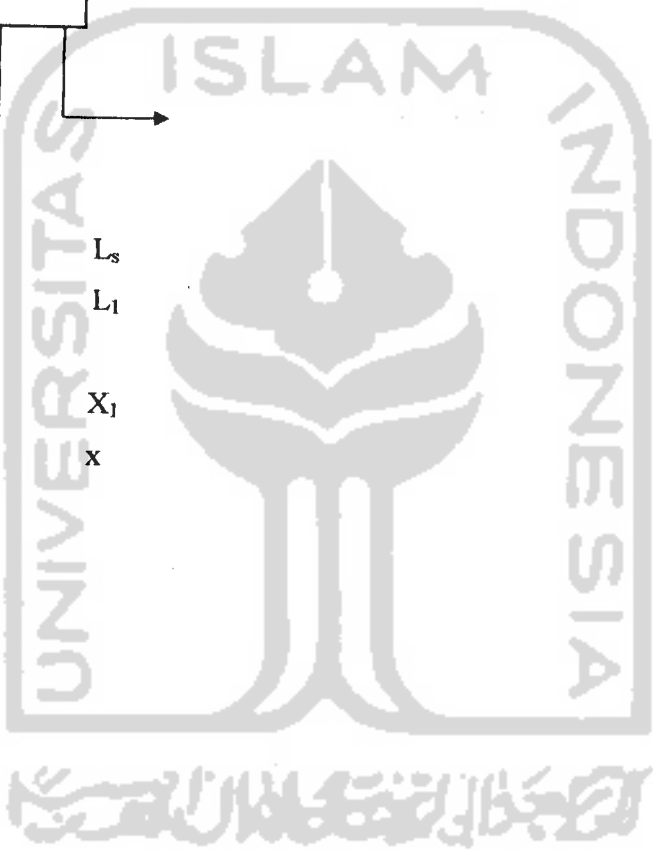
$$G_s = \frac{\text{mol gas bebas}}{\text{waktu}}$$

$$L_s = \frac{\text{mol cairan}}{\text{waktu}}$$

$$Y_1 = \frac{\text{mol penyerap}}{\text{mol gas bebas}}$$

$$Y_2 = \frac{\text{mol gas terserap}}{\text{mol gas bebas}}$$

$$X_1 = \frac{\text{mol penyerap}}{\text{mol penyerap} + \text{mol terserap}}$$



$$X_2 = \frac{\text{mol terserap}}{\text{mol penyerap} + \text{mol terserap}}$$

$T_L$  = suhu cairan

$T_G$  = suhu gas

### Persamaan-Persamaan Matematis

#### 1. Neraca Massa Ditinjau Pada Elemen Volume ( $\Delta Z$ )

*Rate of input – rate of output – rate of absorpsi = rate of accumulation*

$$G Y_1|_z - G Y_2|_{z+\Delta z} - K_G A \delta \Delta Z (Y_1 - Y_1^*) = 0$$

$$G Y_1|_{z+\Delta z} - G Y_1|_z = -K_G A \delta \Delta Z (Y_1 - Y_1^*)$$

$$\frac{G Y_1|_{z+\Delta z} - G Y_1|_z}{\Delta z} = -K_G A \delta (Y_1 - Y_1^*)$$

*Lim  $\Delta Z \rightarrow 0$*

$$G \frac{dY_1}{dZ} = -K_G A \delta (Y_1 - Y_1^*)$$

*sehingga :*

$$\frac{dY_1}{dZ} = -\frac{K_G A \delta (Y_1 - Y_1^*)}{G}$$

*dimana :*

$$A = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$\frac{dY_1}{dZ} = -\frac{K_G \frac{\pi}{4} D^2 \delta (Y_1 - Y_1^*)}{G}$$

Keterangan :

$G$  = kecepatan massa gas bebas solute (kmol/jam)

$Y_1$  = fraksi mol gas

$Y_1^*$  = komposisi gas yang berkeseimbangan dengan zat cair

$K_G$  = koefisien transfer massa overall (kmol/jam.m<sup>3</sup>.atm)

