

**PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
ETIL KLORID DARI ETIL ALKOHOL DAN
HIDROGEN KLORID DENGAN KAPASITAS
50.000 TON/TAHUN**

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



Oleh :

Nama : Dian Octaviary H.J

Nama : Bayu Hastyanto

No. Mahasiswa : 06.521.004

No. Mahasiswa : 06.521.010

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2011**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini,

Nama : Dian Octaviary H.J

No. Mhs. : 06 521 004

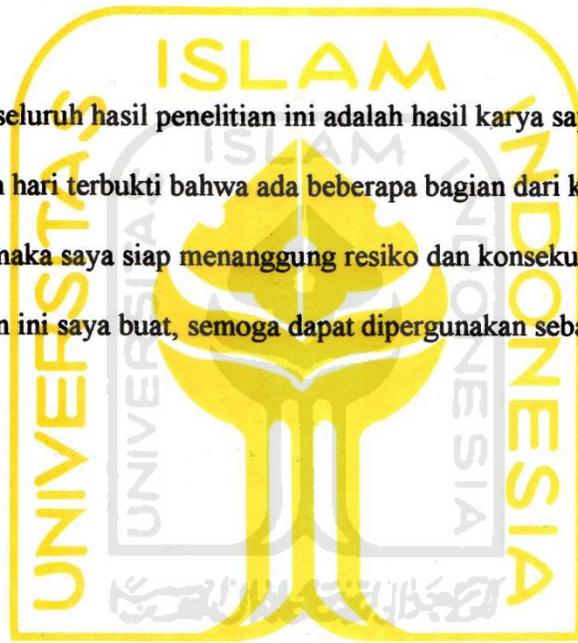
Nama : Bayu Hastyanto

No. Mhs. : 06 521 010

Menyatakan bahwa seluruh hasil penelitian ini adalah hasil karya saya sendiri.

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

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



الجامعة الإسلامية الإندونيسية

Yogyakarta, Mei 2011

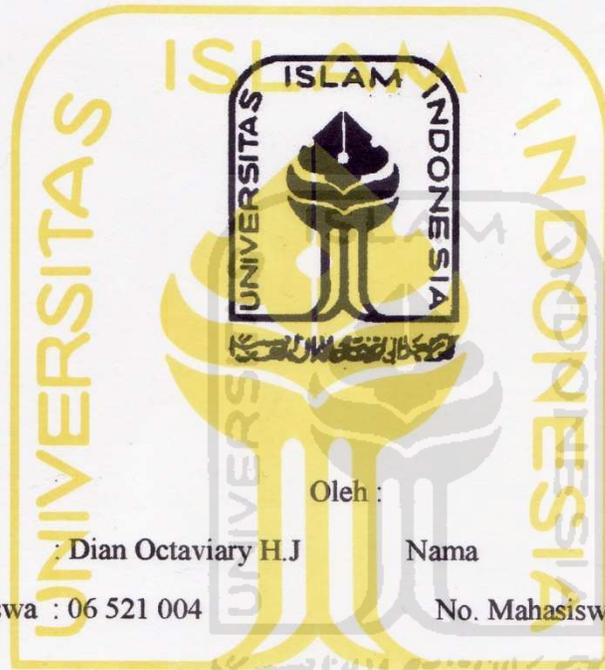

(Dian Octaviary H.J)


(Bayu Hastyanto)

LEMBAR PENGESAHAN

PRA RANCANGAN PABRIK ETIL KLORID DARI ETIL ALKOHOL DAN HIDROGEN KLORID

TUGAS AKHIR



Oleh :

Nama : Dian Octaviary H.J

Nama : Bayu Hastyanto

No. Mahasiswa : 06 521 004

No. Mahasiswa : 06 521 010

Yogyakarta, Mei 2010

Pembimbing

A handwritten signature in black ink, appearing to be 'Farham H.M. Saleh', is written over a horizontal line.

Farham H.M.Saleh, Dr.,Ir.,MSIE

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRA RANCANGAN PABRIK ETIL KLORID DARI
ETIL ALKOHOL DAN HIDROGEN KLORID
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN
TUGAS AKHIR**

oleh :

Nama : Dian Octaviary Hendra Jaya Nama : Bayu Hastyanto
No.Mhs : 06 521 004 No.Mhs : 06 521 010

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

Yogyakarta, Mei 2011

Tim Penguji

Farham H.M.Saleh, Dr.,Ir.,MSIE

Ketua

Faisal R M Ir. Drs. M.T., Ph.D.

Anggota I

Asmanto Subagyo M.Sc.

Anggota II

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

Dra. Kamariah Anwar MS.

KATA PENGANTAR



Segala puji hanyalah milik Allah, yang atas izin-Nya, tugas akhir prarancangan pabrik kimia ini dapat terselesaikan.

Tugas prarancangan pabrik kimia merupakan tugas akhir yang harus diselesaikan oleh setiap mahasiswa Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Islam Indonesia sebagai prasyarat untuk menyelesaikan jenjang studi sarjana. Dengan tugas ini diharapkan kemampuan penalaran dan penerapan teori-teori yang telah diperoleh selama kuliah dapat berkembang dan dapat bermanfaat dengan baik.

Judul tugas akhir ini adalah Prarancangan Pabrik Etil Klorid dari Etil klorid dan Hidrogen Klorid dengan Kapasitas 50.000 Ton/Tahun. Adanya prarancangan pabrik ini diharapkan dapat memperkaya alternatif industri masa depan bagi Indonesia.

Dalam kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Farham H.M.Saleh, Dr.,Ir.,MSIE, yang telah membimbing penyusun dengan penuh semangat dan kesabaran.
2. Segenap dosen dan karyawan Jurusan Teknik Kimia yang telah banyak membantu.

3. Ibu dan Bapak, adik,kakak dan segenap keluarga tercinta atas segala dukungan baik materil maupun moril.

4. Teman – teman kuliah dan khususnya angkatan 2006.

Penyusun mohon maaf atas segala kekurangan dalam penyusunan tugas akhir ini. Akhir kata, semoga prarancangan pabrik ini dapat bermanfaat dalam perkembangan selanjutnya.

Wassalamu'alaikum. Wr. Wb.



Yogyakarta, Maret 2011

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR JUDUL TUGAS AKHIR	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN TUGAS AKHIR	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR.	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	ix
DAFTAR GAMBAR.	x
ABSTRACT.....	xi
BAB I. PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Kapasitas Rancangan Produksi.....	2
1.3 Tinjauan Pustaka	3
BAB II. PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Spesifikasi Bahan Baku.....	8
2.2 Spesifikasi Produk.....	10
2.3 Pengendalian Kualitas	10

BAB III. PERANCANGAN PROSES

3.1	Uraian Proses.	13
3.2	Metode Prenacangan	15
3.3	Spesifikasi Alat	23
3.4	Perencanaan Produksi	46

BAB IV. PERANCANGAN PABRIK

4.1	Lokasi Pabrik	48
4.2	Tata Letak Pabrik	51
4.3	Tata Letak Mesin/Alat Proses.....	55
4.4	Pelayanan teknik	60
4.5	Pengolahan Limbah.....	87
4.6	Laboratorium.....	89
4.7	Organisasi Perusahaan	91
4.8	Evaluasi Ekonomi.....	121

BAB V. KESIMPULAN.....	148
-------------------------------	------------

DAFTAR PUSTAKA

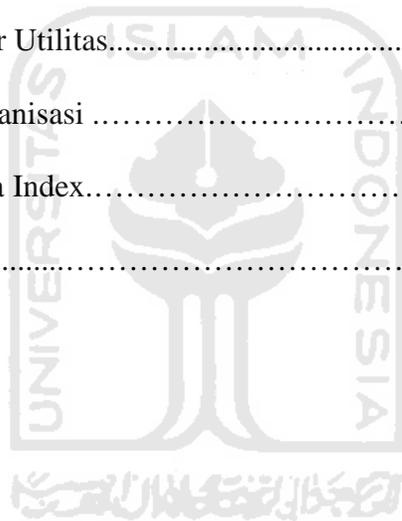
LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Etil Klorid	2
Tabel 3.2.1 Neraca Massa	16
Tabel 3.2.2 Neraca Panas	19
Tabel 4.4.1(a) Kebutuhan Air Pendingin	66
Tabel 4.4.1(b) Kebutuhan Steam	67
Tabel 4.4.1(c) Kebutuhan Air Perkantoran	68
Tabel 4.4.3(a) Kebutuhan Listrik dalam Proses	84
Tabel 4.4.3(b) Kebutuhan Listrik dalam Utilitas	85
Tabel 4.7.4 Rencana Pengaturan Jadwal Kerja Group	108
Tabel 4.7.5(a) Jabatan dan Prasyarat	109
Tabel 4.7.5(b) Rencana Pengupahan Tenaga Kerja	112
Tabel 4.8.1 Perkembangan Indeks Harga	122
Tabel 4.8.2 Total Biaya Physical Plant Cost	128
Tabel 4.9.1 Total Direct Manufacturing Cost	135
Tabel 4.9.2 Total Indirect Manufacturing Cost	136
Tabel 4.9.3 Total Fixed Manufacturing Cost	138
Tabel 4.9.4 Total Manufacturing Cost	138
Tabel 4.10 Total General Expense	140

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Grafik Impor Etil Klorid.....	3
Gambar 3.1(a)	Diagram Alir Kualitatif	44
Gambar 3.1(b)	Diagram Alir Kuantatif.....	45
Gambar 4.1	Lay Out Pabrik.....	54
Gambar 4.2	Lay Out Alat.....	59
Gambar 4.3	Diagram Alir Utilitas.....	90
Gambar 4.4	Struktur Organisasi	95
Gambar 4.5	Grafik Harga Index.....	123
Gambar 4.6	Grafik BEP.....	147
Gambar PEFD		



ABSTRAKSI

Pabrik etil klorid dari etil alkohol dan hidrogen klorid dengan kapasitas 50.000 ton/tahun ini direncanakan didirikan di daerah Sidoharjo, Jawa Timur dengan lahan seluas 50.000 m² dan dirancang bekerja selama 330 hari dalam setahun, 24 jam dalam sehari.

Pabrik etil klorid ini mereaksikan secara hidroklorinasi alkohol antara etil alkohol dengan hidrogen klorid menjadi etil klorid, menggunakan katalisator zirkonium oksida. konversi reaksi yang diharapkan sebesar 98%. Reaksi dijalankan di dalam reactor fixed multitube. Menghasilkan etil klorid dengan kemurnian 99.5%. Bahan baku yang dibutuhkan yaitu etil alkohol (96,5%) sebanyak 4571.302 kg/jam dan hydrogen klorid (32%) sebanyak 3627.229 kg/jam. Utilitas untuk pabrik ini meliputi air make up sebesar 5880.31 kg/jam dan diambil dari Sungai Brantas. Listrik sebesar 555,782 kwh dengan cadangan generator dengan bahan bakar oil. Hasil analisa ekonomi Prarancangan Pabrik Etil Klorid diperoleh modal tetap sebesar \$3,371,755.69 + Rp175,070,355,866 modal kerja sebesar \$ 3,834,967.26 + Rp 198,673,218,833 keuntungan sebelum pajak Rp 12,826,781,167 dan keuntungan sesudah pajak Rp 6,413,390,583 *percent return on investment* (ROI) sebelum pajak 42 % dan sesudah pajak 21 %, *pay out time* (POT) sebelum pajak 1,91 tahun dan sesudah pajak 3,21 tahun, *break event point* (BEP) sebesar 53,89 % dan *shut down point* sebesar 40,80 %. serta *Discounted Cash Flow* 18,50 %.

Untuk pabrik beresiko rendah, ROI sebelum pajak adalah 44 %, POT maksimum sebelum pajak adalah 2 tahun dan BEP < 60% (Aries & Newton, 1955), sedangkan suku bunga di bank adalah sekitar 10 %. Ditinjau dari segi ekonomi, pabrik etil kloride dengan kapasitas 50.000 ton/tahun ini cukup layak untuk didirikan.

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 varnis. (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 ekstaksi 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:

1.2.1 Proyeksi kebutuhan etil klorid di Indonesia

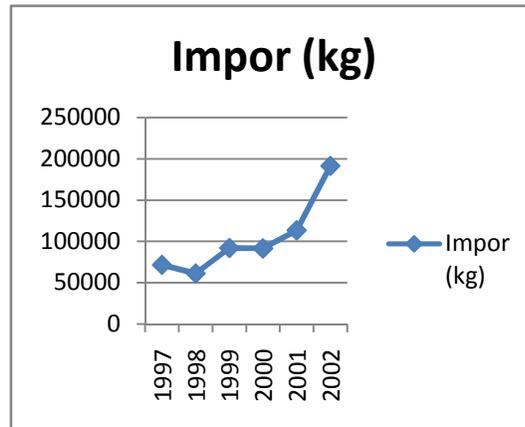
Data impor perdagangan etil klorid dari tahun 1997-2002 yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik (BPS) Jogjakarta adalah sebagai berikut:

Tabel 1.1 Data impor etil klorid di Indonesia

Tahun	Impor (Kg)
1997	71600
1998	61323
1999	91980
2000	91500
2001	113407
2002	191255

Sumber: Ekspor impor, BPS, 2003, Jakarta.

Gambar 1.1 Grafik Impor Etil Klorid



Pada prarancangan ini dipilih kapasitas 50.000/tahun. Dengan kapasitas sebesar itu diharapkan dapat mencukupi sebagian kebutuhan dalam negeri dan untuk diekspor.

1.2.2 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, Sidoharjo, Jawa Timur.

1.3 Tanjauan 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

⁰C. 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 140 – 190 ⁰C dengan bantuan ZrOCl₂.8H₂O Reaksi yang terjadi adalah :



Kelebihan dari proses Hidroklorinasi Alkohol yaitu :

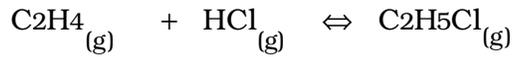
- Konversinya mencapai 90 – 98%.
- Suhu tidak terlalu tinggi sehingga pabrik tergolong beresiko rendah.
- Katalis yang digunakan umurnya relatif lebih panjang.

Kekurangan dari proses Hidroklorinasi Alkohol yaitu :

- Hanya bias menggunakan katalisator Zirconium Oxide (ZrOCl₂.8H₂O).

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. Operasi dijalankan dalam reaktor Fixed Bed Multitube pada suhu 130 – 200 °C dengan menggelembungkan uap etilen dan HCl dalam katalisator 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 ZnCl_2 maka reaksi ini dilakukan dalam reaktor tabung gelembung. Dalam hal ini suhu dapat diatur dengan mengalirkan pendingin untuk mengambil panas reaksi. Kondisi operasi berlangsung pada *range* suhu yang diijinkan 130 – 250 °C dan tekanan 28,2 atm.

Kelebihan dari proses Hidroklorinasi Etilen yaitu :

- Konversinya mencapai 90%.
- Prosesnya bias dijalankan dalam fase uap dan fase cair.

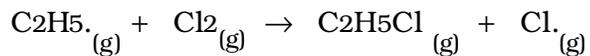
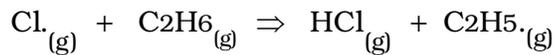
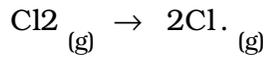
Kekurangan dari proses Hidroklorinasi Etilen yaitu :

- Suhu Operasi relatif lebih tinggi.
- Tekanannya relatif tinggi.

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 Cl₂ 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.

Kelebihan dari proses Klorinasi Etan yaitu :

- Prosesnya bias di jalankan dengan 3 cara yaitu, Termal, Fotokimia, dan Katalik.

Kekurangan dari proses Klorinasi Etan yaitu :

- Suhu operasi sangat tinggi.
- Konversinya hanya mencapai 78%.

1.3.2 Tinjauan Proses Yang Dipakai

Dalam pembuatan etil klorid ini digunakan proses Hidroklorinasi Alkohol dengan bahan baku etil alkohol dan asam klorid dengan katalis *zirconium oxide* yang direaksikan dalam Reaktor FixedBed Multitube pada kondisi operasi yang optimal dengan suhu 145°C , tekanan 2.04 atm, perbandingan molar $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH} : \text{HCl} = 1 : 1$

(Reff. Kirk Othmer)



BAB II

PERANCANGAN PRODUK

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

2.1 Spesifikasi Bahan Baku

2.1.1 Sifat-Sifat Bahan Baku

1) *Ethyl Alcohol*

Rumus molekul : C_2H_5OH

Berat molekul : 46

Fase : Cair

Titik didih : $78,5\text{ }^{\circ}C$

Titik lebur : $-117,3\text{ }^{\circ}C$

Spesifik gravity : 0,789 ; pada suhu $20\text{ }^{\circ}C$

Kemurnian : 96,5 %

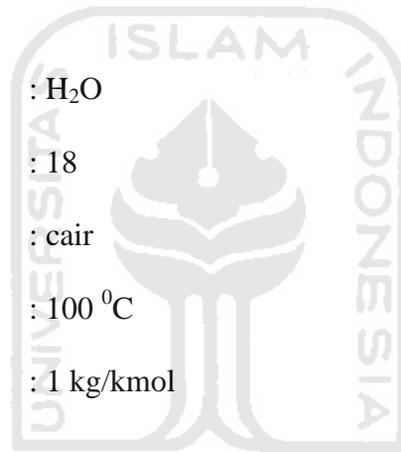
Kelarutan : larut sempurna dalam H_2O

2) *Hydrogen Chloride*

Rumus molekul	: HCl
Berat molekul	: 36,5
Fase	: cair (larutan HCl dalam H ₂ O)
Titik didih	: 110 °C
Titik lebur	: -27,32 °C
Kemurnian	: 32 %
Kelarutan	: larut dalam air (82,3 bag/100 bag air)

3) Air

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



2.1.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

Katalisator

Nama katalis	: Zirkonium Oksida
Bentuk	: Butiran (Smooth Uniform Spheres)
Diameter	: 0,003175 m
Panjang	: 0,003175 m
Densitas, ρ	: 5,490 kg/m ³

2.2 Spesifikasi Produk

Ethyl Chloride

Rumus molekul	: C_2H_5Cl
Berat molekul	: 64,5
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 ₂ 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 Etil alkohol yang diperoleh dari PT. Kebakramat, Karanganyar, Jawa Tengah dan Asam Klorid yang diperoleh dari PT. Industri Soda Indonesia, Sidoharjo, Jawa Timur sebagai produsen Asam Kloride 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 data pengendalian yang berpusat di *control room*

dilakukan dengan cara *automatic* dengan menggunakan beberapa *controller*. Apabila terjadi penyimpangan pada alat kontrol dari yang telah ditetapkan baik itu *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, maupun suhu operasi, maka secara otomatis *controller* akan mengambil tindakan untuk memperbaiki penyimpangan tersebut.

Beberapa kontrol yang dijalankan yaitu :

- a) Kontrol terhadap tinggi cairan dalam tangki (*level control*)
- b) Kontrol terhadap aliran bahan baku dan produk (*Flow Rate*)
- c) Kontrol terhadap kondisi operasi (*Temperature control*)

Alat kontrol yang dipakai diset atau dikondisikan pada kondisi tertentu

a) *Level Control*

Merupakan alat yang ditempatkan atau dipasang pada bagian atas tangki, jika belum memenuhi atau melebihi batas yang diinginkan maka akan timbul isyarat yang berupa suara dan nyala lampu kemudian *controller* akan mengambil tindakan memperbesar aliran keluar tangki jika cairan melebihi batas, dan sebaliknya.

b) *Flow Rate Control*

Jika terjadi penyimpangan pada set aliran bahan baku, maka akan timbul isyarat yang berupa suara dan nyala lampu kemudian *controller* akan mengambil tindakan memperbesar aliran bahan baku atau memperkecil aliran bahan baku sampai aliran bahan baku sudah memenuhi syarat.

c) *Temperature Control*

Jika terjadi penyimpangan pada set suhu yang telah ditetapkan, maka akan timbul isyarat yang berupa suara dan nyala lampu kemudian *controller* akan mengambil tindakan memperbesar aliran steam jika suhu yang keluar dari alat belum memenuhi syarat, dan sebaliknya.



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* 96,5 % diumpankan dalam bentuk cair pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. *Hydrogen Chloride* 32 % diumpankan dalam bentuk cair pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm.

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

Cairan *hydrogen chloride* dari tangki penyimpanan (T-01) pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm dipompa dengan pompa jenis sentrifugal (P-01) hingga tekanan *hydrogen chloride* menjadi 2,04 atm. Untuk mendapatkan *hydrogen chloride* gas, maka *hydrogen chloride* cair kemudian diuapkan dengan vaporizer (V-01) dengan anggapan bahwa 90 % cairan menguap dan 10 % masih tetap dalam fase cair.

Cairan *ethyl alcohol* dari tangki penyimpanan (T-02) pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm, dengan cara yang sama diuapkan setelah terlebih dahulu dipompa dengan pompa centrifugal (P-02) hingga tekanan 2,04 atm, dan kemudian diuapkan dengan vaporizer (V-02) dengan anggapan bahwa 90 % cairan menguap dan 10 % masih tetap dalam fase cair. Gas *hydrogen chloride* dipisahkan dari cairannya pada separator (SP-01), demikian juga gas *ethyl alcohol* pada separator (SP-02), bagian cairan kemudian direcycle dan masuk kembali ke dalam vaporizer.

Gas *hydrogen chloride* dan *ethyl alcohol* masing-masing dipanaskan dalam (HE-01) dan (HE-02) untuk mendapatkan kondisi yang sesuai dengan yang diinginkan di reactor, yaitu suhu 145 °C dan tekanan 2,04 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 *Hydrogen Chloride* dengan *Ethyl Alcohol* 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 143 °C, maka sebelum masuk menara scrubber perlu didinginkan dahulu pada cooler (CL-01) dengan medium pendingin air sampai didapat suhu 32 °C kemudian diumpankan ke dalam menara scrubber (MS), untuk diserap *ethyl alcohol* dan *hydrogen chloride*. Hasil atas dari menara scrubber (MS) berupa *ethyl chloride*, H₂O dan sedikit *ethyl alcohol*, yang kemudian diumpankan ke dalam *condenser* pada suhu 32 °C dan tekanan 1 atm, sehingga diperlukan *expansion valve* untuk menurunkan tekanan menjadi 1 atm. 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 sedikit *ethyl alcohol*. Terdapat sebagai hasil bawah *decanter* sebagai *heavy liquid*. *Ethyl chloride* disimpan dalam tangki pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm.

3.2 Metode Perancangan

Setting perencanaan pendirian pabrik *Ethyl Chloride* dari *Ethyl Alcohol* dan *Hydrogen Chloride* sebesar 50.000 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 50.000 ton/tahun disajikan dalam table berikut :

Tabel 3.2.1 (a) : Neraca Massa Overall

Komponen	Umpan Masuk (kg/jam)	Umpan Keluar Scrubber (kg/jam)	Umpan Keluar (kg/jam)
C ₂ H ₅ OH	4571,302	0	91,426
H ₂ O	7948,457	8323,104	1378,347
HCl	3627,229	72,543	0
C ₂ H ₅ Cl	0	0	6281,566
Jumlah	16146,990	8395,648	7751,39
Total Keseluruhan =			8395,648+7751,39=
			16146,990

Tabel 3.2.1 (b) : Neraca Massa Reaktor

Komponen	Umpan Masuk (kg/jam)	Umpan Keluar (kg/jam)
C ₂ H ₅ OH	4571,302	91,426
H ₂ O	7948,457	9701,452
HCl	3627,229	72,544
C ₂ H ₅ Cl	0	6281,566
Jumlah	16146,99	16146,99

Tabel 3.2.1 (c) : Neraca Massa Separator - 01

Komponen	Umpan Masuk (kg/jam)	10 % di recycle kembali	Umpan Keluar (kg/jam)
HCl	4030,254	403,025	3627,229
H ₂ O	8831,618	883,161	7948,456
Jumlah	12861,872	1286,187	11575,685
		Total Keseluruhan =	1286,187+11575,685=
			12861,872

Tabel 3.2.1 (d) : Neraca Massa Vaporizer-01

Komponen	Umpan Masuk (kg/jam)	Umpan Keluar (kg/jam)
HCl	4030,254	4030,254
H ₂ O	8831,618	8831,618
Jumlah	12861,872	12861,872

Tabel 3.2.1 (e) : Neraca Massa Separator-02

Komponen	Umpan Masuk (kg/jam)	10 % di recycle kembali	Umpan Keluar (kg/jam)
C ₂ H ₅ OH	5079,224	507,922	4571,302
H ₂ O	8831,618	883,161	7948,456

Jumlah	13910,843	1391,084	12062,628
		Total Keseluruhan =	1391,084+12062,628=
			13910,843

Tabel 3.2.1 (f) :Neraca Massa Vaporizer-02

Komponen	Umpan Masuk (kg/jam)	Umpan Keluar (kg/jam)
C ₂ H ₅ OH	5079,224	5079,224
H ₂ O	8831,618	8831,618
Jumlah	13910,843	13910,843

Tabel 3.2.1 (g) :Neraca Massa Menara Scruber

Komponen	Umpan Masuk (kg/jam)	Umpan Keluar (kg/jam)
C ₂ H ₅ OH	91,426	91,426
HCl	72,544	72,544
H ₂ O	9701,451	9701,451
C ₂ H ₅ Cl	6281,565	6281,565
Jumlah	16146,987	16146,987

Tabel 3.2.1 (h) : Neraca Massa Decanter

Komponen	Umpan Masuk (kg/jam)	Umpan Keluar (kg/jam)
C ₂ H ₅ OH	91,426	91,426
H ₂ O	1378,347	1378,347
C ₂ H ₅ Cl	6281,565	6281,565
Jumlah	7751,338	7751,338

3.2.2 Neraca Panas

Setting neraca panas pada pabrik *Ethyl Chloride* dari *Ethyl Alcohol* dan *Hydrogen Chloride* sebesar 50.000 ton/tahun disajikan dalam table berikut.

Tabel 3.2.2 (a) : Neraca Panas Reaktor

Komponen	Panas Masuk (Kkal/jam)	Panas Keluar (Kkal/jam)
C ₂ H ₅ OH	3.442.740,9137	68.405,4250
HCl	1.212.910,3759	24.162,3503
H ₂ O	6.317.227,9291	7.678.418,5304
C ₂ H ₅ Cl	-	3.186.253,4968
Panas Reaksi	12.410.032,3200	-
Pendingin	-	12.425.671,7362
Total	23.382.911,5387	23.382.911,5387

Tabel 3.2.2 (b) : Neraca Panas Scruber

Komponen	Panas Masuk (Kkal/jam)	Panas Keluar (Kkal/jam)
C ₂ H ₅ OH	40.697,3625	40.697,3625
HCl	17.629,8712	17.629,8712
H ₂ O	5.914.748,6735	5.917.424,5825
C ₂ H ₅ Cl	1.928.647,2700	1.928.647,2700
Jumlah	7.901.723,1772	7.901.723,1772

Tabel 3.2.2 (c) : Neraca Panas Vaporizer-01

Komponen	Panas Masuk (Kkal/jam)	Panas Keluar (Kkal/jam)
HCl	1.105.584,9305	1.326.047,6173
H ₂ O	5.685.355,3989	6.900.709,2224
Beban Panas	2.166.055,6391	-
Panas Penguapan	-	730.239,1
Total	8.956.995,9685	8.956.995,9685

Tabel 3.2.2 (d) : Neraca Panas Vaporizer-02

Komponen	Panas Masuk (Kkal/jam)	Panas Keluar (Kkal/jam)
C ₂ H ₅ OH	274.372,8877	3.048.587,6406
H ₂ O	607.788,5843	6.077.885,8433

Beban Panas	9.256.615,0324	-
Panas Penguapan	-	1.012.303
Total	10.138.776,5044	10.138.776,5044

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

Komponen	Panas Masuk (Kkal/jam)	Panas Keluar (Kkal/jam)
HCl	1.193.442,8555	1.212.910,3759
H ₂ O	6.210.638,3002	6.317.227,9291
Panas Reaksi	-	7.530.138,3050
Pemanas	126.057,1493	-
Total	7.530.138,3050	7.530.138,3050

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

Komponen	Panas Masuk (Kkal/jam)	Panas Keluar (Kkal/jam)
C ₂ H ₅ OH	2.469.355,9889	3.904.917,0912
H ₂ O	5.470.097,2590	6.317.227,9291
Panas Reaksi	-	10.222.145,0203
Pemanas	2.282.691,7724	-
Total	10.222.145,0203	10.222.145,0203

Tabel 3.2.2 (g) : Neraca Panas Cooler-01

Komponen	Panas Masuk (Kkal/jam)	Panas Keluar (Kkal/jam)
C ₂ H ₅ Cl	3.186.253,4968	2.215.850,7304
C ₂ H ₅ OH	68.405,4250	47.038,2491
H ₂ O	7.678.418,5304	6.055.949,4156
HCl	24.162,3503	19.260,3307
Panas Reaksi	10.957.239,8025	-
Pendingin	-	2.619.141,0767
Total	10.957.239,8025	10.957.239,8025

Tabel 3.2.2 (h) : Neraca Panas Cooler-02

Komponen	Panas Masuk (Kkal/jam)	Panas Keluar (Kkal/jam)
C ₂ H ₅ Cl	2.215.850,7304	1.928.647,2700
C ₂ H ₅ OH	47.038,2491	40.697,3625
H ₂ O	6.055.949,4156	5.524.942,6817
HCl	19.260,3307	17.629,8712
Panas Reaksi	8.338.098,7258	-
Pendingin	-	826.181,5404
Total	8.338.098,7258	8.338.098,7258

Tabel 3.2.2 (k) : Neraca Panas Decanter

Komponen	Panas Masuk (Kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
C ₂ H ₅ OH	40.697,3625	40.261,0413
H ₂ O	784.963,8016	779.611,9836
C ₂ H ₅ Cl	1.928.647,2700	1.908.893,8251
Q loss	-	25.541,5841
Jumlah	2.754.308,4340	2.754.308,4340

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 : FixedBed *Multitube*

Kondisi Operasi

- Tekanan operasi : 2,04 atm
- Suhu operasi : 143 - 145⁰C
- Konversi *ethyl chloride* : 98 %
- *Adiabatic non isothermal*

Dimensi Reaktor

- *Shell*

Diameter : 0,9048 m

Tebal *shell* : 3/16 in

Jarak *baffle* : 0,22317 m

Bahan : *Stainless Steel SA-283 Grade C*

- *Head*

Jenis : *Flanged and Dished Head*

Tinggi : 0,221 m

Tebal head : 3/16 in

Bahan : *Stainless Steel SA-283 Grade C*

- *Tubes*

Jumlah : 650 buah

Susunan : *Triangular Pitch*

Jenis : *Stainless Steel pipe IPS 1,38 in sch. No. 40*

Pitch : 1,3125 in

Clereance : 0,2625 in

Panjang : 7,5 m

- Tinggi reaktor : 7,9 m

Harga : US \$ 19.190,36

2) Separator 01 (SP-01)

Tugas : Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk dalam vaporizer 01 (V-01) pada suhu $138,4^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 2,04 atm.

Tipe : *Vertical drum separator*

Kondisi Operasi

- Suhu operasi : $138,4^{\circ}\text{C}$
- Tekanan operasi : 2,04 atm

Dimensi Separator

- Diameter : 1,218 m
- Tinggi : 3,495 m
- Tebal dinding : 1/4 in
- Tebal *head* : 5/16 in
- Bahan : *Carbon Steel SA 283 grade C*
- Jumlah : 1

Harga : US \$ 10.381,43

3) Separator 02 (SP-02)

Tugas : Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk dalam vaporizer 02 (VP-02) pada suhu $92,2^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 2,04 atm.

Tipe : *Vertical drum separator*

Kondisi Operasi

- Suhu operasi : $92,2^{\circ}\text{C}$
- Tekanan operasi : 2,04 atm

Dimensi Separator

- Diameter : 1,191 m
- Tinggi : 3,623 m
- Tebal dinding : 1/4 in
- Tebal head : 5/16 in
- Bahan : *Carbon Steel SA 283 grade C*
- Jumlah : 1

Harga : US \$ 10.883,59

4) *Vaporizer 01 (VP-01)*

Tugas : Menguapkan bahan baku *hydrogen chloride* (HCl) dari tangki
01 (T-01)

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Luas transfer panas : 202.191 ft²

Dimensi Vaporizer

➤ Shell side

- *Inside diameter shell (IDS)* : 13 1/4 in
- *Banyaknya tube (Nt)* : 82 buah
- *Passes shell* : 1
- *Passes tube* : 2
- *Susunan tube* : *Triangular pitch*
- *Diameter ekivalen shell* : 0,72 in
- *Baffle spacing (B)* : 10 in

➤ Tube side

- *Out side diameter (ODS)* : 0,75 in
- *BWG* : 16
- *Tube picth (Pt)* : 1 in
- *Inside diameter (ID)* : 0,62 in
- *Flow area (ao)* : 0,302 in²
- *Panjang tube (l)* : 14 ft

Harga : US \$ 13.377,78

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

Tugas : Menguapkan bahan baku *ethyl alcohol* (C₂H₅OH) dari tangki
02(T-02)

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Luas transfer panas : 262.317 ft²

Dimensi Vaporizer

➤ Shell side

- *Inside diameter shell (IDS)* : 12 in
- *Banyaknya tube (Nt)* : 106 buah
- *Passes shell* : 1
- *Passes tube* : 2
- *Susunan tube* : *Triangular picth*
- *Diameter ekivalen shell* : 0,72 in
- *Baffle spacing* : 10 in

➤ Tube side

- Diameter luar : 0,75 in
- BWG : 16
- Diameter dalam : 0,620 in
- Tube pitch (Pt) : 1
- Flow area (ao) : 0,302 in²
- Panjang tube (l) : 14 ft

Harga : US \$ 15.639,46

6) Scrubber (SC)

- Tugas : Memisahkan *ethyl alcohol* 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 : 32⁰C
- Tekanan : 2,04 atm

Dimensi Menara *Schruber*

- Tinggi *Packing* : 2,363 m
- Diameter menara : 1,033 m
- Tinggi menara : 2,880 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 \$ 15.027,84

7) *Decanter (DC)*

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

Tipe : *Vertikal Drum Decanter*

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30^oC
- Bahan Dekanter : *Stainless Steel SA 240, Grade C*

Dimensi Decanter

- Diameter : 1,104 m
- Tinggi : 2,209 m
- Diameter pipa pemasukan : 0,054 m
- Volume decanter total : 1,66483 m³
- Volume cairan : 1,66477 m³
- Bentuk *head* : *Torispherical*

▪ Tebal *head* : 3/16 in

▪ Tebal *shell* : 3/16 in

Harga : US \$ 12.383,21

8) **Tangki Penyimpan HCl 32 % (T-01)**

Tugas : Menyimpan bahan baku HCl 32 % pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm

Tipe : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 3 buah

Kondisi Penyimpanan

▪ Suhu : 30⁰C

▪ Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki

▪ Bahan : *Carbon Steel SA – 285 Grade C*

▪ Diameter : 10,67 m

▪ Tinggi : 14,22 m

▪ Tebal *shell* : 1/4 in

▪ Tebal *head* : 3/4 in

Harga : US \$ 44.160,74

9) **Tangki Penyimpan C₂H₅OH 96,5 % (T-02)**

Tugas : Menyimpan bahan baku C₂H₅OH 96,5% pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm

Tipe : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 3 buah

Kondisi Penyimpanan

- Suhu : 30⁰C
- Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki

- Bahan : *Carbon Steel SA – 285 Grade C*
- Diameter : 11,17 m
- Tinggi : 14,89 m
- Tebal *shell* : 1/4 in
- Tebal *head* : 7/16 in

Harga : US \$ 26.240,70

10) Tangki Penyimpan C₂H₅Cl 99 % (T-03)

Tugas : Menyimpan C₂H₅Cl pada suhu 30⁰C dan tekanan 5 atm

Tipe : Tangki Silinder Horizontal

Jumlah : 5 buah

Kondisi Penyimpanan

- Suhu : 30⁰C
- Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki

- Bahan : *Carbon Steel SA – 285 Grade C*
- Diameter : 7,87 m
- Tinggi : 10,49 m
- Tebal *shell* : 5/16 in
- Tebal *head* : 3/8 in

Harga : US \$ 42.667,46

11) Pompa-01 (P-01)

Tugas : Memompakan HCl 32% dari produsen menuju Tangki – 01
dengan kecepatan umpan 15.000 kg/jam

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran Pipa

- Diameter Luar : 1,32 in
- Diameter Dalam : 1,049 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0,864 in²
- NPS : 1 in

Motor : 0,13 Hp
Jenis motor : Induksi 3 fase
Harga : US \$ 761,70

12) Pompa-02 (P-02)

Tugas : Memompakan C_2H_5OH 96,5% dari produsen menuju Tangki –
02 dengan kecepatan umpan 15.000 kg/jam

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran Pipa

- Diameter Luar : 1,32 in
- Diameter Dalam : 1,049 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0,864 in²
- NPS : 1 in

Motor : 0,13 Hp

Jenis Motor : Induksi 3 fase

Harga : US \$ 834,41

13) Pompa-03 (P-03)

Tugas : Memompakan HCl 32% dari Tangki – 01 menuju *Vaporizer* – 01 dengan kecepatan umpan 11.335,0907 kg/jam

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran Pipa

- Diameter Luar : 2,88 in
- Diameter Dalam : 2,469 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 4,79 in²
- NPS : 2,5 in

Motor : 3,43 Hp

Jenis Motor : Induksi 3 fase

Harga : US \$ 818,13

14) Pompa-04 (P-04)

Tugas : Memompakan C₂H₅OH 96,5% dari Tangki – 02 menuju *Vaporizer* – 02 dengan kecepatan umpan 4.811,8972 kg/jam

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 buah

Bahan Pipa: *Commercial Steel*

Ukuran Pipa

▪ Diameter Luar	: 1,9 in
▪ Diameter Dalam	: 1,61 in
▪ <i>Schedule Number</i>	: 40
▪ Luas Penampang	: 2,04 in ²
▪ NPS	: 1,5 in
Motor	: 2,3122 Hp
Jenis Motor	: Induksi 3 fase
Harga	: US \$ 834,57

15) Pompa-05 (P-05)

Tugas	: Memompakan bahan buangan dari Decanter menuju UPL dengan kecepatan umpan 1.438,2074 kg/jam
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	: 1 buah
Bahan Pipa	: <i>Commercial Steel</i>
Ukuran Pipa	
▪ Diameter Luar	: 1,05 in
▪ Diameter Dalam	: 0,824 in
▪ <i>Schedule Number</i>	: 40
▪ Luas Penampang	: 0,534 in ²
▪ NPS	: 0,75 in
Motor	: 0,9288 Hp

Jenis Motor : Induksi 3 fase

Harga : US \$ 818,13

16) Pompa-06 (P-06)

Tugas : Memompakan bahan dari *Decanter* menuju Tangki
Penyimpanan dengan kecepatan umpan 6.313,1313 kg/jam

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran Pipa

- Diameter Luar : 2,38 in
- Diameter Dalam : 2,067 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 3,35 in²
- NPS : 2 in

Motor : 6,8126 Hp

Jenis Motor: Induksi 3 fase

Harga : US \$ 761,70

17) Pompa-07 (P-07)

Tugas : Memompakan hasil produk dari Tangki menuju konsumen dengan kecepatan umpan 6.313,1313 kg/jam

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran Pipa

- Diameter Luar : 2,38 in
- Diameter Dalam : 2,067 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 3,35 in²
- NPS : 2 in

Motor : 1,9932 Hp

Jenis Motor : Induksi 3 fase

Harga : US \$ 818,13

18) Pompa-08 (P-08)

Tugas : Memompakan air menuju Scruber dengan kecepatan umpan 689,1735 kg/jam

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Commercial Steel*

Ukuran Pipa

- Diameter Luar : 1,05 in
- Diameter Dalam : 0,824 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0,534 in²
- NPS : 0,75 in

Motor : 0,92 Hp

Jenis Motor : Induksi 3 fase

Harga : US \$ 818,13

19) Heater - 01(HE – 01)

Tugas : Memanaskan bahan dari Separator SP-01 sebagai umpan Reaktor dari suhu 138,4 °C menjadi 145 °C

Jenis : *Double Pipe Exchanger*

Jumlah : 1 (satu) buah

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 316 grade C*

Beban panas : 114.178,8398 Btu/jam

Luas transf panas : 46,3753 ft²

Fouling *factor* : 0,0216

Dimensi HE-01

Outer pipe

- IPS : 4 in
- Diameter dalam : 4,0260 in.
- Diameter luar : 4,5 in.
- *Fluida* : *steam*

Inner pipe

- Diameter luar : 3,5 in.
- Diameter dalam : 3,0680 in.
- Panjang hairpin : 10,8 ft.
- *Fluida* : gas umpan (HCl)

Pemanas : *steam*

Keb. Pemanas : 127,5884 lb/jam.

Harga : US \$ 14.083,50

20) Heater – 02 (HE-02)

Tugas : Memanaskan bahan dari Separator SP-02 sebagai umpan Reaktor dari suhu 92,2 °C menjadi 145 °C.

Jenis : *Double Pipe Exchanger*

Jumlah : 1 (satu) buah.

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 316 grade C*

Beban panas : 1.176.252,0051 btu/jam

Luas transf. panas : 154,8798 ft²

Fouling factor : 0,0216

Dimensi HE-02

Outer pipe

- IPS : 4 in
- Diameter dalam : 4,0260 in
- Diameter luar : 4,5 in
- Fluida : *steam*

Inner pipe

- Diameter luar : 3,5 in
- Diameter dalam : 3,0680 in
- Panjang *hairpin* : 10,8 ft
- *Fluida* : gas umpan (C₂H₅OH)

Pemanas : *steam*

Keb. Pemanas : 1.314,3949 lb/jam.

Harga : US \$ 12.638,61

21) Cooler– 01 (CL-01)

Tugas : Mendinginkan hasil Reaktor sebagai umpan Cooler 02 dari suhu 143,3 °C menjadi 60 °C.

Jenis : *Shell and Tube*

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 316 grade C*

Jumlah : 1 (satu) buah.

Beban panas : 1.731.028,2652 btu/jam

Luas transf. panas : 700,3469 ft²

Dimensi

Dimensi CL-01

Shell

- Diameter : 19,2 in.
- Pass : 1
- L : 12 ft
- Fluida : *etil klorid*

Tubes

- Diameter : 0,75 in
- Pitch : 0,9375 in *triangular pitch*
- Nt : 282 buah
- BWG : 16

Pendingin : *down threm A*

Keb. pendingin : 91.598,4901 kg/jam

Bahan : *Stainless Steel SA 316 grade C*

Harga : US \$ 14.738,37

22) Cooler-02 (CL-02)

Tugas : Mendinginkan hasil Cooler 01 menuju scrubber dari suhu 60⁰C menjadi 32⁰C

Jenis : *Sheel and Tube*

Jumlah : 1 (satu) buah.

Beban panas : 581.273,4024 btu/jam

Luas transf. panas : 1.313,4182 ft²

Dimensi

Shell

- Diameter : 12 in.
- Pass : 1
- L : 12 ft
- Fluida : *etil klorid*

Tubes

- Diameter : 0,75 in
- Pitch : 0,9375 in *triangular pitch*
- Nt : 559 buah
- BWG : 16

Pendingin : *down threm A*

Keb. pendingin : 123.033,8454 kg/jam

Bahan : *Stainless Steel SA 316 grade C*

Harga : US \$ 14.493,12

23) *Condensor*

Tugas : Mengembunkan gas yang keluar dari Scruber pada suhu 32 °C
ke decanter manjadi 30 °C

Jenis : *Shell and tube*

Tipe HE : 1 – 2

Jumlah : 1 (satu) buah

Beban panas : 773.283,0655 btu/jam

Luas transf. panas : 1.691,0491 ft²

Fouling *factor* : 0,19

Dimensi Condensor

Shell

- Diameter dalam : 17 1/4 in.
- Jarak *baffle* : 10 in.