$D$  = diameter absorber (m)

$\delta$  = interfisial surface area (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>)

## 2. Neraca Massa Gas Terserap Pada Fase Cair

*Kec. massa cair masuk* – *Kec. massa cair keluar* + *Laju absorpsi* = *Acc*

$$L X_2 |_{z + \Delta z} - L X_2 |_z + K_G A \delta (Y - Y^*) = 0$$

$$\frac{L X_2 |_{z + \Delta z} - L X_2 |_z}{\Delta Z} = -K_G A \delta (Y - Y^*)$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0}$$

$$L \frac{dX}{dZ} = -K_G A \delta (Y - Y^*)$$

$$\frac{dX}{dZ} = -\frac{K_G A \delta (Y - Y^*)}{L}$$

Keterangan :

$L$  = kecepatan massa cair (kmol/jam)

## 3. Neraca Panas Pada Fase Gas Pada Elemen Volume

*Kec. panas gas masuk* – *Kec. panas gas keluar* + *Panas yang ditransfer* = *Acc*

$$GC_{PG} T_G |z - GC_{PG} T_G |z + \Delta z - Q + \Delta H_{RG} \left( \frac{d(Y_1 + Y_2)}{dZ} \right) A \Delta Z = 0$$

$$GC_{PG} (T_G |z - T_G |z + \Delta z) - h_c a A \Delta Z (T_G - T_L) + \Delta H_{RG} A \Delta Z \left( \frac{d(Y_1)}{dZ} \right) = 0$$

Catatan :

$$Q = h_c a A \Delta Z (T_G - T_L)$$

$$A = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$GC_{PG} (T_G |z + \Delta z - T_G |z) = -h_c a A \Delta Z (T_G - T_L) + \Delta H_{RG} A \Delta Z \left( \frac{dY_1}{dZ} + \frac{dY_2}{dZ} \right)$$

Lim  $\Delta Z \rightarrow 0$

$$GC_{PG} \frac{dT_G}{dZ} = -h_c a A (T_G - T_L) + \Delta H_{RG} A \left( \frac{dY_1}{dZ} + \frac{dY_2}{dZ} \right)$$

$$\frac{dT_G}{dZ} = \frac{h_c a A (T_G - T_L) + \Delta H_{RG1} A \frac{dY_1}{dZ} + \Delta H_{RG2} A \frac{dY_2}{dZ}}{GC_{PG} + GY_1 C_{PG1} + GY_2 C_{PG2}}$$

#### 4. Neraca Panas Pada Fase Cair

*Kec. panas cairan masuk -- Kec. panas cairan keluar + Panas yang diterima = Acc*

$$LC_{PL} T_L |z + \Delta z - LC_{PL} T_L |z + Q + \Delta H_{RL} \left( \frac{d(X_1 + X_2)}{dZ} \right) A \Delta Z = 0$$

$$LC_{PL} (T_L |z + \Delta z - T_L |z) = -h_c a A \Delta Z (T_G - T_L) - \Delta H_{RL} A \Delta Z \left( \frac{d(X_1 + X_2)}{dZ} \right) = 0$$

Catatan :

$$Q = h_c a A \Delta Z (T_G - T_L)$$

$$A = \frac{\pi}{4} D^2$$

Lim  $\Delta Z \rightarrow 0$

$$L C_{PL} \frac{dT_L}{dZ} = -h_c a A (T_G - T_L) - \Delta H_{RL} A \left( \frac{d(X_1 + X_2)}{dZ} \right)$$

$$\frac{dT_L}{dZ} = \frac{h_c a A (T_G - T_L) - \Delta H_{RL1} A \frac{dX_1}{dZ} + \Delta H_{RL2} A \frac{dX_2}{dZ}}{L X_1 C_{PL1} + L X_2 C_{PL2}}$$

Keterangan :

$h_c$  = koefisien transfer panas (Kkal/jam K)

$C_{PG}$  = kapasitas panas gas (KJ/kmol K)

$C_{PL}$  = kapasitas panas cairan (KJ/kmol K)

$\Delta H_{RG}$  = panas pengembunan (Kkal/kmol larutan)