Tubes

- Diameter luar : 0,75 in.
- Diameter dalam : 0,583 in.
- *Pitch* : 1 in *square pitch*.
- Panjang : 14 ft.
- Jumlah pipa : 630 buah

Pendingin : air

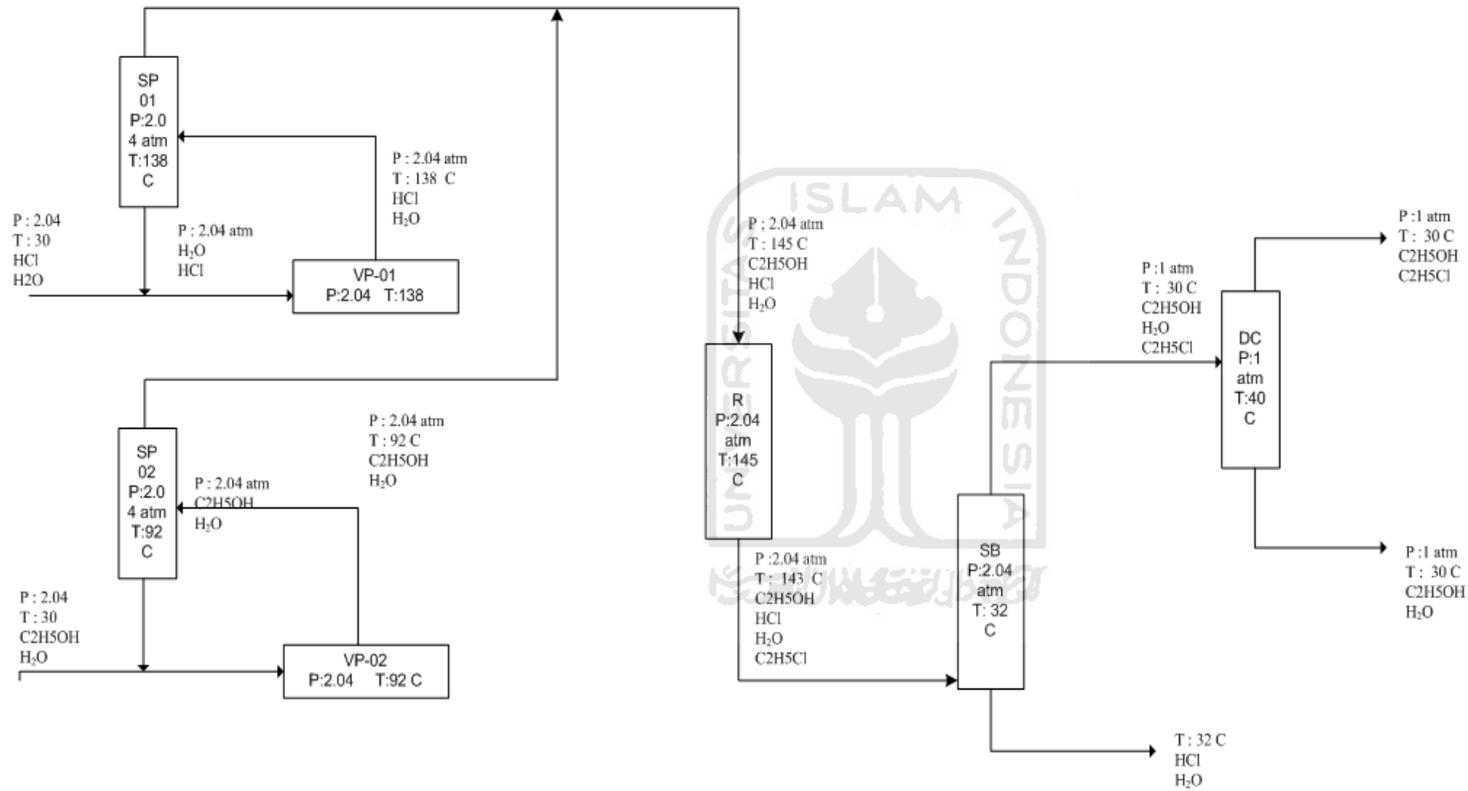
Keb. Pendingin : 12.960,8205 kg/jam.

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Harga : US \$ 12.073,74

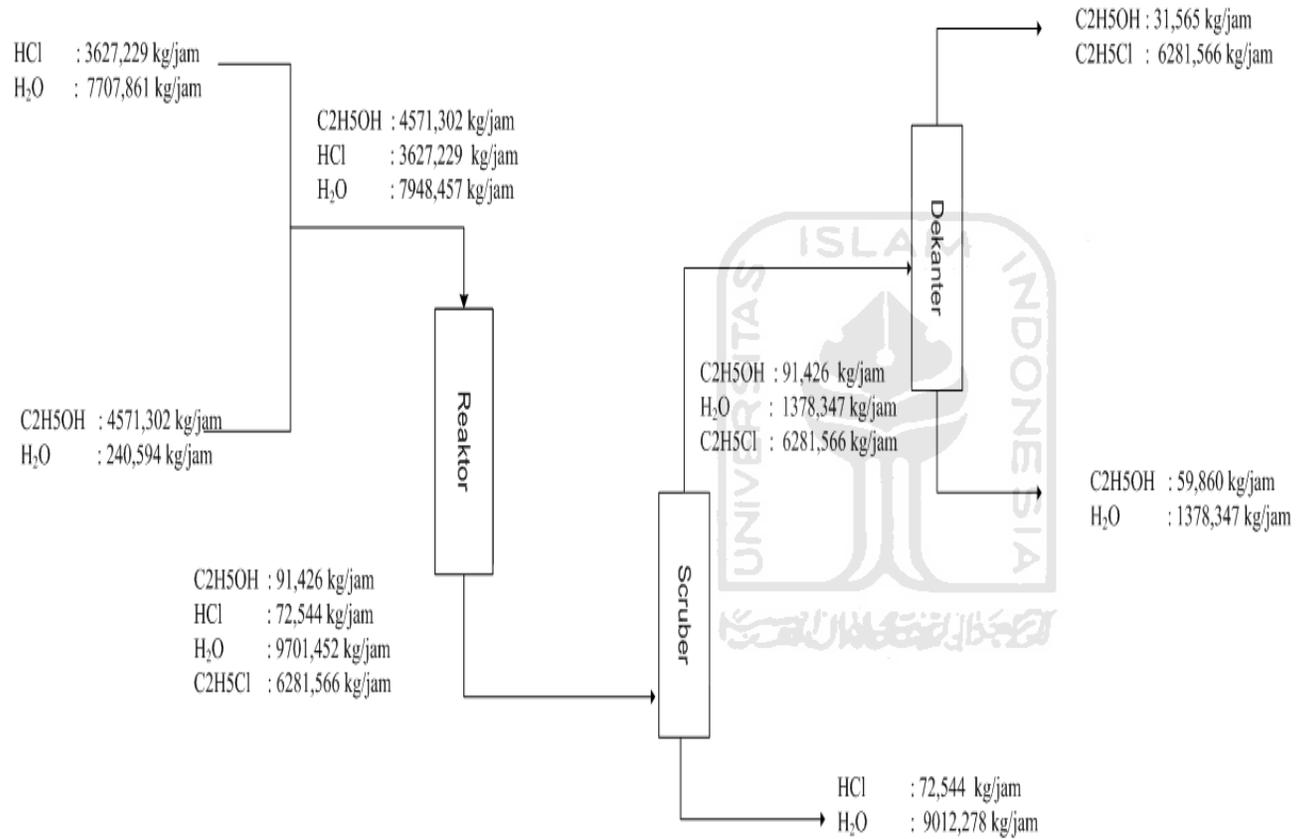
Sedangkan rencana proses perancangan Pabrik Etil Klorid dari Alkohol dan Hidrogen Klorid dengan kapasitas 50.000 ton/tahun disajikan pada gambar 3.1 (a) Diagram alir kualitatif dan gambar 3.1 (b) Diagram alir kuantitatif

FLOW DIAGRAM KUALITATAIF PABRIK ETIL KLORIDN DARI ETIL ALKOHOL DAN HIDROGEN KLORID
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN



Gambar 3.1 (a) Diagram Alir Kualitatif

FLOW DIAGRAM KUANTITATIF PABRIK ETIL KLORIDN DARI ETIL ALKOHOL DAN HIDROGEN KLORID
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN



Gambar 3.1 (b) Diagram Alir Kuantitatif

3.4 Perencanaan Produksi

3.4.1 Analisis Kebutuhan Bahan baku atau Pembantu

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 Sidoharjo, Jawa Timur.



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi dan tata letak pabrik merupakan salah satu tahapan yang penting dalam kegiatan perancangan pabrik. Kegiatan ini berusaha mengoptimalkan hubungan antara unsur-unsur pelaksana, aliran barang, informasi, dan tata cara yang diperlukan untuk mencapai kegiatan usaha secara ekonomis dan efisien.

Lokasi pabrik dapat mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan maupun penentuan kelangsungan usahanya. Penentuan lokasi pabrik yang tepat, ekonomis dan menguntungkan tidak semudah yang diperkirakan. Idealnya lokasi yang dipilih harus dapat memberikan keuntungan untuk jangka panjang dan dapat memberikan kemungkinan untuk memperluas dan memperbesar pabrik. Lokasi pabrik yang baik akan menentukan hal-hal sebagai berikut :

- Kemampuan melayani konsumen dan langganan yang memuaskan
- Kemudahan untuk mendapatkan tenaga kerja yang diperlukan oleh pabrik
- Kemampuan untuk mendapatkan bahan baku yang cukup, berkesinambungan dan harganya sampai di tempat rendah

- Kemungkinan untuk perluasan pabrik di masa yang akan datang, ditinjau dari segi keuntungan yang dicapai maupun areal tanah pabrik

Dalam menentukan lokasi pabrik ada beberapa faktor yang perlu diperhatikan (Coulson & Richardson, 1983) yaitu :

1. Wilayah pemasaran

Jawa Timur sebagai sentra industri dengan transportasi yang memadai cukup strategis bagi arus lalu lintas baik untuk kebutuhan domestik maupun untuk export maka pabrik ini didirikan dekat dengan daerah pemasaran

2. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku utama yaitu Etil Alkohol dan Hidrogen Klorid sudah tersedia di dalam negeri sehingga tidak perlu lagi diImpor.

3. Fasilitas transportasi

4. Ketersediaan tenaga kerja

Karena pabrik ini letaknya dekat dengan daerah yang sedang mengembangkan industrinya , maka penyediaan tenaga kerja (*Skilled maupun Unskilled Labour*) dapat terpenuhi.

5. Ketersediaan utilitas (air, listrik, bahan bakar)

Penyediaan tenaga listrik dipenuhi dari PLN, sedangkan air diperoleh dari sungai brantas karena letaknya dekat.

6. Ketersediaan tanah

Struktur tanah cukup baik dan ruang untuk perluasan proses di masa mendatang cukup besar.

7. Pembuangan dan penanganan limbah

Hal ini merupakan persoalan penting karena pabrik diharuskan tidak membuang sisa-sisa yang membahayakan kesehatan. Sisa-sisa buangan sebelum dibuang diolah dulu di unit pengolahan limbah dan buangan yang tidak berbahaya dan tidak terpakai tersebut dialirkan ke sungai yang letaknya dekat pabrik.

8. Kondisi sosial masyarakat dan fasilitas pabrik

Fasilitas-fasilitas untuk rekreasi pegawai dan keluarganya, sekolah-sekolah, tempat-tempat ibadah dan kesehatan cukup baik.

9. Iklim

Keadaan iklim / cuaca di daerah ini umumnya baik, tidak terjadi angin ribut, gempa bumi maupun banjir.

10. Pertimbangan politik dan strategis

Berdasarkan faktor-faktor tersebut di atas, maka lokasi pabrik *Ethyl Chloride* yang direncanakan ini dipilih di daerah Sidoharjo, Jawa Timur.

11. Undang-undang dan peraturan-peraturan

Faktor perundang-undangan setempat tidak merupakan persoalan karena letak pabrik ini di daerah yang memang telah disediakan oleh pemerintah daerah setempat khusus untuk pembangunan industri.

4.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan suatu pengaturan yang optimal dari fasilitas dalam pabrik. Tata letak yang sangat penting dalam mendapatkan efisiensi, keselamatan dan kelancaran dari para pekerja serta proses.

Dalam melakukan tata letak pabrik, tujuan yang hendak dicapai :

- a. Mempermudah arus masuk dan keluar area pabrik.
- b. Proses pengolahan bahan baku menjadi produk lebih efisien.
- c. Mempermudah penanggulangan bahaya yang mungkin terjadi seperti kebakaran, ledakan dan lain-lain.
- d. Mencegah terjadinya polusi.
- e. Mempermudah pemasangan, pemeliharaan dan perbaikan.
- f. Menekan biaya produksi serendah mungkin dengan hasil yang maksimum.

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

- a. Pabrik Etil klorid ini merupakan pabrik baru sehingga dalam menentukan *lay out* tidak dibatasi bangunan yang sudah ada.
- b. Untuk mengantisipasi bertambahnya produksi diperlukan areal perluasan pabrik yang tidak jauh dari proses yang lama.
- c. Faktor keamanan terutama bahaya kebakaran. Dalam perancangan *lay out* selalu diusahakan memisahkan sumber api dan sumber panas dari bahan yang mudah meledak. Unit-unit yang ada dikelompokkan agar memudahkan pengalokasian bahaya kebakaran yang mungkin terjadi.

- d. Sistem konstruksi yang direncanakan adalah *outdoor* untuk menekan biaya bangunan gedung, sedangkan jalannya proses dalam pabrik tidak dipengaruhi oleh perubahan musim.
- e. Fasilitas untuk karyawan seperti masjid, kantin, parkir dan sebagainya diletakkan strategis sehingga tidak mengganggu jalannya proses.
- f. Jarak antar pompa dan peralatan proses harus diperhitungkan agar tidak mengalami kesulitan dalam melakukan pemeliharaan dan perbaikan.
- g. Disediakan tempat untuk pembersihan alat agar tidak mengganggu peralatan lain.
- h. Jarak antar unit yang satu dengan yang lain diatur sehingga tidak saling mengganggu.
- i. Alat kontrol supaya diletakkan pada posisi yang mudah diawasi operator.
Secara garis besar *lay out* dapat dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu:
- j. Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol
Daerah administrasi / perkantoran merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.
- k. Daerah proses
Merupakan daerah tempat dimana alat-alat proses diletakkan dan tempat proses berlangsung.
- l. Daerah pergudangan umum, fasilitas karyawan, bengkel, dan garasi.

m. Daerah utilitas

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan listrik dipusatkan.

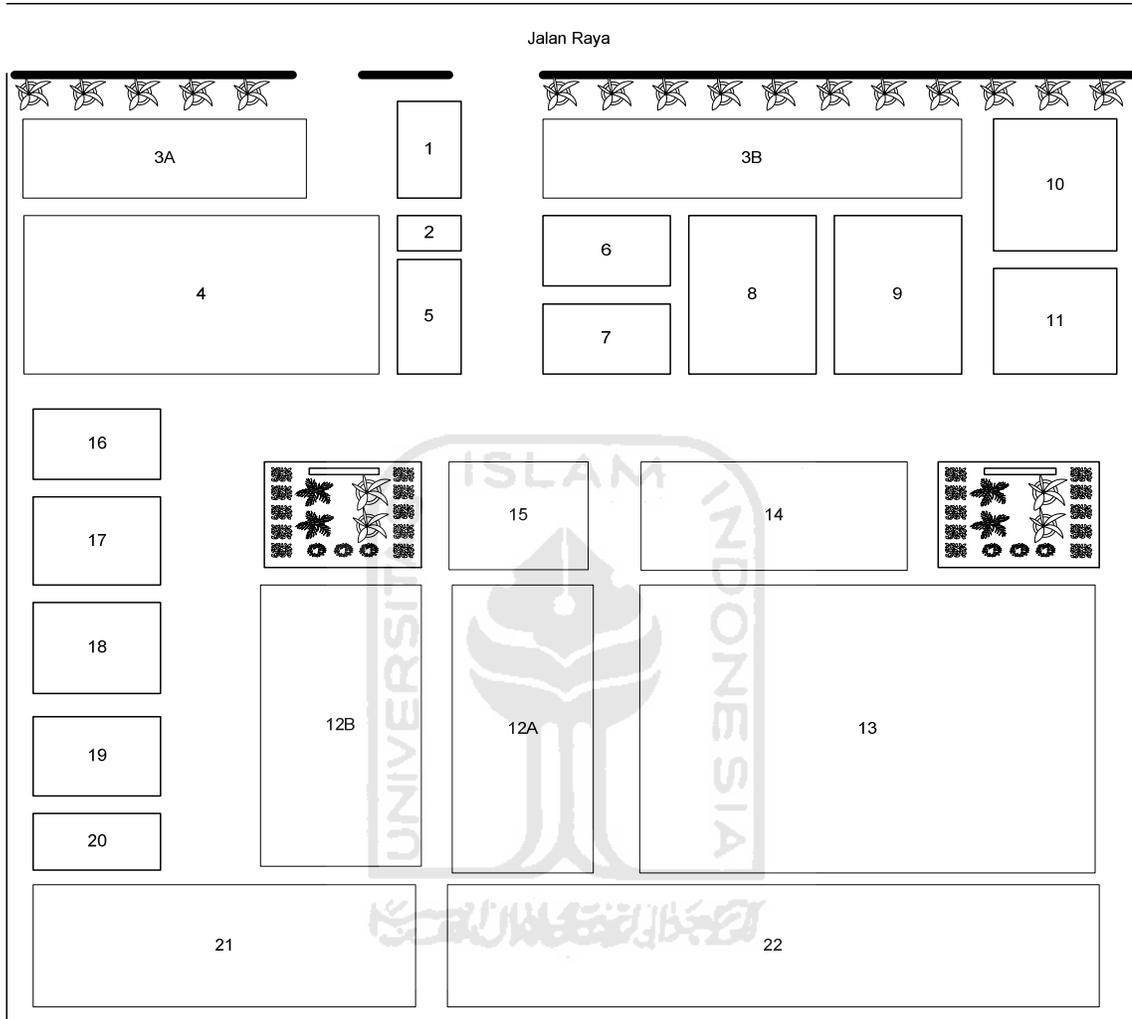
Bangunan-bangunan yang ada di lokasi pabrik adalah :

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 parker dan Taman

Susunan tata letak pabrik ini harus memungkinkan adanya distribusi bahan-bahan dengan baik, cepat, dan efisien. Pabrik Ethil Klorit akan didirikan di atas tanah seluas 10.979 m² yang meliputi :

- Bangunan pabrik dan perlengkapannya 4.600 m²
- Perkantoran, pabrik, dan bangunan penunjang 6.379 m²
- Areal perluasan 2.400 m²

LAY OUT PABRIK ETIL KLORID KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN



Skala 1 : 1500

Keterangan :

- | | |
|-------------------------------|----------------------------|
| 1. Pos Keamanan | 12A. Tangki Bahan Baku |
| 2. Ruang Tunggu | 12B. Tangki Produk |
| 3A. Area Parkir Tamu | 13. Area Proses |
| 3B. Area Parkir Truk | 14. Ruang Kontrol |
| 4. Kantor Pusat Pabrik | 15. Laboratorium |
| 5. Ruang Timbang Truk | 16. Gudang Alat |
| 6. Koperasi Karyawan | 17. Bengkel |
| 7. Klinik | 18. Pemadam Kebakaran |
| 8. Kantor Teknik dan Produksi | 19. Gudang Bahan Kimia |
| 9. Aula | 20. Ruang Kontrol Utilitas |
| 10. Mushalla | 21. Utilitas |
| 11. Kantin | 22. Area Perluasan |



Gambar 4.1 Lay Out Pabrik

4.3. Tata Letak Mesin / Alat Proses

Dalam merancang *lay out* peralatan proses pada Pabrik Ethil Klorit ini ada beberapa hal yang perlu diperhatikan yaitu :

a. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan yang ekonomis dan menunjang kelancaran serta keamanan produksi. Perlu diperhatikan elevasi dari pipa, untuk pipa diatas tanah perlu dipasang pada ketinggian 3 meter atau lebih sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas pekerja.

b. Aliran udara

Aliran udara didalam dan sekitar area proses sangat penting untuk diperhatikan guna menghindari stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan penumpukan atau akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Disamping itu perlu diperhatikan arah hembusan angin.

c. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai dan pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi perlu diberikan penerangan tambahan.

d. Lalu lintas pekerja

Kelancaran lalu lintas pekerja yang baik ditandai dengan keleluasaan para pekerja untuk mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah, hal ini memudahkan bila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Disamping itu merupakan fungsi keamanan.

e. Pertimbangan ekonomi

Prinsip ekonomi mengacu pada penekanan biaya operasi terhadap tata letak peralatan pabrik, sehingga proses penyusunan *lay out* pabrik perlu dilakukan secara strategis dan optimal.

f. Jarak antar alat proses

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

g. *Maintenance*

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

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

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

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

a) *Over head* 1 x 1 tahun

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

b) *Repairing*

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

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* :

- Umur alat

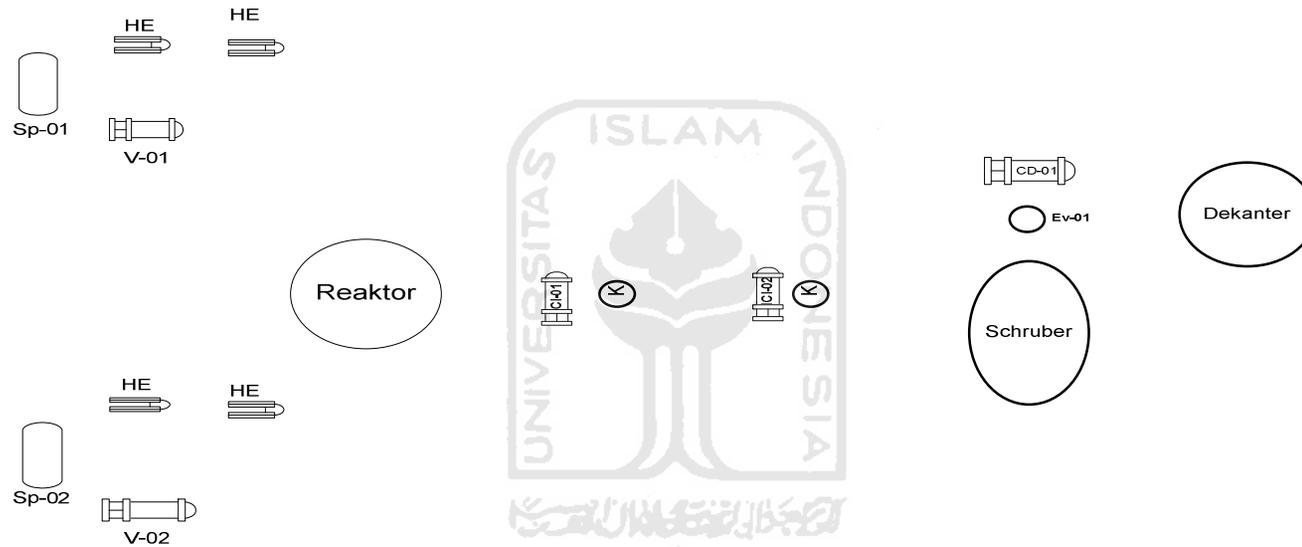
Semakin tua umur alat maka semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

- Bahan baku

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



LAY OUT ALAT ETIL KLORID KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN



Gambar 4.2 Lay out

Skala 1:400

4.4. Pelayanan Teknik (Utilitas)

Unit utilitas merupakan unit pendukung dalam penyediaan air, *steam*, listrik, dan bahan bakar. Keberadaan unit ini sangat penting dan harus ada.

4.4.1 Unit Pengadaan dan Pengolahan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sungai, air sumur, air danau, maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancangan pabrik Etil Klorid ini air yang digunakan berasal dari Sungai Berantras.

Adapun air yang digunakan meliputi air pendingin, air umpan boiler, air sanitasi dan air untuk kebutuhan yang lainnya.

A. Air pendingin

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

- Air mudah diperoleh dalam jumlah yang besar
- Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya
- Dapat menyerap panas yang tinggi persatuan *volume*
- Tidak mudah menyusut secara berarti dengan adanya perubahan temperatur dingin.

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

- *Phosphat*, untuk mencegah timbulnya kerak
- Klorin, membunuh mikroorganisme
- Zat dispersan, mencegah terjadinya penggumpalan

B. Air umpan *Boiler*

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

- Zat yang menyebabkan korosi

Korosi disebabkan karena air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_3 , H_2S yang masuk ke badan air.

- Zat yang menyebabkan kerak

Pembentukan kerak disebabkan karena suhu tinggi dan kesadahan yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat. Dan biasanya air yang diperoleh dari proses pemanasan bisa menyebabkan kerak pada *boiler* karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat-zat yang tidak larut dalam jumlah besar.

Adapun unit pengolahan air umpan *boiler*, meliputi:

a) Unit *Demineralisasi* Air

Untuk umpan ketel (boiler) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , SO_4^{2-} , Cl^- dan lain-lain dengan menggunakan resin yang sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm.

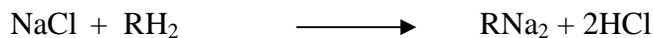
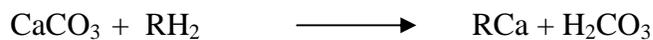
Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut :

1. *Kation Exchanger*

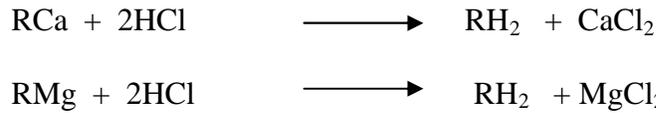
Kation exchanger ini berisi resin pengganti kation yaitu RH_2 atau Zeolit. Resin dipakai untuk mengikat garam Ca dan Mg yang dapat menyebabkan terbentuknya kerak dalam ketel uap yang dapat menurunkan efisiensi dari ketel.

Mekanisme reaksi yang terjadi di Kation exchanger adalah:

Reaksi :



Proses regenerasi dengan HCl pada dasarnya Ion Na^+ dari NaCl dapat menggantikan ion Ca dan Mg yang dapat terikat dengan resin melalui mekanisme reaksi yang terjadi sebagai berikut :



2. Anion Exchanger

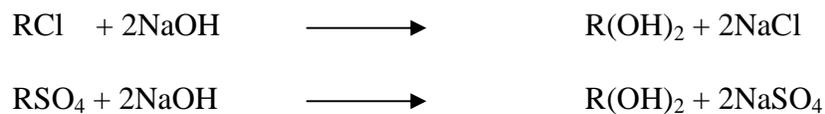
Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa yaitu $\text{R}(\text{OH})_2$. Resin dipakai untuk menghilangkan sifat asam sehingga lebih mudah dihidrolisa.

Mekanisme reaksi yang terjadi di Anion exchanger adalah:



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

Reaksi:



b) Unit Deaerator

Air yang telah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama O_2 dan CO_2 . Gas tersebut dahulu dihilangkan karena dapat menimbulkan korosi. Unit deaerator diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin

yang berfungsi menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi.

Reaksi:



c) 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 penyangkutan air.

C. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk kebutuhan air minum, laboratorium, kantor dan perumahan. Adapun syarat air sanitasi meliputi :

a) Syarat Fisik

- Suhu dibawah 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 pathogen

Dalam perancangan pabrik *Ethyl Chloride* ini kebutuhan air diambil dari air sungai Berantas yang terdekat dengan pabrik. Adapun tahapan-tahapan proses pengolahan air yang dilakukan meliputi :

a. Penghisapan

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

b. Pengendapan (sanitasi)

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

c. Penyaringan (*screening*)

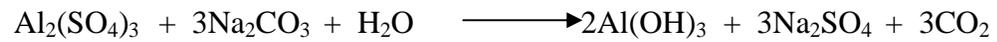
Penyaringan dilakukan agar kotoran-kotoran yang bersifat kasar atau besar tidak terikut ke sistem pengolahan air. Maka pada sisi isap pompa dipasang saringan yang dilengkapi dengan fasilitas pembilas apabila saringan kotor.

d. Koagulasi

Koagulasi merupakan proses penggumpalan akibat penambahan zat kimia atau bahan koagulan ke dalam air. Koagulan yang digunakan biasanya adalah tawas atau Aluminium Sulfat, 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 kedalam air. Selain itu kapur juga berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat ke

dalam air untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan.

Reaksi yang terjadi:



Perhitungan Kebutuhan Air

a. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4.4.1 (a) Kebutuhan Air Pendingin

No	Nama Alat	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	CL-01	91.598,490
2	CL-02	123.033,850
3	CD-01	796.371,340
	Jumlah	1.011.003,670

Air pendingin yang telah digunakan dapat dimanfaatkan kembali setelah didinginkan dalam *Cooling Tower*. Selama operasi kemungkinan adanya kebocoran, maka perlu adanya *Make-up* air 20 %.

$$\begin{aligned} \text{Maka Make-up air pendingin} &= 20 \% \times 1.011.003,670 \text{ kg/jam} \\ &= 202.200,730 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b) Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Untuk penyediaan *steam* pada pabrik sodium nitrat ini harus dilakukan proses demineralisasi dan deaerasi untuk menghilangkan larutan dan asam yang merusak *steel* pada sistem serta melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air.

Tabel 4.4.1 (b) Kebutuhan *Steam*

No	Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1	Vaporizer-01	10.726,160
2	Vaporizer-02	13.775,140
3	Heater-01	507,990
4	Heater-02	597,450
5	Jumlah	25.606,750

Air pembangkit *steam* 80 % dimanfaatkan kembali, maka *make-up* yang diperlukan 20 %

$$\begin{aligned} \text{Maka Steam} &= 20 \% \times 25.606,750 \text{ kg/jam} \\ &= 5.121,350 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c) Kebutuhan Air Perkantoran dan Rumah Tangga

Dianggap 1 orang membutuhkan = 150 ltr/hari (sularso p. 15)

Jumlah Karyawan = 118 orang

Jumlah rumah = 10 rumah
 Jumlah penghuni = 6 orang / rumah
 Kebutuhan air = 0,3500 m³ / hari / orang

Tabel 4.4.1 (c) Kebutuhan Air Perkantoran dan Rumah Tangga

No	Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1	Karyawan	900,000
2	Laboratorium	20,8333
3	Poliklinik	20,8333
4	Keperluan kantin, musholla, dan kebun	500,000
5	Perumahan	1.750,0000
	Total	3.191,6667

d) Kebutuhan air proses = 7151,28 kg/jam

e) Kebutuhan Air Total

Kebutuhan Air Total secara kontinyu = 197.391,3044 kg/jam

Diambil angka keamanan 10 % = 1,1 x 197.391,3044 kg/jam

= 217.130,4348 kg/jam

4.4.2 Alat-alat yang digunakan dalam pengolahan dan pengadaan air

1. Pompa Utilitas (PU-01)

Kode : PU-01

Fungsi : Mengalirkan air sungai sebanyak 106 m³/jam ke dalam bak pengendap awal

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Commercial Steel*

Harga : US 1.139,98

2. Bak Pengendap Awal (BU-01)

Kode : BU-01

Fungsi : Menampung air yang berasal dari sungai dan mengendapkan kotoran-kotoran kasar yang terbawa dalam air dengan waktu tinggal 4 jam.

Jenis : Bak Empat Persegi Panjang

Jumlah : 1 buah

Volume : 269,70 m³

Bahan : Beton Bertulang

Dimensi

Panjang : 10,26 m

Lebar : 5,13 m

Tinggi : 5,13 m

Harga : US 1.914,57

3. Pompa Utilitas (PU-02)

Kode : PU-02

Fungsi : Mengalirkan air dari bak pengendap awal ke ke bak penggumpal sebanyak 105.000 kg/jam.

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Commercial Steel*

Harga : US \$ 1139,98

4. Tangki Larutan soda abu

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan soda abu 5% untuk 1 minggu operasi dengan kebutuhan 49,04 kg/j

Jenis : Bak silinder tegak

Diameter : 1,85 m

Tinggi : 3,02 m

Volume : 9,89 m³

Jumlah : 1

Harga : US \$ 11.1675,88

5. Pompa Utilitas (PU-03)

Kode : PU-03

Fungsi : Mengalirkan air dari *bak penggumpal* menuju bak *Clarifier* (CLU) sebanyak 10.5000 kg/jam.

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 1.139,98

6. Bak Clarifier (CLU)

Kode : CLU

Fungsi : Mengendapkan gumpalan-gumpalan kotoran dari bak penggumpal

Jenis : Bak berbentuk kerucut.

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Commercial Steel*

Volume : 89,90 m³

Dimensi

Diameter atas : 6,88 m

Diameter bawah : 4,20 m

Tinggi : 3,05 m

Harga : US \$ 15.641,50

7. Pompa Utilitas (PU-04)

Kode : PU-04

Fungsi : Mengalirkan air dari bak *Clarifier* (CLU) menuju bak saringan pasir.

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Commercial Steel*

Harga : US \$ 1.139,98

8. Bak Saringan Pasir (BSP)

Kode : BPS

Fungsi : Menyaring partikel – partikel halus yang belum terendapkan dan masih terdapat dalam air sebanyak .

Jenis : Packed Tower

Jumlah : 1 buah

Dimensi

■ Diameter : 1,49 m

■ Tinggi lapisan pasir : 0,508 m

■ Tinggi tumpukan kerikil : 1,02 m

Harga : US \$ 2.161,77

9. Bak penggumpal (BU-02)

Kode : BU-02

Fungsi : Mengumpulkan air kotoran yang tidak mengendap di bak penampungan awal dengan cara menambahkan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ dan Na_2CO_3

Jenis : silinder tegak (D=H)

Jumlah : 1 buah

Volume : $89,90 \text{ m}^3$

Dimensi

■ Diameter : 4,86 m

■ Tinggi : 4,86 m

Harga : US \$ 2.427,05

10. Pompa Utilitas (PU-05)

Kode : PU-05

Fungsi : Mengalirkan dan memompa air dari saringan pasir ke bak penampungan air dan tangki pengaman sebanyak 105000 kg/jam

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Commercial Steel*

Harga : US \$ 1.139,98

11. Tangki Penampungan air

Kode : TPA-01

Fungsi : Menampung air sebanyak 29.501,32 kg/jam yang keluar dari saringan pasir yang selanjutnya akan dikirim ke tangki dimeneralisasi dan keperluan umum.

Jenis : Bak Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 32,45 m³

Dimensi

■ Diameter : 3,46 m

■ Tinggi : 3,46 m

Harga : US \$ 2.427,05

12. Tangki Pengaman

Kode : TP-01

Fungsi : Menampung air bersih untuk keperluan kantor dan rumah tangga.

Jenis : Bak Empat Persegi Panjang

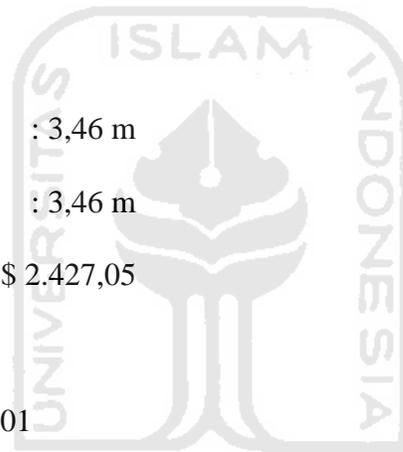
Jumlah : 1 buah

Volume : 19,1500 m³

Bahan : Beton Bertulang

Dimensi

■ Panjang : 2,1235 m



■ Lebar : 2,1235 m

■ Tinggi : 4,2469 m

Harga : US \$ 2.427,05

13. Tangki *Kation Exchanger* (KEU)

Kode : KEU

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca^{2+} dan Mg^{2+}

Jenis : Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Dimensi

Diameter : 0,78 m

Tinggi : 1,57 m

Harga : US \$ 6.570,07

14. Pompa Utilitas (PU-06)

Kode : PU-06

Fungsi : Memompa air dari bak penampung ke tangki pelunakan air untuk keperluan steam.

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Commercial Steel*

Harga : US \$ 1.452,53

15. Tangki *Anion Exchanger* (AEU)

Kode : AEU

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion-anion seperti Cl^- , SO_4^- , dan NO_3^-

Jenis : Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : $3,58 \text{ m}^3$

Dimensi

■ Diameter : 0,78 m

■ Tinggi : 1,57 m

Harga : US \$ 6.570,07

16. Pompa Utilitas (PU-07)

Kode : PU-07

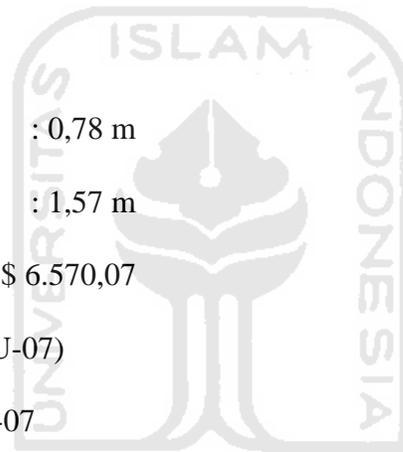
Fungsi : Mengalirkan air dari *anion exchanger* ke *deaerator* dan bak penampung air proses.

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Commercial Steel*

Harga : US \$ 1.491,81



17. Tangki Deaerator

Kode : DAU

Fungsi : Membebaskan gas CO₂ dan O₂ dari air yang telah dilunakkan dalam *anion* dan *kation exchanger*.

Jenis : Bak Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 84,68 m³

Diameter : 4,76 m

Tinggi : 4,76 m

Harga : US \$ 8.095,81

18. Pompa Utilitas (PU-08)

Kode : PU-08

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki *deaerator* ke tangki *kondensat*.

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Commercial Steel*

Harga : US \$ 1.360,03

19. Tangki Kondensat

Kode : TK

Fungsi : Menampung air kondensat uap air dari dari alat proses dan *make-up* umpan boiler.

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 14,70 m³

Dimensi

- Diameter : 2,82 m
- Tinggi : 2,82 m

Harga : US \$ 2.561,76

20. Pompa Utilitas (PU-09)

Kode : PU-09

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki *kondensat* ke *boiler* sebanyak

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Commercial Steel*

Harga : US \$ 1.360,03

21. Boiler (BLU)

Kode : BLU

Fungsi : Memproduksi *steam* jenuh pada suhu 432°F dan tekanan 16,5 atm.

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 29.401,57 kg/jam

Kondisi operasi

Tekanan : 33 atm

Kebutuhan Bahan Bakar : 1.537,94 kg/jam

Harga : US \$ 2.561,57

22. Pompa Utilitas (PU-10)

Kode : PU-10

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung untuk keperluan air minum.

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Commercial Steel*

Harga : US \$ 1.360,03

23. Tangki Kaporit

Kode : TKA

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan kaporit 5% untuk persediaan selama 2 minggu

Jenis : silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Kebutuhan : 0,05 kg/jam

Dimensi

▪ Diameter : 0.51 m

▪ Tinggi : 1 m

Harga : US \$ 3.581,95

24. Pompa Utilitas (PU-11)

Kode : PU-11

Fungsi : Memompa air dari bak klorinasi untuk keperluan air minum.

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan : *Commercial Steel*

Harga : US \$ 1.360,63

25. Pompa Utilitas

Kode : PU-12

Fungsi : Mengalirkan air dari air tangki pengaman ke peralatan proses

Tipe : *Mixed Flow*
Jumlah : 1 buah
Bahan : *Commercial Steel*
Harga : US \$ 1.360,03

26. Pompa Utilitas

Kode : PU-13
Fungsi : Mengalirkan air dari peralatan proses ke proses
Tipe : *Mixed Flow*
Jumlah : 1 buah
Bahan : *Commercial Steel*
Harga : US \$ 1.360,03

27. Tangki Larutan NaCl

Fungsi : Membuat larutan NaCl jenuh yang akan digunakan untuk meregenerasi kation exchanger.
Jenis : Tangki silinder tegak
Kebutuhan NaCl : 104,65 kg/hari.
Tinggi : 1,07 m
Volume : 0,24 m³
Diameter : 0,53 m
Jumlah : 1
Harga : US\$ 3.581,95

28. Tangki Larutan NaOH

Fungsi	: Membuat larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi anion exchanger.
Jenis	: Tangki silinder tegak
Kebutuhan NaOH	: 118,39 kg/hari.
Tinggi	: 0,78 m
Volume	: 0,09 m ³
Diameter	: 0,39 m
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 3.049

4.4.3 Pengadaan Tenaga 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. Adapun kebutuhan listrik untuk pabrik ini meliputi :

- a. Kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor di dalam proses dan utilitas.

**Tabel 4.4.3 (a) Kebutuhan Listrik Untuk Menggerakkan Motor
di dalam Proses**

Kode alat	Nama Alat	Power (Hp)
P-01	Pompa	1,5
P-02	Pompa	1,5
P-03	Pompa	0,5
P-04	Pompa	0,5
P-05	Pompa	0,5
P-06	Pompa	0,5
P-07	Pompa	1,5
P-08	Pompa	1
Total		7,5 Hp

**Tabel 4.4.3 (b) Kebutuhan Listrik Untuk Menggerakkan Motor
di dalam Utilitas**

Kode alat	Nama Alat	Power (Hp)
PU-01	Pompa	20.0
PU-02	Pompa	4,0
PU-03	Pompa	10.0
PU-04	Pompa	7,0
PU-05	Pompa	12,0
PU-06	Pompa	0,5
PU-07	Pompa	3,0
PU-08	Pompa	1,0
PU-09	Pompa	1,0
PU-10	Pompa	0,5
PU-11	Pompa	7,0
PU-12	Pompa	7,0
PU-13	Pompa	7,0
DAU	Tangki Dearator	0,5
TK	Tangki Kondensat	0,5

TP	Tangki Pengaman	0,2
BWU	Boiler	407,5
TP	Tangki Pengaman	25,0
Total		513,7 Hp

Kebutuhan total listrik untuk menggerakkan motor

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Total Listrik} &= \text{Total (a)} + \text{Total (b)} \\
 &= 7,5 \text{ Hp} + 513,7 \text{ Hp} \\
 &= 521,2 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Over design 10 \%} &= 1,1 \times \text{Kebutuhan Total Listrik} \\
 &= 1,1 \times 521,2 \text{ Hp} \\
 &= 573,320 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

b. Kebutuhan Listrik Untuk Menggerakkan alat kontrol dan instrumentasi.

Untuk alat kontrol dan instrumentasi diperkirakan 5 % dari kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor.

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Listrik} &= 0,05 \times 573,320 \text{ Hp} \\
 &= 28,666 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

c. Kebutuhan Listrik Untuk Perumahan, Laboratorium, Perkantoran dan lain-lain.

Untuk perumahan, laboratorium, perkantoran dan lain-lain diperkirakan 25 % dari kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan Listrik} &= 0,25 \times 573,320 \text{ Hp} \\ &= 143,330 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Total Kebutuhan Listrik

$$\begin{aligned}&= (573,320 \text{ Hp} + 28,666 \text{ Hp} + 143,330 \text{ Hp}) \times 0,7457 \text{ Kw/Hp} \\ &= 555,7821 \text{ Kwatt}\end{aligned}$$

Listrik sebesar ini dipenuhi oleh PLN sebesar 555,7821 Kwatt apabila terjadi pemadaman di gunakan 1 Generator cadangan berkekuatan 600 Kw dengan bahan bakar *Industrial Diesel Oil* (IDO) sehingga kebutuhan bahan bakar IDO dihitung sebagai berikut :

Effisiensi 75 % dari kebutuhan listrik total.

Kebutuhan bahan bakar untuk Generator Listrik :

$$= \frac{600.000 \text{ J/s}}{0,75 \times 22.407.300 \text{ J/kg}}$$

$$= 128,5295 \text{ kg/Jam}$$

Spesifikasi LHV, minyak Diesel :

$$\text{Heat Value} = 22.4073 \text{ MJ/kg}$$

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

$$\text{Viskositas} = 1,2 \text{ Cp}$$

4.5. Pengolahan Limbah

Limbah merupakan suatu masalah yang membutuhkan perhatian besar, sehingga perlu penanganan khusus dalam pengolahannya agar tidak mencemari lingkungan disekitarnya. Pada pabrik *Ethyl Chloride* menghasilkan limbah, yaitu :

- a. Bahan buangan cair
- b. Bahan buangan padat

4.5.1. Unit Pengolahan Limbah Cair

Limbah cair dihasilkan dari sistem air proses, air berminyak dari pompa, air sanitasi, air hujan dan air buangan dari laboratorium. Air buangan sanitasi, laboratorium dan air hujan yang berasal dari seluruh kawasan pabrik dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilitasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi klorin. Klorin ini berfungsi sebagai desinfektan untuk membunuh mikroorganisme terutama mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit.

Air berminyak berasal dari buangan pelumas pada pompa dan alat-alat lain. Pemisahan dilakukan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Minyak di bagian atas dialirkan ke tungku pembakar, sedangkan air di bagian bawah dialirkan ke penampungan akhir kemudian dibuang.

4.5.2. Unit Pengolahan Limbah Padat

Limbah padat berupa limbah berupa bahan isian yang berasal dari menara bahan isian yang rusak dan habis *life time*-nya dan limbah domestik yaitu

sampah kotor dan sampah yang berasal dari kantin. Limbah tersebut dikirim ke unit pengolahan limbah lanjutan yang kemudian di kubur dalam tanah.

4.6. 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 dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisa bahan baku, analisa proses dan analisa kualitas produk.

Tugas pokok laboratorium antara lain :

- a. Memeriksa bahan baku yang akan digunakan
- b. Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan
- c. 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.
- d. 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 antar bagian laboratorium dengan unit utilitas dan unit produksi.