$\Delta H_{RL}$  = panas pelarutan (Kkal/kmol larutan)

$a$  = interfacial surface area ( $m^2/m^3$ )

$A$  = luas pemampang kolom yang dibutuhkan ( $m^2$ )

$T_G$  = suhu gas (K)

$T_L$  = suhu cairan (K)

#### ➤ Menentukan Nilai Hg dan Hl

Menurut Sherwood dan Holloway pada percobaan tentang proses absorpsi dan absorpsi pada berbagai macam bahan isian, maka bila ditinjau atas dasar fase cairan, maka berlaku persamaan :



$$HI = \phi \left[ \frac{l}{\mu_l} \right] x [Ns_l]^{0.5}$$

$$= \phi \left[ \frac{l}{\mu_l} \right] x \left[ \frac{\mu_l}{\rho_l D_l} \right]^{0.5}$$

Dimana :

$\phi$  = tetapan yang nilainya tergantung pada tipe dan ukuran bahan isian, yang berlaku

untuk suatu batas wilayah kecepatan aliran massa cairan

$l$  = kecepatan aliran massa cairan, lb/j.ft<sup>2</sup>

$\mu_l$  = viskositas cairan, lb/j.ft<sup>2</sup>

$\rho_l$  = densitas cairan, lb/ft<sup>3</sup>

$D_l$  = difusivitas gas terserap (HCl) dalam cairan, ft<sup>2</sup>/j

Dan harga-harga "Height Transfer Unit" atas dasar fase gas dapat digunakan persamaan empiris yang diajukan oleh Fellingner, yakni :

$$H_s = \frac{\alpha G' \beta}{L^\gamma} x \left[ \frac{\mu_g}{\rho_g D_g} \right]^{0.5}$$

Dimana :

$\alpha, \beta, \gamma$  = tetapan yang nilainya tergantung pada tipe ukuran bahan isian dan batas wilayah kecepatan aliran massa gas dan cairan penyerap

$\mu_g$  = viskositas gas, lb/j.ft

$\rho_g$  = densitas gas, lb/ft<sup>3</sup>

$D_g$  = difusivitas gas terserap melewati campuran gas, ft<sup>2</sup>/j

➤ **Menentukan Difusivitas Liquid (Dl)**

$$Dl = \frac{(117,3 \cdot 10^{-18}) (\phi_B m_B)^{0.5} T}{VA^{0.6} \mu} \quad (\text{treyball p.35 pers.2-44})$$

Dimana :

$Dl$  = difusivitas liquid,  $\text{ft}^2/\text{j}$

$\mu$  = viskositas,  $\text{kg}/\text{m}\cdot\text{det}$

$\phi_B$  = parameter asosiasi solvent

$m_B$  = berat molekul solvent

$VA$  = volume molar solute

➤ **Menentukan Difusivitas Gas (Dg)**

$$Dg = \frac{0.00185 T^{3/2} \left( \frac{1}{MA} + \frac{1}{MB} \right)^{1/2}}{P (NAB)^2 \Omega} \quad (\text{treyball p.31 pers.2-37})$$

Dimana :

$Dg$  = difusivitas gas,  $\text{ft}^2/\text{j}$

$NAB$  = molekul separation of collision

$\Omega$  = parameter Leonard James =  $\frac{KT'}{\sum AB}$

➤ **Menentukan Penurunan Tekanan dalam Absorber**

$$\frac{\Delta D}{Z} = \alpha (10 \beta') \left( \frac{G'^2}{\rho G} \right) \quad (\text{Ludwig. Vol II p.167})$$

➤ **Menentukan Koefisien Transfer Massa Gas (KG)**

Dari persamaan 9-23 Ludwig p.186

$$\left[ \frac{KG Mm P_{BM}}{G a v} \right] x \left[ \frac{\mu G a}{\rho G DG} \right]^{0.607} = 1.195 \left[ \frac{Dp G'}{\mu G a (1-\epsilon)} \right]^{-0.36}$$

Dimana :