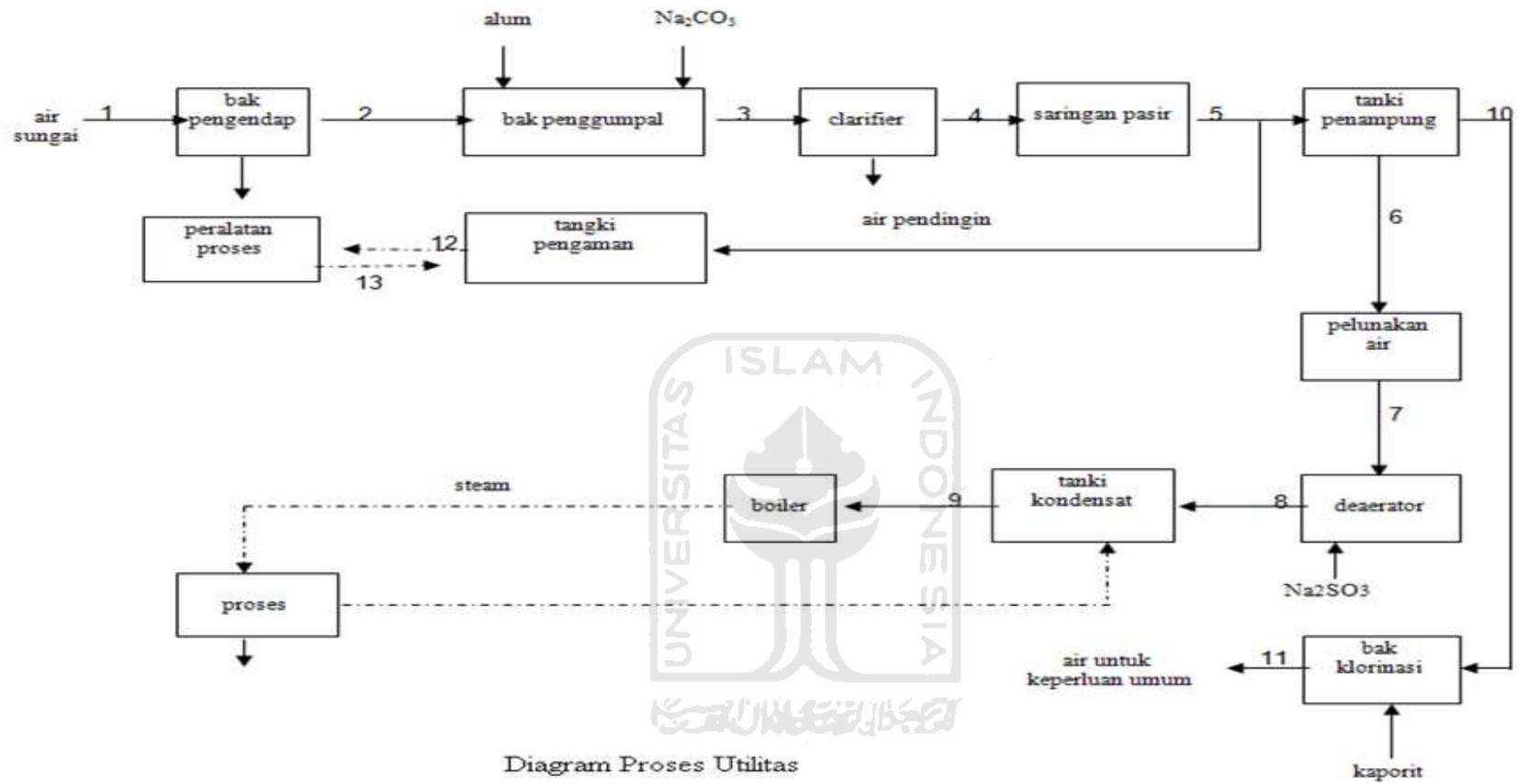


Diagram Proses Utilitas

Gambar 4.3

4.7. Organisasi Perusahaan

4.7.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik *Ethyl Chloride* yang akan didirikan direncanakan mempunyai :

1. Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
2. Lokasi perusahaan : Daerah Sidoharjo

Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan perseroan terbatas adalah didasarkan atas beberapa faktor, antara lain sebagai berikut :

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pengurus perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah pemegang saham, sedangkan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staf yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staf, dan karyawan perusahaan.

5. Efisiensi manajemen. Pemegang saham dapat memilih orang sebagai dewan komisaris beserta direktur yang cakap dan berpengalaman.
6. Lapangan usaha lebih luas. Suatu perusahaan perseroan terbatas dapat menarik modal yang besar dari masyarakat, sehingga dapat memperluas usahanya.

4.7.2 Struktur Organisasi

Organisasi merupakan suatu wadah atau alat dimana orang-orang yang mempunyai satu visi melakukan kegiatan untuk mencapai tujuan yang diharapkan. Struktur organisasi adalah gambaran secara sistematis tentang tugas dan tanggung jawab serta hubungan antara bagian-bagian dalam perusahaan. Dengan adanya struktur organisasi dengan diketahui wewenang dan tanggung jawab masing masing personil atas jabatan yang disandangnya, sehingga dapat bekerja sesuai dengan tugas dan wewenangnya.

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain :

- a. Perumusan tujuan perusahaan jelas
- b. Pendelegasian wewenang
- c. Pembagian tugas kerja yang jelas
- d. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- e. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- f. Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik ,yaitu : Sistem lini dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawasan demi tercapai tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan garis organisasi staf ini, yaitu :

1. Sebagai garis atau ahli yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

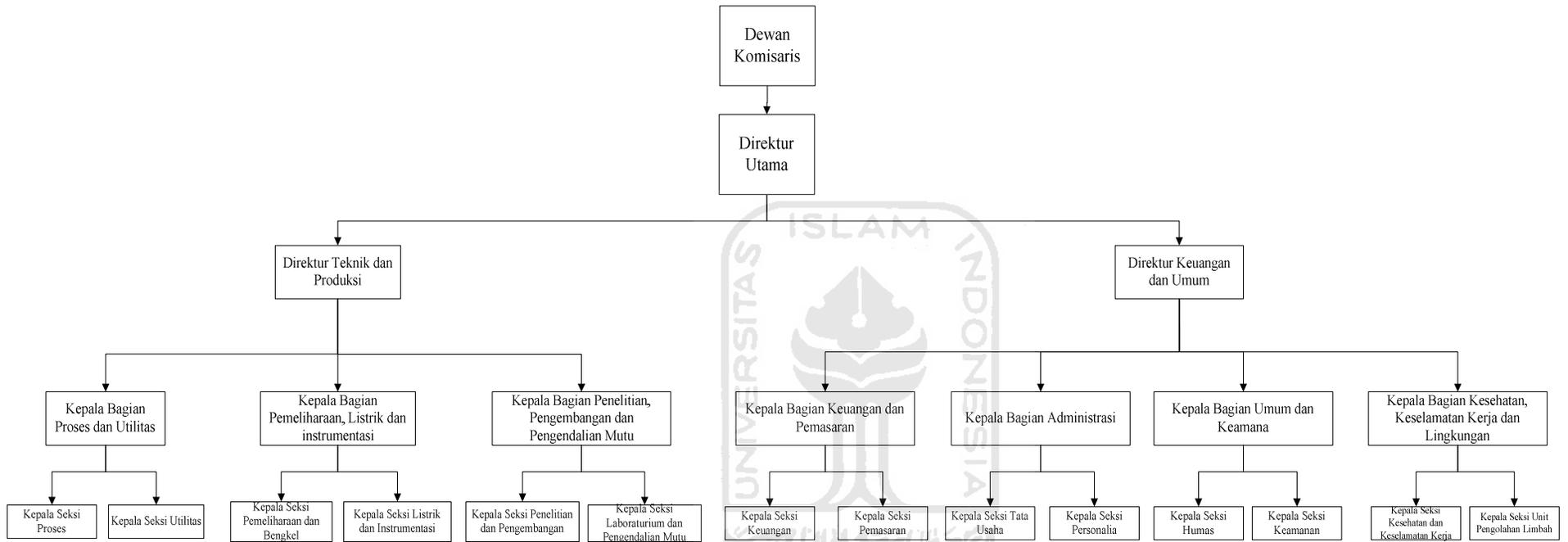
Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Manajer Operasional serta Manajer Keuangan dan Umum. Dimana Manajer Operasional membawahi bidang produksi, utilitas, pemeliharaan dan *quality assurance* (QA). Sedangkan Manajer Keuangan dan Umum membawahi bidang pemasaran, administrasi dan keuangan dan Umum membawahi beberapa kepala bagian yang

akan bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian dari pada pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi (*Supervisor*) dan masing-masing akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan atau staf perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli di bidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran, nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut:

1. Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang
2. Sebagai bahan orientasi pejabat.
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
4. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi

4.7.3 Tugas dan Wewenang

Dengan sistem pembagian tugas menurut wewenang akan memudahkan dalam penyelesaian tugas dan pekerjaan yang menjadi tanggung jawab setiap tugas dan wewenang anggota organisasi.

a. Pemegang Saham

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

Pemilik saham adalah pemilik perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham (RUPS). Adapun keputusan yang dihasilkan dari rapat tersebut adalah :

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

b. Dewan Komisaris

Tugas dan wewenangnya :

1. Mengatur dan mengkoordinir kepentingan para pemegang saham
Pemegang saham dan penentu kebijakan kepentingan perusahaan.
2. Sesuai dengan ketentuan yang digariskan dalam anggaran dasar perusahaan.

3. Memberikan penilaian dan mewakili para pemegang saham atas pengesahan neraca dan perhitungan rugi laba tahunan serta laporan lain yang disampaikan oleh direksi.
4. Bertanggung jawab atas stabilitas jalannya perusahaan dalam jangka panjang, baik bersifat eksternal maupun internal.

c. Direktur

Tugas dan wewenangnya :

1. Pejabat tinggi, memimpin perusahaan bersama-sama manajer.
2. Mengusahakan tercapainya tujuan perusahaan sesuai dengan anggaran dasar.
3. Memutuskan besarnya gaji dan upah
4. Memberikan pengawasan, pengarahan dan petunjuk guna mendapatkan suatu langkah kerja yang baik.
5. Mengambil keputusan dipenuhi atau tidaknya jumlah produksi yang dilakukan.
6. Bertanggung jawab atas berjalannya seluruh kegiatan perusahaan kepada Dewan Komisaris

d. Staf Ahli dan R&D

1) Staf Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur sesuai bidangnya.

Tugas dan Wewenangnya :

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

2) Staf R&D

Staf R&D ini bertanggung jawab kepada Direktur dalam bidang penelitian dan pengembangan.

Tugas dan wewenangnya :

1. Memperbaiki proses, perencanaan alat dan pengembangan produksi.
2. Meningkatkan mutu produksi.
3. Meningkatkan efisiensi kerja.

e. Manajer

Tugas dan wewenangnya :

1. Berkoordinasi bersama seluruh kepala bagian untuk memastikan berjalannya perusahaan sesuai dengan rencana yang ditetapkan.
2. Mengkoordinir, mengatur, serta mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.
3. Berkoordinasi dengan Direktur dalam menentukan strategi dan target perusahaan.
4. Bertanggung jawab kepada Direktur atas berjalannya seluruh kegiatan perusahaan.

f. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan.

Kepala bagian terdiri dari :

1. Kepala Bagian Produksi

Tugas dan wewenangnya :

- Kepala bagian produksi bertanggung jawab kepada manajer operasional dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.
- Mengadakan kerja sama dengan pihak luar dalam hal pengadaan bahan baku, memberikan laporan mengenai hasil produksi kepada manajer operasional serta menjaga kualitas produksi.
- Merencanakan pembagian tugas karyawan
- Mengawasi cara kerja karyawan yang menjadi tanggung jawabnya.
- Menjaga agar kondisi ruangan (RH) agar tetap dalam keadaan yang diinginkan
- Mengatur pembagian istirahat karyawan agar tidak mengganggu kelancaran produksi
- Memperhatikan masalah-masalah yang terjadi dan segera diantisipasi agar proses dapat berjalan sesuai yang direncanakan
- Bekerja sama dengan pihak lain guna kelancaran proses produksi
- Bertanggung jawab atas hasil produk yang telah diproduksi

2. Kepala Bagian Utilitas

Tugas dan wewenangnya :

- Memimpin dan mengkoordinir pelaksanaan operasional dalam pengadaan utilitas, tenaga dan instrumentasi
- Bertanggung jawab kepada manajer operasional atas hal-hal yang dilakukan bawahannya dalam menjalankan tugasnya masing-masing.
- Mengkoordinir *supervisor* yang menjadi bawahannya

3. Kepala Bagian *Maintenance* membawahi :

- *Supervisor* pemeliharaan peralatan

Tugas *supervisor* pemeliharaan peralatan antara lain :

- 1) Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
 - 2) Memperbaiki peralatan pabrik
- *Supervisor* pengadaan Peralatan

Tugas *supervisor* pemeliharaan peralatan antara lain :

- 1) Merencanakan penggantian peralatan
- 2) Menentukan spesifikasi peralatan pengganti atau peralatan baru yang akan digunakan

4. Kepala Bagian *Quality Assurance*(QA)

Tugas dan wewenangnya :

- Menetapkan standar kualitas dari produk yang dihasilkan perusahaan

- Penghubung antara konsumen dengan pihak perusahaan untuk masalah komplain produk
- Merencanakan perbaikan produk yang mengalami kerusakan
- Melaksanakan pengawasan dan mengkoordinir proses *quality control*

Kepala Bagian *Quality Assurance* (QA) membawahi :

- *Supervisor* Laboratorium
 - 1) Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
 - 2) Mengawasi dan Menganalisa produk
 - 3) Mengawasi kualitas buangan pabrik

5. Kepala bagian Keuangan dan Pemasaran

Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran bertanggung jawab kepada Manajer Keuangan dan Umum dalam bidang keuangan dan pemasaran.

- *Supervisor* Pembelian

Tugas *Supervisor* Pembelian antara lain :

- 1) Merencanakan besarnya kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu yang akan dibeli.
- 2) Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan
- 3) Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

- *Supervisor* Pemasaran

Tugas *Supervisor* Pemasaran antara lain :

- 1) Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
- 2) Mengatur distribusi barang dari gudang.

- *Supervisor* Keuangan

Tugas *Supervisor* Keuangan antara lain :

- 1) Mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan.
- 2) Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat prediksi keuangan masa depan.

6. Kepala Bagian Personalia dan Umum

Kepala Bagian Personalia dan Umum bertanggung jawab kepada Manajer Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Personalia dan Umum membawahi :

- *Supervisor* Personalia

Tugas *Supervisor* Personalia antara lain :

- 1) Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya agar tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- 2) Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.

3) Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

- *Supervisor* Humas

Tugas *Supervisor* Humas antara lain :

1) Mengatur hubungan dengan masyarakat luar lingkungan perusahaan.

- *Supervisor* Keamanan

Tugas *Supervisor* Keamanan antara lain :

1) Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.

2) Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun selain karyawan kedalam lingkungan perusahaan

3) Menjaga dan memelihara keberhasilan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

g. *Supervisor*

Supervisor adalah pelaksana dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para kepala bagian masing-masing, agar diperoleh hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. *Supervisor* akan membawahi staf. Setiap *supervisor* bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

Tugas dan wewenangnya :

1. Merencanakan rekrutmen dan pembinaan karyawan guna pengembangan Sumber Daya Manusia (SDM) perusahaan.
2. Mengarahkan staf dan karyawan secara langsung untuk mencapai sasaran perusahaan.
3. Mengadakan pertemuan perorangan maupun kelompok untuk menciptakan hubungan yang baik, sehingga menimbulkan suasana yang menyenangkan dengan tidak meninggalkan peraturan-peraturan yang telah ditetapkan perusahaan.
4. Memberikan motivasi kepada seluruh staff dan karyawan agar bekerja dengan kesadaran dan tanggung jawab serta mematuhi peraturan yang telah ditetapkan.
5. Memberikan teguran dan peringatan apabila terjadi pelanggaran.
6. Mengadakan pembinaan disiplin kerja
7. Melaksanakan absensi staf dan karyawan
8. Bertanggung jawab atas pengawasan, kebersihan, keamanan dan ketertiban perusahaan.
9. Melaksanakan kerja sama dan hubungan yang baik dengan perusahaan lain atau masyarakat sekitar.
10. Bertanggung jawab atas semua kegiatan yang berhubungan dengan karyawan, perusahaan lain dan masyarakat sekitar.

4.7.4 Ketenaga kerjaan

Suatu perusahaan dapat berkembang dengan baik jika didukung oleh beberapa faktor. Salah satu faktor yang mendukung perkembangan perusahaan

adalah pemakaian sumber daya manusia untuk ditempatkan pada bidang-bidang pekerjaan sesuai keahlian. Faktor tenaga kerja merupakan faktor yang sangat menunjang dalam masalah kelangsungan berjalannya proses produksi dan menjamin beroperasinya alat-alat dalam pabrik. Untuk itu harus dijaga hubungan antara karyawan dengan perusahaan, karena hubungan yang harmonis akan menimbulkan semangat kerja dan dapat meningkatkan produktivitas kerjanya, yang pada akhirnya akan meningkatkan produktivitas perusahaan.

Hubungan itu dapat terealisasi dengan baik jika adanya komunikasi serta fasilitas-fasilitas yang diberikan perusahaan kepada karyawan. Salah satu contoh nyata adalah sistem pengajian atau pengupahan yang sesuai dengan upah Minimum Regional (UMR) sehingga kesejahteraan dapat ditingkatkan.

Sistem upah karyawan perusahaan ini berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian.

Menurut statusnya karyawan perusahaan ini dapat dibagi menjadi tiga golongan yaitu :

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan Direksi tanpa SK Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar pada setiap akhir pekan.

c. Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh perusahaan bila diperlukan saja, sistem upah yang diterima berupa upah borongan untuk suatu perusahaan.

Pabrik ini direncanakan beroperasi setiap hari, dengan jam efektif selama 24 jam/hari. Adapun karyawan yang bekerja dibagi menjadi dua kelompok, yaitu :

a). Karyawan *non shift*

Karyawan *non shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk para karyawan harian adalah: Direktur, Staf Ahli, Manajer, Kepala bagian serta staff yang berada dikantor. Karyawan non shift dalam seminggu bekerja 5 hari, dengan pembagian jam kerja sebagai berikut :

- Hari senin – jum'at : jam 08.00 – 16.00 WIB
- Waktu istirahat setiap jam kerja : jam 12.00 – 13.00 WIB
- Waktu istirahat hari jum'at : jam 12.00 – 13.30 WIB

b). Karyawan *shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Karyawan *shift* dibagi menjadi 4 group (Group A, Group B, Group C, Group D) yang bekerja dalam 3 *shift*.

Pembagian jam kerja *shift* sebagai berikut :

- *Shift I* : jam 06.00 – 14.00 WIB
- *Shift II* : jam 14.00 – 22.00 WIB
- *Shift III* : jam 22.00 – 06.00 WIB

Adapun pengaturan kerja setiap group, yaitu masing-masing group bekerja selama tiga hari pada jam kerja yang berbeda-beda setiap group mendapat libur 2 hari setelah mereka bekerja selama tiga hari kerja yang berbeda dalam seminggu.

Tabel 4.7.4 Rencana Pengaturan Jadwal Kerja Group

Hari	<i>Shift I</i>	<i>Shift II</i>	<i>Shift III</i>	Libur
1	A	B	C	D
2	D	A	B	C
3	C	D	A	B
4	B	C	D	A
5	A	B	C	D
6	D	A	B	C
7	C	D	A	B
8	B	C	D	A

4.7.5 Kesejahteraan Karyawan

Pemberian upah yang akan dibayarkan kepada pekerja direncanakan diatur menurut tingkat pendidikan, status pekerja dan tingkat golongan. Upah minimum pekerja tidak kurang dari upah minimum kota yang diberlakukan oleh pemerintah (Upah Minimum Regional) dan pelaksanaannya sesuai ketentuan yang berlaku

pada perusahaan. Tingginya golongan yang disandang seorang karyawan menentukan besarnya gaji pokok yang diterima oleh karyawan tersebut. Karyawan akan mendapatkan kenaikan golongan secara berkala menurut masa kerja, jenjang pendidikan dan prestasi kerja karyawan.

Tabel 4.7.5 (a) Jabatan dan Prasyarat

No	Jabatan	Prasyarat
1	Direktur Utama	Sarjana Teknik Kimia yang berpengalaman 5 Tahun
2	Direktur Teknik dan Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
4	Staff Ahli	Sarjana Teknik Kimia
5	Kabag. Umum	Sarjana Psikologi
6	Kabag. Pemasaran	Sarjana Ekonomi
7	Kabag. Keuangan	Sarjana Ekonomi
8	Kabag. Teknik	Sarjana Kimia
9	Kabag. Produksi	Sarjana Kimia
10	Kabag. Litbang	Sarjana Ekonomi
11	Ka.Sek. Personalia	Sarjana Komunikasi
12	Ka.Sek. Humas	Sarjana Komunikasi
13	Ka.Sek. Keamanan	Sarjana Hukum
14	Ka.Sek. Pembelian	Sarjana Ekonomi
15	Ka.Sek. Pemasaran	Sarjana Muda/ DIII Ekonomi
16	Ka.Sek. Administrasi	Sarjana Ekonomi

17	Ka.Sek. Kas/Anggaran	Sarjana Ekonomi
18	Ka.Sek. Proses	Sarjana Teknik Kimia
19	Ka.Sek. Pengendalian	Sarjana Teknik Mesin
20	Ka.Sek. Laboratorium	Sarjana Teknik Kimia
21	Ka.Sek. Utilitas	Sarjana T. Kimia & Lingkungan
22	Ka.Sek. Pengembangan	Sarjana T. Kimia & Lingkungan
23	Ka.Sek. Penelitian	Sarjana kimia & Teknik Kimia
24	Karyawan Personalia	Sarjana Muda/ DIII Komunikasi
25	Karyawan Humas	Sarjana Muda/ DIII Komunikasi
26	Karyawan Keamanan	Sarjana Muda/ DIII Ekonomi
27	Karyawan Pembelian	Sarjana Muda/ DIII Ekonomi
28	Karyawan Pemasaran	Sarjana Muda/ DIII Ekonomi
29	Karyawan Administrasi	Sarjana Muda/ DIII Ekonomi
30	Karyawan Kas/Anggaran	Sarjana Muda/ DIII Ekonomi
31	Karyawan Proses	Sarjana Muda/ DIII Kimia
32	Karyawan Pengendalian	Sarjana Muda/ DIII Teknik
33	Karyawan Laboratorium	Sarjana Muda/ DIII Teknik
34	Karyawan Pemeliharaan	Sarjana Muda/ DIII Teknik
35	Karyawan Utilitas	Sarjana Muda/ DIII Teknik
36	Karyawan KKK	Sarjana Muda/ DIII Teknik
37	Sekretaris	Sarjana Muda/ DIII Ekonomi
38	Medis	Dokter
39	Paramedis	Akademi Perawatan

40	Sopir	SMP / SMU
41	Cleaning Service	SMP / SMU

Tabel 4.7.5 (b) Rencana Pengupahan Tenaga Kerja Berdasarkan Golongan

JABATAN	NON	A	B	C	D	Jml	GAJI	Total Gaji
							BULANAN	
Direktur Utama	1					1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1					1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1					1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Staff Ahli	1					1	Rp 9.000.000	Rp 9.000.000
Kabag. Umum	1					1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
Kabag. Pemasaran	1					1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
Kabag. Keuangan	1					1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
Kabag. Teknik	1					1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
Kabag. Produksi	1					1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
Kabag. Litbang	1					1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
Ka.Sek. Personalia	1					1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
Ka.Sek. Humas	1					1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000
Ka.Sek. Keamanan	1					1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000
Ka.Sek. Pembelian	1					1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000
Ka.Sek. Pemasaran	1					1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000

Ka.Sek. Administrasi	1					1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000
Ka.Sek. Kas/Anggaran	1					1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000
Ka.Sek. Proses	1					1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000
Ka.Sek. Pengendalian	1					1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000
Ka.Sek. Laboratorium	1					1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000
Ka.Sek. Utilitas	1					1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000
Ka.Sek. Pengembangan	1					1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000
Ka.Sek. Penelitian	1					1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000
Karyawan Personalia	3					3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
Karyawan Humas	3					3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
Karyawan Keamanan	2	1	1	1	1	6	Rp 3.000.000	Rp 18.000.000
Karyawan Pembelian	4					4	Rp 3.000.000	Rp 12.000.000
Karyawan Pemasaran	4					4	Rp 3.000.000	Rp 12.000.000
Karyawan Administrasi	3					3	Rp 3.000.000	Rp 9.000.000
Karyawan Kas/Anggaran	3					3	Rp 3.000.000	Rp 9.000.000
Karyawan Proses	4	3	3	3	3	16	Rp 7.000.000	Rp112.000.000
Karyawan Pengendalian	1	1	1	1	1	5	Rp 2.500.000	Rp 12.500.000
Karyawan Laboratorium		1	1	1	1	4	Rp 2.500.000	Rp 10.000.000

Karyawan Pemeliharaan	1	1	2	1	2	7	Rp 2.500.000	Rp 17.500.000
Karyawan Utilitas	2	1	2	1	2	8	Rp 2.500.000	Rp 20.000.000
Medis	2					2	Rp 2.500.000	Rp 5.000.000
Paramedis	3					3	Rp 1.700.000	Rp 5.100.000
Karyawan KKK		2	1	1	2	6	Rp 2.500.000	Rp 15.000.000
Sopir	6					6	Rp 1.500.000	Rp 9.000.000
Cleaning Servis	5					5	Rp 1.000.000	Rp 5.000.000
Sekretaris	5					5	Rp 2.500.000	Rp 15.000.000
Total	82	7	11	8	11	119	Rp 564.100.000,00	

4.7.6 Fasilitas Karyawan

Tersedia fasilitas yang memadai dapat merangsang kelangsungan produktifitas karyawan dalam suatu perusahaan. Adanya fasilitas dalam perusahaan bertujuan agar kondisi jasmani dan rohani karyawan tetap terjaga dengan baik, sehingga karyawan tidak merasa jemu dalam menjalankan tugas sehari-harinya dan kegiatan yang ada dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Sehubungan dengan hal tersebut, maka perusahaan menyediakan fasilitas yang bermanfaat dalam lingkungan perusahaan yang berhubungan dengan kepentingan para karyawan.

Adapun fasilitas yang diberikan perusahaan adalah :

a. Poliklinik

Untuk meningkatkan efisiensi produksi, faktor kesehatan karyawan merupakan hal yang sangat berpengaruh. Oleh karena itu perusahaan menyediakan fasilitas poliklinik yang ditangani oleh Dokter dan Perawat.

b. Pakaian Kerja

Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun, selain itu juga disediakan masker sebagai alat pengaman dalam bekerja.

c. Makan dan Minum

Perusahaan menyediakan makan dan minum 1 kali sehari yang rencananya akan dikelola oleh perusahaan catering yang ditunjuk oleh perusahaan.

d. Koperasi

Koperasi karyawan didirikan untuk mempermudah karyawan dalam hal simpan pinjam, memenuhi kebutuhan pokok dan perlengkapan rumah tangga serta kebutuhan lainnya.

e. Tunjangan Hari Raya (THR)

Tunjangan ini diberikan setiap tahun, yaitu menjelang hari raya Idul Fitri dan besarnya tunjangan tersebut sebesar satu bulan gaji.

f. Jamsostek

Merupakan asuransi pertanggungjawaban jiwa dan asuransi kecelakaan.

g. Masjid dan Kegiatan kerohanian

Perusahaan membangun tempat ibadah (masjid) agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan aktifitas keagamaan lainnya.

h. Transportasi

Untuk meningkatkan produktivitas dan memperingan beban pengeluaran karyawan, perusahaan memberikan uang transport tiap hari yang penyerahannya bersamaan dengan penerimaan gaji tiap bulan.

i. Hak Cuti

1. Cuti tahunan

Diberikan kepada karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.

2. Cuti Massal

Setiap tahun diberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 4 hari Kerja.

3. Cuti hamil

Wanita yang akan melahirkan berhak cuti selama 3 bulan dan selama cuti tersebut gaji tetap dibayar dengan ketentuan jarak kelahiran anak pertama dengan kedua minimal 2 tahun.

4.7.7 Manajemen Produksi

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang fungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk proses bahan baku dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi

sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatkan kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindarkan terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali.

Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian. Dimana perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan ke arah yang sesuai.

4.7.8 Perencanaan Produksi

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

a. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi dua kemungkinan :

1. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.

2. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik.

Ada tiga alternatif yang dapat diambil, yaitu :

1. Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar, dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
2. Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan pada tahun berikutnya.
3. Mencari daerah pemasaran lain.

b. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya kemampuan pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

1. Material (Bahan Baku)

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

2. Manusia (Tenaga Kerja)

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

3. Mesin (Peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi kehandalan dan kemampuan peralatan, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja mesin efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu.

4.7.9 Pengendalian Produksi

Setelah perencanaan produksi dilaksanakan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai setandar, dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana, serta waktu yang tepat sesuai dengan jadwal. Untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian produksi sebagai berikut :

a. Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi, kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian laboratorium pemeriksaan.

b. Pengendalian Kuantitas

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

c. Pengendalian waktu

Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula misalnya penentuan waktu untuk shift pekerja.

d. Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin mencapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan baku untuk proses harus mencukupi. Oleh karena itu diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.

4.8. Evaluasi Ekonomi

Dalam prarancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan, dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan.

4.8.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan teknik kimia pada tahun tersebut.

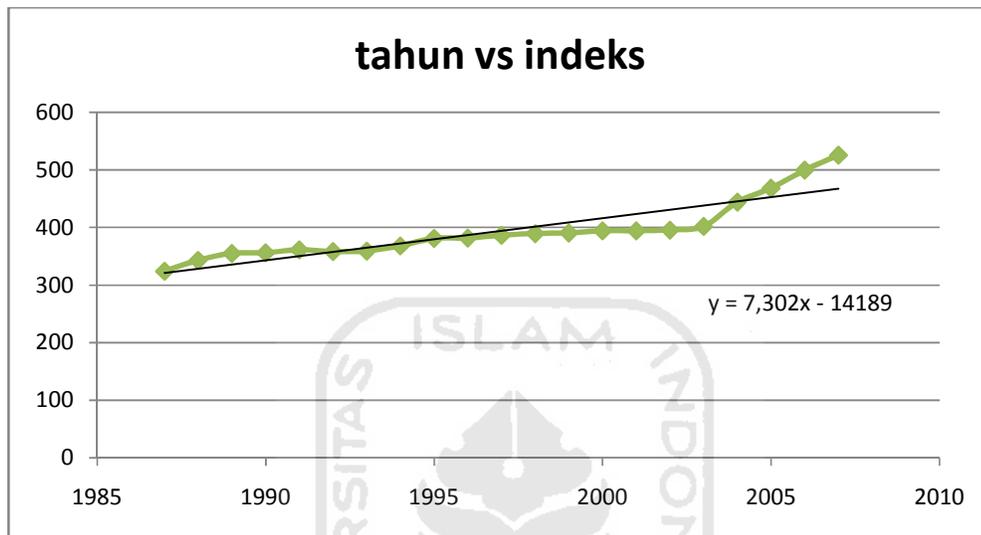
Harga indeks tahun 2015 diperkirakan secara garis dengan menggunakan data indeks dari tahun 1987 sampai 2007:

Tabel 4.8.1 Perkembangan Indeks Harga

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

2007	525,4	21
Total	8277,6	231

Sumber : Chemical Engineering Progress, Juni 2000



Gambar 4.5 Grafik Indeks Harga

Persamaan yang diperoleh adalah :

$$Y = 7,302 x - 1418,9 \dots \dots \dots (1)$$

Dimana : x = tahun
 Y = indeks harga

Dengan menggunakan persamaan di atas, maka harga indeks pada tahun perancangan yaitu pada tahun 2015 dapat diperoleh yaitu :

$$\begin{aligned}
 Y &= 7,302 (2015) - 1.418,9 \\
 &= 502,62
 \end{aligned}$$

harga pada tahun 2015 dapat dicari sebagai berikut :

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

Dimana : Ex = Harga Alat pada tahun x
 Ey = Harga alat pada tahun y
 Nx = Index harga pada tahun x
 Ny = Index harga pada tahun y

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

$$E_b = E_a [C_b / C_a]^{0.6}$$

Dimana : Ea = Harga alat a
 Eb = Harga alat b
 Ca = Kapasitas alat a
 Cb = Kapasitas alat b

Indeks harga alat pada tahun 2015 dengan ekstrapolasi diperoleh sebesar 502,62.

A. **FIXED CAPITAL INVESTMENT**

Physical Plant Cost (PPC)

1. Purchased Equipment Cost (PEC)

a. Harga alat proses = \$ 284.476
 b. Harga alat Utilitas = \$ 348.299
 Total PEC = \$ 633.775

2. Delivered Equipment Cost (DEC)

Biaya pengangkutan (15% PEC) = 0,15 x \$ 633.775
 = \$ 95.066

$$\begin{aligned} \text{Biaya administrasi dan pajak (10\% PEC)} &= 0,1 \times \$ 633.775 \\ &= \$ 63.377 \end{aligned}$$

$$\text{Total DEC} = \$ 95.066 + \$ 158.443 = \$ 158.443$$

3. Instalasi

$$\begin{aligned} \text{Material (11\% PEC)} &= 0,11 \times \$ 633.775 \\ &= \$ 69.715 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (32\% PEC)} &= 0,32 \times \$ 633.775 \\ &= \$ 202.808 \end{aligned}$$

- Buruh Asing = 0,05 x \$ 202.808
= \$ 10.140

- Buruh Lokal = 0,95 x $\frac{\$ 202.808 \times 2 \text{ man hour indonesia} \times \text{Rp.9.000}}{\$ 20 \quad 1 \text{ man hour asing}}$
= Rp. 192.667.736

4. Pemipaan

$$\begin{aligned} \text{Material (49\% PEC)} &= 0,49 \times \$ 633.775 \\ &= \$ 310.549 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (37\% PEC)} &= 0,37 \times \$ 633.775 \\ &= \$ 234.496 \end{aligned}$$

- Buruh Asing = 0,05 x \$ 234.496
= \$ 11.724

- Buruh Lokal = 0,95 x $\frac{\$ 234.496 \times 2 \text{ man hour indonesia} \times \text{Rp. 9.000}}{\$ 20 \quad 1 \text{ man hour asing}}$
= Rp. 222.772

5. Instrumentasi

$$\begin{aligned}\text{Material (24\% . PEC)} &= 0,24 \times \$ 633.775 \\ &= \$ 152.106\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Buruh (6\% PEC)} &= 0,06 \times \$ 633.775 \\ &= \$ 38.026\end{aligned}$$

- Buruh Asing = $0,05 \times \$ 38.026$
= \$ 1.901

- Buruh Lokal = $0,95 \times \$ 38.026 \times \frac{2 \text{ man hour indonesia}}{\$ 20 \text{ 1 man hour asing}} \times \text{Rp. 9.000}$
= Rp. 36.125.200

6. Isolasi

$$\begin{aligned}\text{Material (5\% . PEC)} &= 0,05 \times \$ 633.775 \\ &= \$ 19.103\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Buruh (3\% PEC)} &= 0,03 \times \$ 633.775 \\ &= \$ 31.688\end{aligned}$$

- Buruh Asing = $0,05 \times \$ 31.688$
= \$ 1.584

- Buruh Lokal = $0,95 \times \$ 31.688 \times \frac{2 \text{ man hour indonesia}}{\$ 20 \text{ 1 man hour asing}} \times \text{Rp. 9.000}$
= Rp. 30.104.333

7. Listrik

$$\begin{aligned}\text{Biaya listrik (10\% . PEC)} &= 0,1 \times \$ 63.377 \\ &= \$ 6.337\end{aligned}$$

8. Bangunan

Luas bangunan = 6379 m²

Harga bangunan = Rp. 400.000/ m²

Total biaya bangunan = Rp. 400.000/ m² x 6379 m²
= Rp. 2.551.600.000

9. Tanah

Luas tanah = 10797 m²

Harga tanah = Rp. 200.000 / m²

Biaya tanah = Rp. 200.000 / m² x 10797 m²
= Rp. 2.195.800.000

Tabel.4.8.2 Total Biaya *Physical Plant Cost*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i>	633,775	5.703.975
<i>Delivered Equipment Cost (DEC)</i>	158,443	1.425.987
Instalasi	101,263	911.367
Pemipaan	581,524	5.233.716
Instrumentasi	158,021	1.422.189
Isolasi	23,942	215.478
Listrik	63,377	570.393
Bangunan	283,511	2.551.599
Tanah	243,977	2.195.793
Total PPC =	2.247,837	20.230.497

10. *Engineering dan Construction*

Untuk PPC antara US\$ 1000,000 - US\$ 5000,000, Engineering and Construction 25 % PPC

- Dollar = $0,25 \times \$ 2.247,837$

= \$ 561,959

- Rupiah = $0,25 \times \text{Rp. } 20.230.497$

= Rp. 5.057.624,25

Direct Plant Cost (DPC)

Direct Plant Cost (DPC) = PPC + Biaya engineering dan construction

- Dollar = $\$ 2.247,837 + \$ 561,959$

= \$ 2.809,796

- Rupiah = $\text{Rp. } 20.230.497 + \text{Rp. } 5.057.624,25$

= Rp. 25.288.121,25

Indirect Plant Cost (IPC)

11. *Contractor Fee (10 % DPC)*

- Dollar = $0,1 \times \$ 2.809,796$

= \$ 280,979

- Rupiah = $0,1 \times \text{Rp. } 25.288.164$

= Rp. 2.528.816,4

12. *Contingency* (10 % DPC)

- Dollar = 0,1 x \$ 2.809,796
= \$ 280,979

- Rupiah = 0,1 x Rp. 25.288.164
= Rp. 2.528.816,4

Tabel.4.8.3 *Fixed Capital Investment = Direct Plant Cost + Indirect Plant Cost*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	2.809,796	25.288.164
<i>Indirect Plant Cost (IPC)</i>		
- <i>Contractor Fee</i>	280,979	2.528.816,4
- <i>Contingency</i>	280,979	2.528.816,4
Total FCI =	3.371,755	30.345.801,233

Total FCI (dalam Rupiah) = Rp. 30.345.801,233

B. WORKING CAPITAL INVESTMENT

1. *Raw Material Inventory* (waktu penyimpanan bahan baku 5 hari)

= (5 hari/330 hari) x Total biaya bahan baku

= (5 hari/330 hari) x Rp. 187.862.442.294

= Rp. 17.078.403.845

2. *Inprocess Inventory* (Persediaan bahan baku dalam proses untuk 1 hari proses)

$$= (1 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times (50\% \times \text{Total manufacturing cost})$$

- Dollar = $(1/330) \times (0,5 \times \$ 373,895)$

$$= \$ 566$$

- Rupiah = $(1/330) \times (0,5 \times \text{Rp. } 258.214.422.911)$

$$= \text{Rp. } 391.233.974$$

3. *Product Inventory* (waktu penyimpanan produk 15 hari)

$$= (15 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Total manufacturing cost}$$

- Dollar = $(15/330) \times \$ 373,895$

$$= \$ 16,995$$

- Rupiah = $(15/330) \times \text{Rp. } 258.214.422.911$

$$= \text{Rp. } 11.737.019.220$$

4. *Extended Credit* = $(15 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Penjualan produk}$

$$= (15 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Rp. } 323.400.000.000$$

$$= \text{Rp. } 14.700.000.000$$

5. *Available Cash* (untuk 1 bulan)

$$= (30 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Total manufacturing cost}$$

- Dollar = $(30/330) \times \$ 373,895$

$$= \$ 33,990$$

- Rupiah = $(30/330) \times \text{Rp. } 258.214.422.911$

$$= \text{Rp. } 23.474.038.450$$

Tabel.4.8.4 Total *Working Capital Investment*

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Raw material inventory</i>	17.078.403.845	1.897,600
<i>Inprocess Inventory</i>	391.233.974	43,470
<i>Produk inventory</i>	11.737.019.220	1.304,113
<i>Extended credit</i>	14.700.000.000	1.633.333
<i>Available cash</i>	23.474.038.450	2.608.226
Total WCI =	67.380.695,489	7486,742

Total WCI (dalam Rupiah) = Rp. 67.380.695,489

4.9 MANUFACTURING COST

Manufacturing Cost merupakan jumlah direct, indirect dan fixed manufacturing cost, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

- a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)* adalah pengeluaran langsung dalam pembuatan suatu produk
- b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)* adalah pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk
- c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)* adalah pengeluaran tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi

A. Direct Manufacturing Cost (DMC)

1. Bahan Baku :

a. Ethanol

Harga = Rp 3.150/kg

Kebutuhan = 1.587.926,1 kg/tahun

Biaya = Rp 3.150/kg x 1.587.926,1 kg/tahun
= Rp. 5.001.967.127

b. HCL

Harga = Rp 900/kg

Kebutuhan = 3.740.579,9 kg/tahun

Biaya = Rp 900/kg x 3.740.579,9 kg/tahun
= Rp. 3.366.521.936

c. Zincronium Oxide

Harga = Rp. 23.850/kg

Kebutuhan = 834,2 kg/tahun

Biaya = Rp. 23.850/kg x 834,2 kg/tahun
= Rp. 19.896.611

Total biaya bahan baku

= Rp. 8.388.385.674

2. Produk

Ethil klorid

Harga = Rp. 4.230/kg

Produksi = 50.000.000 kg/tahun

Annual Penjualan = Rp. 4.230/kg x 50.000.000 kg/tahun

= Rp. 211.500.000.000

3. Gaji karyawan

Total Gaji karyawan = Rp.564.100.000/bulan

Total Gaji karyawan per tahun = Rp.564.100.000/bulan x 12 bulan

= Rp 6.769.200.000

4. *Supervision* (25% Gaji karyawan)

= 0,25 x Rp. 6.769.200.000

= Rp. 1.692.300.000

5. *Maintenance* (2% FCI)

- Dollar = 0,02 x \$ 3.371.755

= \$ 67.435

- Rupiah = 0,02 x Rp. 30.345.801,233

= Rp. 606.916,024

6. *Plant Suplies* (15% Maintenance)

- Dollar = 0,15 x \$ 67.435

= \$ 10.115

- Rupiah = 0,15 x Rp. 606.916,024

= Rp. 91.037,403

7. *Royalty dan Patent* (1% Penjualan)
 $= 0.01 \times \text{Rp. } 211.500.000.000$
 $= \text{Rp. } 2.115.000.000$
8. Total biaya kebutuhan bahan untuk Utilitas = Rp. 125.539.120.615

Tabel.4.9.1 Total *Direct Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Gaji karyawan	6.769.200.000	752.133,333
<i>Supervision</i>	1.692.300.000	188.033,333
<i>Maintenance</i>	606.916.024	67.435,113
<i>Plant supplies</i>	91.037.403	10.115,267
<i>Royalty dan patent</i>	2.115.000.000	235.000
Kebutuhan untuk utilitas	125.539.120.615	13.948.791,18
Total DMC =	145.201.959.718	16.133.551,08

B. *Indirect Manufacturing Cost*

1. *Payroll Overhead* (15% Gaji karyawan)
 $= 0,15 \times \text{Rp. } 6.769.200.000$
 $= \text{Rp. } 1.015.380.000$
2. Laboratorium (10% Gaji karyawan)
 $= 0,1 \times \text{Rp. } 6.769.200.000$
 $= \text{Rp. } 676.920.000$
3. *Plant Overhead* (50% Gaji karyawan)

= 0,5 x Rp. 6.769.200.000

= Rp. 3.384.600.000

4. *Packing and shipping* (10 % penjualan)

= 0,1 x Rp. 211.500.000.000

= Rp. 21.150.000.000

Tabel.4.9.2 Total *Inderect Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Payroll overhead</i>	1.015.380.000
Laboratorium	676.920.000
<i>Plant overhead</i>	3.384.600.000
<i>Packing and shipping</i>	21.150.000.000
Total IMC =	26.226.900.000

C. Fixed Manufacturing Cost

1. *Depresiasi* (10% FCI)

- Dollar = 0,1 x \$ 3.371.755

= \$ 337.175

- Rupiah = 0,1 x Rp. 30.345.801.233

= Rp. 3.034.580.123

2. *Property Tax* (1% FCI)

- Dollar = 0,01 x \$ 3.371.755

= \$ 33.717

- Rupiah = 0,01 x Rp. 30.345.801.233

= Rp. 303.458.012

3. Asuransi (1% FCI)

- Dollar = 0,01 x \$ 3.371.755

= \$ 33.717

- Rupiah = 0,01 x Rp. 30.345.801.233

= Rp. 303.458.012

Tabel.4.9.3 Total *Fixed Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Depresiasi</i>	3.034.580.123	337.175
<i>Property tax</i>	303.458.012	33.717
Asuransi	303.458.012	33.717
Total FMC =	3.641.496.148	404.609

Tabel.4.9.4 Total *Manufacturing Cost (MC)*

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Direct Manufacturing Cost</i>	145.201.959.718	16.133.551
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	26.226.900.000	2.924.100
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	3.641.496.148	404.610
Total MC =	175.070.355.866	19.856.871

Total MC (dalam Rupiah) = Rp. 175.070.355.866

4.10 GENERAL EXPENSE

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

1. Administrasi (3% MC)

- Dollar = $0,03 \times \$ 19.452.261$
= \$ 583,567

- Rupiah = $0,03 \times \text{Rp. } 175.070.355.866$
= Rp. 5.252.110.675

2. Penjualan (5% MC)

- Dollar = $0,05 \times \$ 19.452.261$
= \$ 972,613

- Rupiah = $0,05 \times \text{Rp. } 175.070.355.866$
= Rp. 8.753.517.793

3. *Research* (4% MC)

- Dollar = $0,04 \times \$ 19.452.261$
= \$ 778,090

- Rupiah = $0,04 \times \text{Rp. } 175.070.355.866$
= Rp. 7.002.814.234

4. *Finance* (4% WCI+FCI)

- Dollar = $0,04 \times (\$ 3.834.967 + \$ 3.371.755)$
= \$ 288.268

$$\begin{aligned}
 \text{- Rupiah} &= 0,04 \times (\text{Rp. } 30.345.801.233 + \text{Rp. } 34.514.705.340) \\
 &= \text{Rp. } 2.594.420.262
 \end{aligned}$$

Tabel.4.10 Total General Expense

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Administrasi	5.252.110.675	583.567
Penjualan	8.753.517.793	972.613
Research	7.002.814.234	778.090
Finance	2.594.420.262	288.268
Total GE =	23.602.862.967	2.622.540

Total General Expense (dalam Rupiah) = Rp. 23.602.862.967

4.10.1 TOTAL CAPITAL INVESTMENT

$$\begin{aligned}
 \text{Total Capital Investment} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\
 &= \text{Rp } 30.345.801.233 + \text{Rp. } 34.514.705.340 \\
 &= \text{Rp. } 64.860.506.573
 \end{aligned}$$