$KG$  = koefisien transfer massa gas, lbmol/j. ft<sup>2</sup>. atm

$Mm$  = BM gas rata-rata, lb/lbmol

$P_{BM}$  = tekanan gas masuk, atm

$\mu G a$  = viskositas gas, lb/ft.j

$\rho G$  = densitas gas, lb/ft<sup>3</sup>

$Dp$  = equivalent spherical diameter, ft

$G'$  = superficial gas rate

$Gav$  = kecepatan gas rata-rata, lb/j

$DG$  = difusivitas gas, ft<sup>2</sup>/j

#### ➤ Menentukan Transfer Massa Liquid (KL)

Dari persamaan 9 – 28 Ludwig. Vol II p. 186

$$KL = 25.1 \left[ \frac{DP L'}{\mu L a} \right]^{0.45} x \left[ \frac{\mu L a}{\rho_l DL} \right]^{0.5} x \left[ \frac{DL}{DP} \right]$$

Dimana :

$KL$  = koefisien transfer massa liquid, lbmol/j. ft<sup>2</sup>

$DL$  = difusivitas liquid, ft<sup>2</sup>/j

$DP$  = equivalent spherical diameter, ft

$\mu L a$  = viskositas liquid, lb/ft. j

$\rho_l$  = densitas liquid, lb/ft<sup>3</sup>

$L$  = superficial liquid rate, lb/ft<sup>2</sup>. j

➤ Menentukan Diameter Absorber

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\mu}}$$

$$A = \frac{G_{av}}{G'}$$

$G_{av}$  = kondisi rata-rata gas masuk ditambah gas keluar

$$G_{av} = \frac{G_1 + G_2}{2}$$

$$G' = 50\% \times G' \text{ flooding}$$

$$G' \text{ flooding} = \sqrt{\frac{(0.25) g_c \rho_g \rho_l}{\left[ \frac{\partial p}{\varepsilon^3} \right] \times \mu L^{0.2}}}$$

Dimana :

$\mu L$  = viskositas liquid,  $cp = 0.85$

$\rho_g$  = densitas gas rata-rata =  $0.1024 \text{ lb/ft}^3$

$\rho_l$  = densitas cairan rata-rata =  $62.4306 \text{ lb/ft}^3$

$g_c$  = acceleration of gravity =  $4.18 \times 10^8 \text{ ft/jam}^2$

$$L' = \frac{L_{av}}{A}$$

Pada keadaan flooding bahan isian yang dipakai untuk absorber adalah :

“Rasching Ring 3/8 in keramik”

Dari table 6.3 Treyball p. 195 diperoleh harga:

$$\varepsilon = 0.68$$

$$\partial p = 1.55$$

➤ **Menentukan Volume Rasching Ring**

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 Z$$

➤ **Menentukan Tebal Dinding**

a. Mencari Tebal Dinding Shell Minimum

$$t_{\min} = \frac{Pr_o}{2fE - 0.2P} + c$$

(pers. 13.1 Brownell & Young)

Dimana :

$P$  = tekanan operasi, atm

$r_o$  = diameter dalam absorber, ft

$c$  = factor korosi

$E$  = allowable stress

$$\begin{aligned} \text{Maka } t_{\min} &= \frac{58.8 \times 30.5}{(18750 \times 0.85) - (0.4 \times 58.8)} + 0.125 \\ &= 0.2376 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih  $t = 5/16 \text{ in}$

b. Mencari Tebal Head

$$t_h = \frac{0.885 Pr_o}{fE - 0.1P} + c \quad (\text{pers. 13.12 Brownell \& Young})$$

$$t_h = \frac{0.885 \times 58.8 \times 2 \times 30.5}{(2 \times 18750 \times 0.85) - (0.2 \times 58.8)} + 0.125$$

$$= 0.22246 \text{ in}$$

Dipilih head dengan ketebalan = 5/16 in

c. Tinggi Total Absorber

- Ruang kosong diatas packing = 2 m
- Liquid accumulator = 0,5 m
- Tinggi penyangga menara = 25 ft
- Tinggi bahan isian = 6.661288208 m
- Total tinggi Absorber = 10,12 m