4.10.2 TOTAL BIAYA PRODUKSI

$$\begin{aligned}
 \text{Total Biaya Produksi} &= \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expense} \\
 &= \text{Rp. } 175.070.355.866 + \text{Rp. } 23.602.862.967 \\
 &= \text{Rp. } 198.673.218.833
 \end{aligned}$$

4.10.3 ANALISA KEUNTUNGAN

a. Keuntungan Sebelum Pajak

$$\text{Total Penjualan} = \text{Rp. } 211.500.000.000$$

$$\text{Total Biaya Produksi} = \text{Rp. } 198.673.218.833$$

$$\begin{aligned}
 \text{Keuntungan} &= \text{Total penjualan} - \text{Total biaya produksi} \\
 &= \text{Rp. 211.500.000.000} - \text{Rp.198.673.218.833} \\
 &= \text{Rp. 12.826.781.167}
 \end{aligned}$$

b. Keuntungan Sesudah Pajak

$$\begin{aligned}
 \text{Pajak (50\% keuntungan)} &= 0,5 \times \text{Rp. 12.826.781.167} \\
 &= \text{Rp. 6.413.390.583}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Keuntungan sesudah pajak} &= \text{Keuntungan sebelum pajak} - \text{pajak} \\
 &= \text{Rp. 12.826.781.167} - \text{Rp.6.413.390.583} \\
 &= \text{Rp. 6.413.390.583}
 \end{aligned}$$

4.10.4 ANALISA KELAYAKAN

1. Return on Investment (ROI)

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Pr ofit (keuntungan)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\%$$

a. Sebelum Pajak

$$\begin{aligned}
 \text{ROI}_b &= \frac{\text{Pr ofit (keuntungan sebelum pajak)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp.12.826.781.167}}{\text{Rp.30.345.801.233}} \times 100\% \\
 &= 42\%
 \end{aligned}$$

Batasan : *Minimum High Risk*, $\text{ROI}_b = 44\%$

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat

b. Sesudah Pajak

$$\begin{aligned}ROI_a &= \frac{\text{Pr ofit(keuntungan sesudah..pajak)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\% \\ &= \frac{Rp.6.413.390.583}{Rp.30.345.801.233} \times 100\% \\ &= 21 \%\end{aligned}$$

2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}}$$

a. Sebelum Pajak

$$\begin{aligned}POT_b &= \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan sebelum pajak} + \text{Depresiasi}} \\ &= \frac{Rp.30.345.801.233}{Rp.12.826.781.167 + Rp.3.034.580.123} \\ &= 1,91 \text{ tahun}\end{aligned}$$

Batasan : *Maximum High Risk*, $POT_b = 2$ tahun

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat

b. Sesudah Pajak

$$\begin{aligned}POT_a &= \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan sesudah pajak} + \text{Depresiasi}} \\ &= \frac{Rp.30.345.801.233}{Rp.6.413.390.583 + Rp.3.034.580.123} \\ &= 3,21 \text{ tahun}\end{aligned}$$

3. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan break even point kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

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

a. *Annual Fixed Cost (Fa)*

<i>Depresiasi</i>	= Rp 3.034.580.123
<i>Proerty Tax</i>	= Rp 303.458.012
<i>Asuransi</i>	= <u>Rp 303.458.012</u> +
Total	= Rp 3.641.496.148

b. *Annual Regulated*

Expenses (Ra)

Gaji karyawan	= Rp. 6.769.200.000
Payroll Overhead	= Rp. 1.015.380.000

c. *Annual Variable Value (Va)*

Supervision

= Rp. 1.692.300.000

Plant Overhead = Rp. 3.384.600.000

Laboratorium = Rp. 676.920.000

General Expense = Rp. 23.602.862.967

Maintenance = Rp. 606.916.025

Plant Supplies = Rp. 91.037.404 +

Total = Rp. 37.839.216.395

Raw Material = Rp 8.388.385.674

Packing and Shipping = Rp 21.150.000.000

Utilitas = Rp 125.539.120.616

Royalty dan Patent = Rp 2.115.000.000 +

Total = Rp 157.192.506.290

d. *Annual Sales Value (Sa)* = Rp. 211.500.000.000

$$\begin{aligned} BEP &= \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% \\ &= \frac{Rp.3.641.496.148 + (0,3 \times Rp.37.839.216.395)}{(Rp.211,5 \times 10^9 - Rp.157.192.506.290 - (0,7 \times Rp.37.839.216.395))} \times 100\% \\ &= 53,89\% \end{aligned}$$

Batasan : *Chemical Industry*, BEP = 40 -60 %

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat

4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar fixed cost.

$$\begin{aligned} SDP &= \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% \\ &= \frac{(0,3 \times Rp.37.839.216.395)}{(Rp.211,5 \times 10^9 - Rp.157.192.506.290 - (0,7 \times Rp.37.839.216.395))} \times 100\% \\ &= 40,80\% \end{aligned}$$

5. DISCOUNTED CASH FLOW RATE (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate of Return adalah laju bunga maksimum dimana pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

Umur pabrik (n) = 10 tahun

Fixed Capital Investment (FCI) = Rp. 30.345.801.233

Working Capital Investment (WCI) = Rp. 34.514.705.340

Salvage value (SV) = Depresiasi = Rp. 3.034.580.123

Cash flow (CF) = Annual profit + depresiasi + finance

$$= \text{Rp. } 2.594.420.262. + 6.413.390.583 + 3.034.580.123$$

$$= \text{Rp. } 12.042.390.970$$

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

Persamaan untuk menentukan DCFR :

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

$$R = S$$

$$R = \text{Rp. } 354.213.581.949$$

$$S = \text{Rp. } 354.213.581.949$$

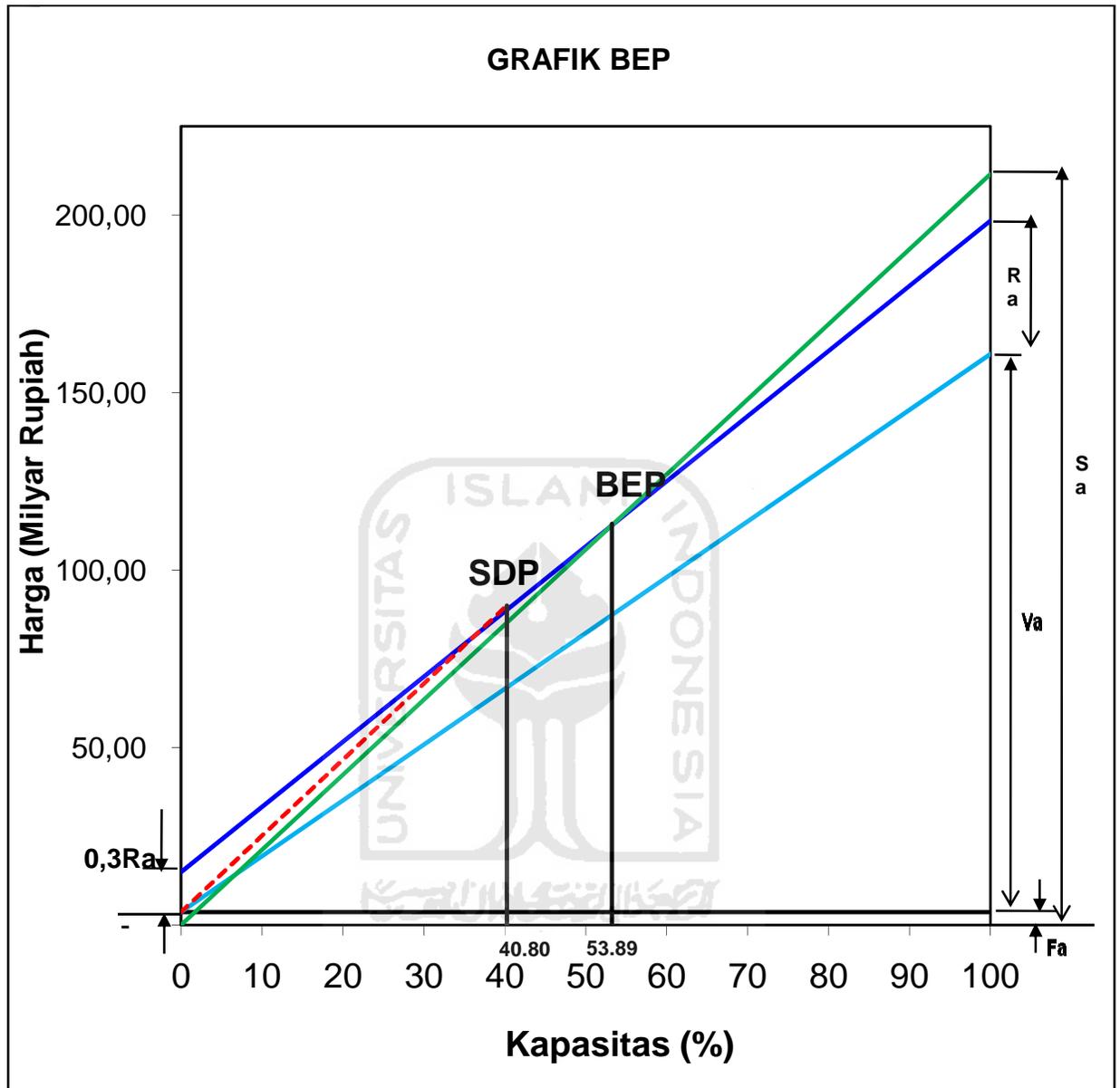
Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 18,50\%$

$$\text{DCFR} = 18,50 \%$$

Batasan : *Minimum* Nilai DCFR = 1,5 x bunga bank

Bunga bank : 10 %

Kesimpulan : Memenuhi syarat ($1,5 \times 10\% = 15 \%$)



Gambar 4.6

BAB V

KESIMPULAN

Pabrik Etil Klorid digolongkan sebagai pabrik beresiko rendah karena:

1. Suhu operasi 30 - 145 °C
2. Tekanan operasi tidak terlalu tinggi
3. Bahan baku sudah tersedia di dalam negeri

Dari hasil analisis ekonomi diperoleh data sebagai berikut :

1. Keuntungan yang diperoleh
 - a. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp.12.826.781.167 per tahun
 - b. b. Keuntungan sesudah pajak sebesar Rp.6.413.390.583 per tahun
2. Return *On Investment* (ROI)
 - a. Sebelum pajak sebesar 42 %
 - b. Sesudah pajak sebesar 21 %

Syarat ROI sebelum pajak untuk beresiko rendah minimum 11 % dan untuk beresiko tinggi 44 % (Aries & Newton, 1955)

3. *Pay Out Time (POT)*

- a. Sebelum pajak sebesar 1,91 tahun
- b. Sesudah pajak sebesar 3,21 tahun

Syarat POT sebelum pajak untuk beresiko tinggi maksimum 2 tahun dan untuk beresiko rendah 5 tahun (Aries & Newton, 1955)

4. *Break Even Point (BEP)* sebesar 53,89 %

BEP untuk pabrik kimia besarnya berkisar antara 40 % – 60 %

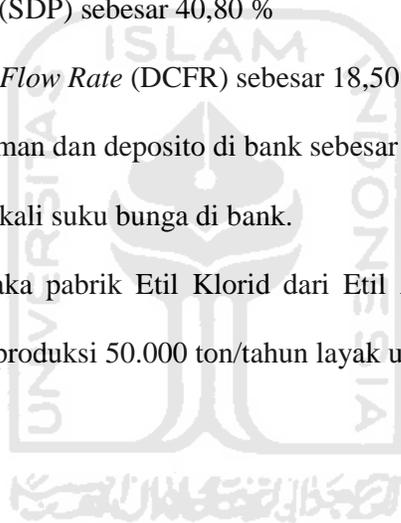
5. *Shut Down Point (SDP)* sebesar 40,80 %

6. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)* sebesar 18,50 %

Suku bunga pinjaman dan deposito di bank sebesar 10 %.

Syarat DCFR 1,5 kali suku bunga di bank.

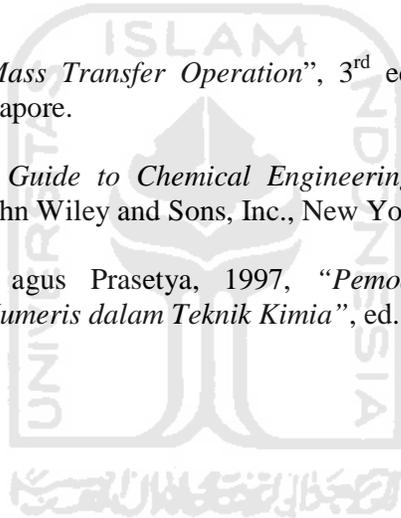
Dari data-data diatas maka pabrik Etil Klorid dari Etil Alkohol dan Hydrogen Klorid dengan kapasitas produksi 50.000 ton/tahun layak untuk dikaji lebih lanjut.



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.D., 1955, "*Chemical Engineering Cost Estimation*", McGraw-Hill Book Company, New York.
- Brown, G.G., 1950, "*Unit Operation*", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1979, "*Process Equipment Design*", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1983, "*Chemical Engineering*", Vol. 6, Pergamon Press, Oxford.
- Evans, F.L., 1979, "*Equipment Design Handbook*", Vol. 1, 2nd ed., Gulf Publishing Co., Houston.
- Faith, W.L., Keyes, D.B., and Clark, R.L., 1957, "*Industrial Chemistry*", John Wiley and Sons, London.
- Holman, J. P., 1988, "*Perpindahan Kalor*", alih bahasa Jasifi E., edisi ke-6, Erlangga, Jakarta.
- Kern, D.Q., 1950, "*Process Heat Transfer*", McGraw-Hill International Book Company, Inc., New York.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1952, "*Encyclopedia of Chemical Technology*", 3rd ed., Vol. 4, The Inter Science Encyclopedia, Inc., New York.
- Ludwig, E.E., 1965, "*Applied Process Design and Petrochemical Plants*", Vol. 1 – 3, Gulf Publishing Co., Houston.
- Mc. Adams, W. H., 1954, "*Heat Transmision*", 3th ed., Kogakusha Co. Ltd., Tokyo.
- Mc. Ketta, G. and Cunningham W. A., 1979, "*Encyclopedia of Chemical Processing and Design*", Marcel Dekker Inc., New York.
- Perry, R.H. and Green, D.W., 1984, "*Perry's Chemical Engineers' Handbook*", 6th ed., McGraw-Hill Book Company, New York.
- Peters, M.S. and Timmerhaus, K.D., 1980, "*Plant Design and Economic for Chemical Engineers*", 3rd ed., McGraw-Hill, Auckland.

- Powell, S.T., 1954, "*Water Conditioning for Industry*", McGraw-Hill Book Company, Tokyo.
- Rase, H.F., 1977, "*Chemical Reactor Design for Process Plant, Volume One : Principles and Techniques*", John Wiley and Sons, Inc. New York
- Rase, H.F. and Barrow, M.H., 1957, "*Project Engineering of Process Plants*", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Smith, J.M., 1981, "*Chemical Engineering Kinetic*", McGraw-Hill Book Company Kogakusha, Ltd., Tokyo
- Smith, J.M. and Van Ness, H.C., 1975, "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic*", 3rd ed., McGraw-Hill Book Company, Kogakusha, Tokyo.
- Treybal, R.E., 1981, "*Mass Transfer Operation*", 3rd ed., McGraw-Hill Book Company, Singapore.
- Ulrich, G.D., 1984, "*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Wahyudi, B. S., dan agus Prasetya, 1997, "*Pemodelan Matematis dan Penyelesaian Numeris dalam Teknik Kimia*", ed. 1, Andi, Yogyakarta.



LAMPIRAN REAKTOR

Tugas : Mereaksikan etil alkohol dengan hidrogen klorid menjadi etil klorid.

Jenis : Reaktor Katalitik *Fixed Bed Multitube*.

Kondisi operasi :

- Adiabatik non isothermal
- Suhu operasi 145 °C
- Tekanan operasi 2,04 atm
- Konversi 98 %

PENYUSUNAN MODEL MATEMATIKA

Asumsi :

- Kondisi *steady state* sudah tercapai
- Perpindahan massa karena difusi diabaikan
- Gas dianggap mengikuti hukum gas ideal
- Panas hilang ke lingkungan diabaikan
- Suhu dalam katalis seragam

A. NERACA MASSA

Asumsi – asumsi yang diambil :

1. Aliran *plug flow*, tidak ada gradien konsentrasi kearah radial
($D/D_p = 8 - 50$) (Rase, 1977)
2. Dispersi aksial diabaikan ($L/D_p \geq 100$) (Rase, 1977)

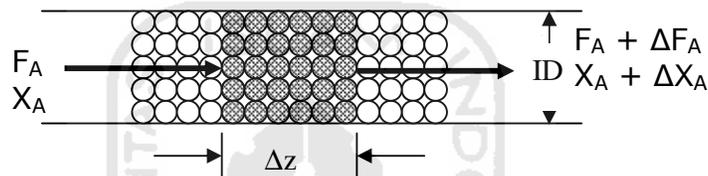
3. Gradien konsentrasi intra partikel dan interfase diabaikan

4. *Steady state*

Penyusunan model neraca massa dilakukan dalam sebuah pipa berisi katalisator sepanjang Δz dengan konversi X_A

$$\text{Elemen Volum} = \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times \Delta z$$

$$= A \times \Delta z$$



Neraca massa A (C_2H_5OH) di fase gas pada elemen volume setebal ΔZ .

(rate of input) – (rate of output) = (rate of acc.)

$$\left(F_A \Big|_Z \right) - \left(F_A \Big|_{Z+\Delta Z} + (-r_A) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot \Delta Z \right) = 0$$

$$\frac{\left(F_A \Big|_Z \right) - \left(F_A \Big|_{Z+\Delta Z} \right)}{\Delta Z} = -(-r_A) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} ID^2$$

jika $\Delta z \rightarrow 0$ maka diperoleh :

$$\frac{dF_A}{dz} = -(-r_A) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} ID^2$$

karena $F_A = F_{A0} (1 - X_A)$

$$dF_A = -F_{A0} dX_A$$

didapat :

$$\frac{dX_A}{dz} = (-r_A) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} ID^2 \quad \dots(1)$$

dengan

ρ_B = *bulk density* dari katalisator, kg/m³

ID = diameter dalam pipa, m

B. NERACA PANAS

Asumsi – asumsi yang diambil :

1. Aliran *plug flow*, tidak ada gradien suhu ke arah radial ($D/D_p = 8 - 50$) (Rase, 1977)
2. Dispersi aksial diabaikan ($L/D_p \geq 100$) (Rase, 1977)
3. Gradien suhu intra partikel dan interfase diabaikan
4. *Steady state*
5. Kapasitas panas gas (C_p) dan viskositas gas (μ) merupakan fungsi suhu dan bukan fungsi jarak

Penyusunan model neraca panas dilakukan dalam sebuah pipa berisi katalisator sepanjang Δz dengan konversi X_A , suhu gas T

a. Neraca panas fase gas pada elemen volume

(rate of input) – (rate of output) + heat of reaction = (rate of acc.)

$$[H|_Z] - [(H|_{Z+\Delta Z}) + U_D \cdot \pi \cdot \Delta z \cdot OD \cdot N_t \cdot (\bar{T} - T_s)] + F_{A0} \cdot \Delta X_A \cdot (-\Delta H_R) = 0$$

$$\frac{H|_{Z+\Delta Z} - H|_Z}{\Delta z} = F_{A0} \cdot \frac{\Delta X_A}{\Delta z} \cdot (-\Delta H_R) - U_D \cdot \pi \cdot \Delta z \cdot OD \cdot N_t \cdot (\bar{T} - T_s)$$

Jika diambil $\Delta z \rightarrow 0$ maka :

$$\frac{dH}{dz} = F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dz} \cdot (-\Delta H_R) - U_D \cdot \pi \cdot \Delta z \cdot OD \cdot N_t \cdot (T - T_s)$$

$$\sum (F_i \cdot C_{pi}) \cdot \frac{dT}{dz} = F_{Ao} \cdot \frac{dX_A}{dz} \cdot (-\Delta H_R) - U_D \cdot \pi \cdot \Delta z \cdot OD \cdot N_t \cdot (T - T_s)$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{F_{Ao} \cdot \frac{dX_A}{dz} \cdot (-\Delta H_R) - U_D \cdot \pi \cdot OD \cdot N_t \cdot (T - T_s)}{\sum (F_i \cdot C_{pi})} \quad \dots(2)$$

dengan :

T = Suhu gas , $^{\circ}\text{K}$

T_s = Suhu pendingin, $^{\circ}\text{K}$

F_i = Kecepatan aliran massa komponen i, kgmol/jam

F_{A0} = Kecepatan aliran massa komponen A, kgmol/jam

C_{pi} = Kapasitas panas komponen i, kcal/kgmol/ $^{\circ}\text{K}$

N_t = Jumlah pipa

U_D = Koef.transfer panas overall, kcal/j/ $\text{m}^2/^{\circ}\text{C}$

b. Neraca panas pada pendingin

Asumsi :

1. Arah aliran pendingin *cocurent*

2. *Steady state*

(rate of input) – (rate of output) = (rate of acc.)

$$m \cdot C_{ps} \cdot T_s \Big|_z - m \cdot C_{ps} \cdot T_s \Big|_{z+\Delta z} + U_D \cdot \pi \cdot OD \cdot \Delta z \cdot N_t \cdot (\bar{T} - T_s) = 0$$

$$\frac{T_s \Big|_{z+\Delta z} - T_s \Big|_z}{\Delta z} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot OD \cdot N_t \cdot (\bar{T} - T_s)}{m \cdot C_p}$$

Jika diambil $\Delta z \rightarrow 0$ maka :

$$\frac{dT_s}{\Delta z} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot OD \cdot N_t \cdot (T_s - T)}{m \cdot C_p} \quad \dots(3)$$

dengan :

m = Kecepatan aliran massa pendingin, kgmol/jam

C_p = Kapasitas panas pendingin, kcal/kgmol⁰K

C. PRESSURE DROP

a. *Pressure Drop dalam Tube*

Pressure drop pada pipa berisi katalisator dapat didekati dengan persamaan Ergun (Walas, 1959) :

$$\frac{dP}{dz} = \frac{G}{\rho \cdot g \cdot D_p} \cdot \frac{(1 - \epsilon)}{\epsilon} \cdot \left[\frac{150 \cdot (1 - \epsilon) \cdot \mu}{D_p} + 1,75G \right] \quad \dots(4)$$

dengan :

dP = *pressure drop*, lb/ft²

dz = tebal tumpukan katalisator, ft

G = kecepatan aliran massa gas dalam pipa, lb/j.ft²

ρ = densitas gas, lb/cuft

D_p = diameter ekivalen katalisator, ft

g = konstanta percepatan gravitasi bumi, ft/j²

ϵ = porositas tumpukan katalis

μ = viskositas gas, lb/j/ft

b. *Pressure Drop dalam Shell*

Pressure drop dalam *shell* dihitung menggunakan persamaan Kern.

(Kern,1965 p.147)

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot 12 \cdot L}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot B_s \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s} \quad \dots(5)$$

dengan :

ΔP_s = *pressure drop* dalam *shell*, psi

L = panjang *shell*, ft

G_s = kecepatan aliran massa dalam *shell*, lb/j.ft²

D_s = diameter dalam *shell*, ft

D_e = diameter ekivalen, ft

B_s = jarak baffle, ft

S = specific gravity

f = faktor friksi f(Res), ft²/in²

φ_s = viscosity ratio

DATA DAN ESTIMASI SIFAT-SIFAT FISIS

1. Berat Molekul Rata-Rata Gas (BM_G)

$$BM_G = \sum_{i=1}^N y_i \cdot BM_i \quad \dots(6)$$

dengan :

y_i = fraksi mol komponen i

BM_i = berat molekul komponen I

2. Densitas Gas (ρ_G)

$$\rho_G = \frac{(t + 273) \cdot P \cdot BM_G}{22,4 \cdot R \cdot T} \quad \dots(7)$$

dengan :

P = tekanan total, atm

BM_G = berat molekul rata-rata gas, kg/kmol

3. Viskositas Gas (μ_G)

$\mu_G = A + BT + CT^2$ dengan konstanta A, B dan C sebagai berikut :

Komp.	A	B	C
C ₂ H ₅ OH	1,499	3,0741.10 ⁻¹	-4,4479.10 ⁻⁵
HCl	-9,554	5,445.10 ⁻¹	-0,9656.10 ⁻⁵
H ₂ O	-31,89	4,145.10 ⁻¹	-1,6272.10 ⁻⁵

sedangkan untuk viskositas campuran gas :

$$\mu_M = \frac{\sum y_i \cdot \mu_i \cdot BM_i^{0,5}}{\sum y_i \cdot BM_i^{0,5}} \cdot 360, \quad \text{kg/j/m} \quad (\text{Perry, 1984}) \quad \dots(8)$$

dengan :

μ_i = viskositas gas, kg/j/m

BM_i = berat molekul komponen i, kg/kgmol

y_i = fraksi mol komponen i

4. Panas Reaksi (ΔH_R)

$$\Delta H_R = \Delta H_R^0 + \int_{298}^T \Delta C_p dT, \quad \text{kcal/kgmol} \quad \dots(9)$$

$$\Delta H_R^0 = -6376,6642 \text{ kcal/kgmol} \quad (\text{Kirk and Othmer})$$

Data kapasitas panas komponen (C_p)

$$C_p = A + B.T + C.T^2 + D.T^3 \quad (\text{Perry, 1981}) \quad \dots(10)$$

Nilai konstanta A,B,C, dan D untuk masing-masing komponen adalah sebagai berikut :

Komp.	A	B · 10 ³	C · 10 ⁶	D · 10 ⁹
C ₂ H ₅ OH	2,1542	51,14478	2,0052	0,32742
HCl	7,2394	-1,1721	2,9779	-0,9313
C ₂ H ₅ Cl	-0,1321	62,2819	-43,951	13,257
H ₂ O	7,7059	-0,4589	2,5333	-0,838

Kapasitas panas campuran gas dihitung dengan persamaan :

$$C_{p_G} = \sum_{i=1}^N y_i \cdot C_{p_i} \quad \dots(11)$$

dengan :

C_{p_G} = kapasitas panas campuran gas, kJ/kmol.K

$$\Delta C_p = \Delta A + \Delta B T + \Delta C T^2 + \Delta D T^3$$

$$\Delta A = 12,6588$$

$$\Delta B = -0.2500$$

$$\Delta C = -2,2344 \cdot 10^{-5}$$

$$\Delta D = 1,3001 \cdot 10^{-8}$$

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

...(12)

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

5. Sifat Fisis Pendingin

Reaksi berlangsung eksotermis maka agar proses berlangsung baik maka dipakai pendingin. Media pendingin yang digunakan adalah mineral oil.

Sifat-sifat fisis pendingin didekati dengan persamaan fungsi suhu (Mc.

Ketta,) :

$$k = 0,1339663 - 6,267048 \cdot 10^{-5} T \quad , \text{kcal/j} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K}$$

...(13)

$$C_p = 0,1558662 + 9,990002 \cdot 10^{-4} T \quad , \text{kcal/kg} \cdot \text{K}$$

...(14)

$$\mu = \frac{1}{(0,8266387 - 663,7532461 \cdot T^{-1,1637168})} \quad , \text{kg/m} \cdot \text{j}$$

...(15)

SPEKIFIKASI TUBE DAN SHELL

1. Spekifikasi Tube

Pemilihan diameter *tube* ditentukan berdasarkan ukuran butir katalis agar memberikan perpindahan panas yang maksimal. Spekifikasi katalisator yang dipilih adalah sebagai berikut :

Jenis : $\text{ZrOCl}_2 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$

Bentuk : Butiran

ρ_p : 5490 kg/m^3

D_p : $\frac{1}{8} \text{ in} = 3,175 \cdot 10^{-3} \text{ m}$

Dp/ID	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

(Smith,J.M.,1981)

dengan :

h_w = koef. transfer panas untuk *tube* dengan bahan isian

h = koef. transfer panas untuk *tube* kosong

Pipa yang dipilih adalah:

Jenis : *Steel pipe*

IPS : 1 in

OD : 1,32 in

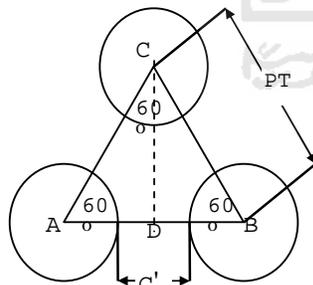
Sch.No : 40

ID : 1,049 in

Sehingga didapat $\frac{Dp}{Dt} = 0,15$

3. Spesifikasi *Shell*

Pipa-pipa disusun dengan pola '*triangular pitch*' (segitiga sama sisi), agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam *shell* menjadi besar, sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi (h_o) :



P_T = Jarak antara 2 pusat pipa.

$$P_T = 1,25 D_o$$

$$C' = \text{Clearance} = P_T - D_o$$

$$CD = P_T \sin 60^\circ$$

Untuk menghitung diameter *shell*, dicari luas penampang *shell* total (A total).

$$A_{\text{total}} = 2.N.(A_{\text{pipa}} + A_{\text{antar pipa}})$$

$$= 2.N.(\text{luas segitiga ABC})$$

$$\pi/4.IDS^2 = 2.N.(\frac{1}{2}.P_T^2.\sin 60^\circ)$$

$$IDS = \sqrt{\frac{4 \cdot N \cdot P_T^2 \cdot 0.866}{\pi}}$$

...(16)

IDS = diameter dalam *shell*,m

Diameter ekuivalen untuk susunan pipa '*triangular pitch*' dapat dihitung dengan rumus :

$$De = \frac{4 \times (0.5 \cdot P_T \times 0.866 \cdot P_T - 0.5 \cdot \pi \cdot OD^2 / 4)}{0.5 \cdot \pi \cdot OD}$$

...(17)

dengan :

De = diameter ekuivalen,m

P_T = *pitch*,m

OD = diameter luar *tube*,m

(Kern,1950)

Untuk memperbesar turbulensi dalam *shell*, maka di antara *tube-tube* dipasang *baffle* (penghalang).

Diambil *Baffle Spacing* (Bs) = $\frac{1}{4}$.IDS

Luas *shell* (As) :

$$As = \frac{IDS \cdot Bs \cdot C'}{P_T} \quad \dots(18)$$

Kecepatan pendingin tiap satuan luas *shell* adalah :

$$Gs = Ms/As \quad \dots(19)$$

dengan :

Gs = kecepatan pendingin, kg/s.m²

KOEFISIEN PERPINDAHAN PANAS

1. Koefisien Perpindahan Panas didalam *Tube*

Reaktor dirancang seperti alat penukar kalor (*heat exchanger*). Koefisien perpindahan panas konveksi dalam pipa dihitung dengan anggapan pipa kosong kemudian dikoreksi dengan *factor Colburn* (hw/h).

$$h_i = \frac{K_G}{ID} \cdot (5 + 0,025 \cdot (Re \cdot Pr)^{0,8}) \quad \dots(20)$$

$$h_i = \left(\frac{hw}{h}\right) \cdot \frac{K_G}{ID} \cdot (5 + 0,025 \cdot (Re \cdot Pr)^{0,8}) \quad \dots(21)$$

$$h_{io} = h_i \cdot ID/OD \quad \dots(22)$$

(persamaan berlaku untuk $D_p/ID < 0,35$)

dengan :

h_i = koef. perp. panas dalam *tube*, kcal/j.m².K

K_G = konduktivitas panas gas, kcal/j.m.K.

D_p = diameter katalis, m

ID = diameter dalam *tube*, m

Re = bilangan Reynold

Pr = bilangan Prandtl

2. Koefisien Perpindahan Panas diluar *Tube*

Koefisien perpindahan panas di luar pipa (h_o) dapat dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0,36 \cdot \frac{K_p}{De} \cdot \left(\frac{De \cdot G_s}{\mu_p}\right)^{0,55} \cdot \left(\frac{C_{p_p} \cdot \mu_p}{K_p}\right)^{1/3} \quad (\text{Kern,1950}) \quad \dots(23)$$

dengan :

D_e = diameter ekivalen pipa, m

G_s = kecepatan aliran pendingin di dalam *shell*, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{j}$

h_o = koefisien transfer panas diluar *tube*, $\text{kcal/j} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K}$.

K_p = konduktivitas panas pendingin, $\text{kcal/j} \cdot \text{m} \cdot \text{K}$.

μ_p = viskositas pendingin, $\text{kg/j} \cdot \text{m}$

Dirt Factor (Rd)

- Gas organik = $0,0005 \text{ hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{Btu}$
- Pendingin = $0,001 \text{ hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{Btu}$ (Kern,1950)
- Rd total = $0,0015 \text{ hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{Btu}$
= $3,0798 \cdot 10^{-4} \text{ j} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{kcal}$

3. Koefisien Perp. Panas *Overall Clean dan Design*

Harga koefisien perpindahan panas *overall clean* dihitung dengan rumus :

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

...(24)

dan harga koefisien perpindahan panas *overall design* dihitung dengan

rumus:

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{U_C} + R_d} \quad (\text{Kern,1950})$$

...(25)

dengan :

hio = koefisien perpindahan panas antara luar dan dalam *tube*,
kcal/j.m².K.

ho = koefisien perpindahan panas luar *tube*, kcal/j.m².K.

Rd = *fouling factor*, j.m².K/kcal

Dari perhitungan di atas diperoleh persamaan – persamaan sebagai berikut :

$$1. \frac{dX_A}{dz} = (-r_A) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} ID^2$$

$$2. \frac{dT}{dz} = \frac{F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dz} \cdot (-\Delta H_R) - U_D \cdot \pi \cdot OD \cdot N_t \cdot (T - T_s)}{\sum (F_i \cdot C_{pi})}$$

$$3. \frac{dT_s}{\Delta z} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot OD \cdot N_t \cdot (T_s - T)}{m \cdot C_p}$$

$$4. \frac{dP}{dz} = \frac{G}{\rho \cdot g \cdot D_p} \cdot \frac{(1 - \epsilon)}{\epsilon} \cdot \left[\frac{150 \cdot (1 - \epsilon) \cdot \mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

$$\Delta z = 0.1000$$

z (m)	x	T (K)	Ts (K)	P (atm)
0.000	0.000	418.000	303.000	2.041
0.100	0.055	417.957	303.811	2.040
0.200	0.106	417.916	304.615	2.040
0.300	0.155	417.876	305.414	2.039
0.400	0.200	417.837	306.207	2.039
0.500	0.244	417.799	306.994	2.038
0.600	0.284	417.762	307.776	2.038
0.700	0.323	417.727	308.551	2.037

0.800	0.359	417.692	309.321	2.037
0.900	0.394	417.659	310.085	2.036
1.000	0.426	417.626	310.844	2.036
1.100	0.457	417.594	311.597	2.035
1.200	0.486	417.563	312.345	2.034
1.300	0.513	417.533	313.087	2.034
1.400	0.539	417.503	313.824	2.033
1.500	0.563	417.475	314.555	2.033
1.600	0.586	417.446	315.281	2.032
1.700	0.608	417.419	316.002	2.032
1.800	0.629	417.392	316.717	2.031
1.900	0.648	417.366	317.428	2.031
2.000	0.667	417.340	318.133	2.030
2.100	0.684	417.315	318.833	2.029
2.200	0.701	417.290	319.528	2.029
2.300	0.717	417.266	320.218	2.028
2.400	0.731	417.242	320.902	2.028
2.500	0.745	417.219	321.582	2.027
2.600	0.759	417.196	322.257	2.027
2.700	0.771	417.173	322.927	2.026
2.800	0.783	417.151	323.592	2.026
2.900	0.794	417.130	324.253	2.025

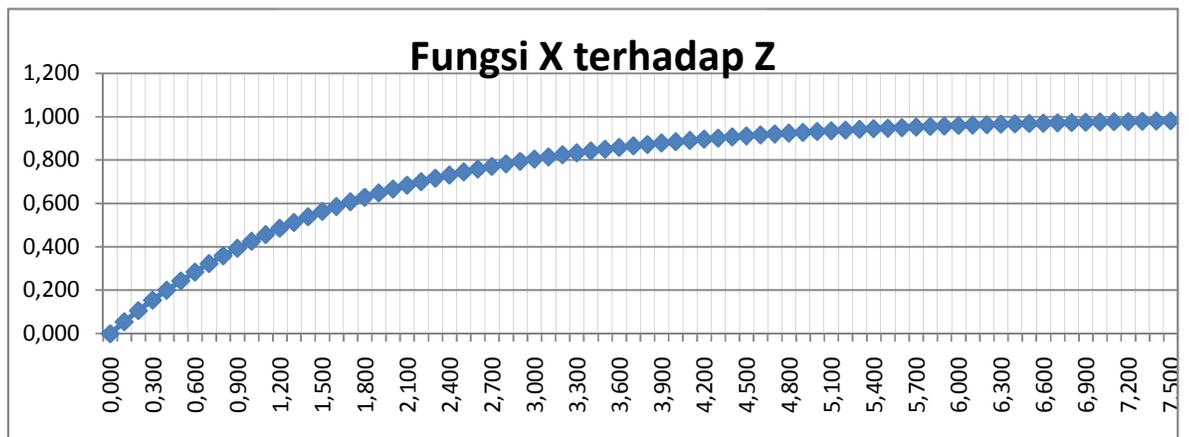
3.000	0.805	417.108	324.908	2.024
3.100	0.815	417.087	325.559	2.024
3.200	0.825	417.067	326.205	2.023
3.300	0.834	417.046	326.846	2.023
3.400	0.842	417.026	327.483	2.022
3.500	0.850	417.006	328.115	2.022
3.600	0.858	416.987	328.743	2.021
3.700	0.865	416.968	329.365	2.021
3.800	0.872	416.949	329.984	2.020
3.900	0.879	416.930	330.598	2.020
4.000	0.885	416.912	331.207	2.019
4.100	0.891	416.894	331.812	2.018
4.200	0.896	416.876	332.413	2.018
4.300	0.902	416.858	333.009	2.017
4.400	0.907	416.841	333.601	2.017
4.500	0.911	416.824	334.189	2.016
4.600	0.916	416.807	334.773	2.016
4.700	0.920	416.790	335.352	2.015
4.800	0.924	416.773	335.927	2.015
4.900	0.928	416.757	336.498	2.014
5.000	0.932	416.740	337.064	2.013
5.100	0.935	416.724	337.627	2.013

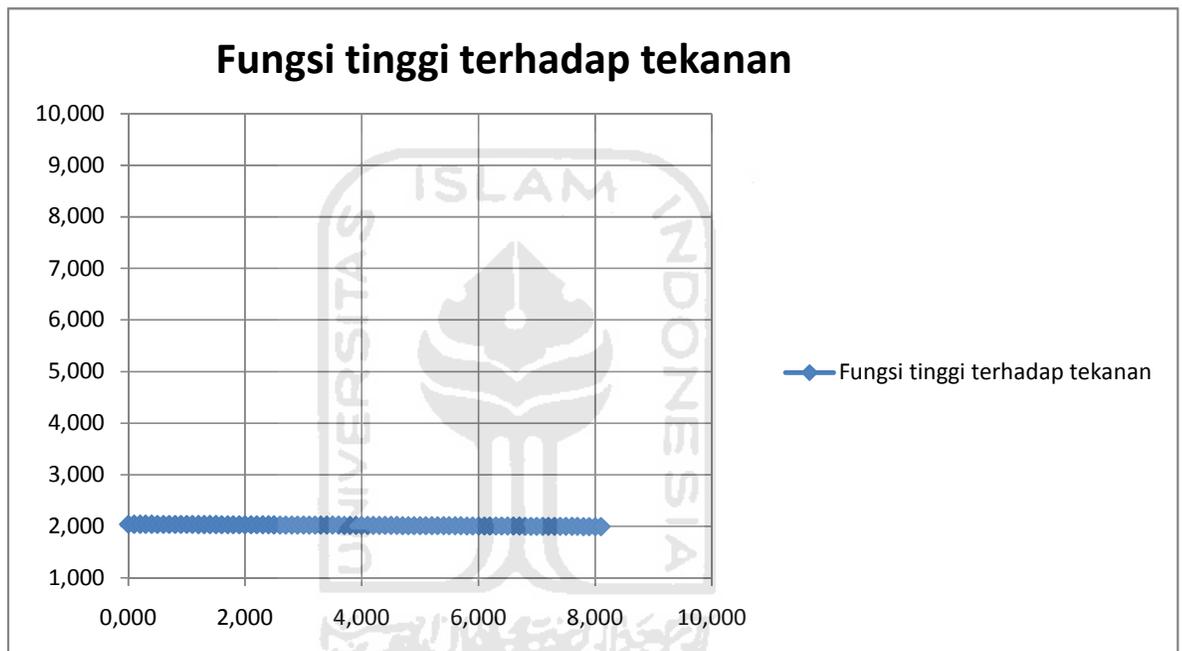
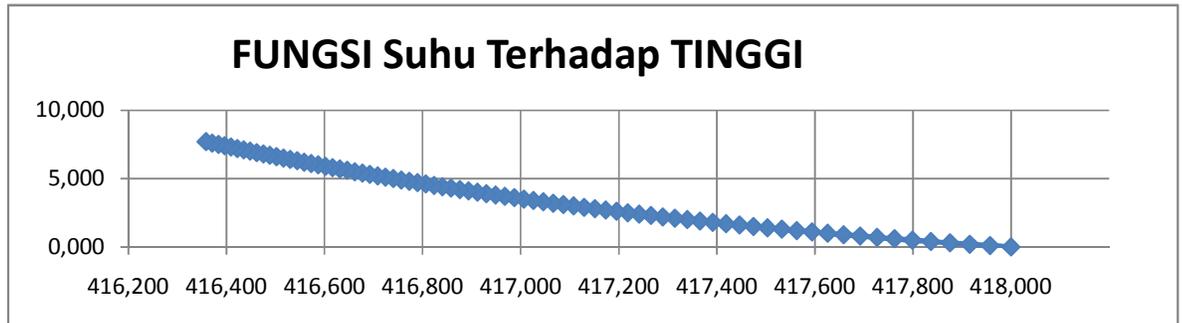
5.200	0.938	416.708	338.186	2.012
5.300	0.941	416.693	338.740	2.012
5.400	0.944	416.677	339.291	2.011
5.500	0.947	416.662	339.837	2.011
5.600	0.950	416.647	340.380	2.010
5.700	0.952	416.632	340.918	2.010
5.800	0.955	416.617	341.453	2.009
5.900	0.957	416.602	341.984	2.008
6.000	0.959	416.587	342.511	2.008
6.100	0.961	416.573	343.034	2.007
6.200	0.963	416.558	343.554	2.007
6.300	0.965	416.544	344.069	2.006
6.400	0.967	416.530	344.581	2.006
6.500	0.968	416.516	345.089	2.005
6.600	0.970	416.503	345.594	2.005
6.700	0.971	416.489	346.095	2.004
6.800	0.973	416.475	346.592	2.003
6.900	0.974	416.462	347.086	2.003
7.000	0.975	416.449	347.576	2.002
7.100	0.977	416.435	348.062	2.002
7.200	0.978	416.422	348.545	2.001
7.300	0.979	416.409	349.025	2.001

7.400	0.980	416.397	349.501	2.000
7.500	0.981	416.384	349.974	2.000
7.600	0.982	416.371	350.443	1.999
7.700	0.983	416.359	350.909	1.998
7.800	0.984	416.346	351.371	1.998
7.900	0.984	416.334	351.830	1.997
8.000	0.985	416.322	352.286	1.997
8.100	0.986	416.310	352.738	1.996

Dari perhitungan didapat :

- Konversi keluar reaktor = 0.981
- Panjang Tube = 7.5 m
- Tekanan keluar tube = 2.0 atm
- Suhu keluar reaktor = 416.384 K
- Suhu keluar shell = 349.974 K





MECHANICAL DESIGN

1. PIPA (TUBE)

Bahan : *Stainless Steel*

Susunan pipa : *Triangular pitch*

Ukuran pipa :

1. Diameter nominal = 1.25 in

2. Schedule number = 40

3. Diameter dalam = 1,38 in

- 4. Diameter luar = 1,66 in
- 5. Luas permukaan luar per panjang = 0,435 ft²/ft
- 7. Luas permukaan dalam per panjang = 0,362 ft²/ft
- 8. Berat pipa per satuan panjang = 2,28 lb/ft
- 9. Jarak antara dua pusat pipa (*pitch*) = 1,3125 in
- 10. *Clearance* = 0,2625 in
- 11. Jumlah pipa = 650

2. SHELL

Bahan : Carbon Steel SA - 203 grade C

Ukuran *shell* :

- Diameter dalam *shell* (IDs) = 35,1463 in
- Tebal *shell* dihitung dengan persamaan (Rase and Barrow, 1957)

$$ts = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

dengan :

ts = tebal *shell*, in

P = tekanan operasi pipa, psi

ri = jari – jari *shell*, in

f = *maximum allowance stress*, psi

E = efisiensi sambungan

C = *corrotion allowance*

Karena bahan konstruksi adalah *Carbon Steel SA - 203 grade C* maka :

f = 18.750 psi, E = 0,85 dan C = 0,125 in (Brownell and Young, 1979

tabel 13-1) sedangkan :

$$P_{\text{design}} = 2.04 \text{ atm} = 29,9798 \text{ psi}$$

$$r_i = \frac{ID_s}{2} = \frac{51,4}{2} = 25,7 \text{ in}$$

Didapat

$$t_s = 0,1875 \text{ in}$$

dipilih pipa standar dengan spesifikasi tebal 0,1875 in (Brownell and Young, 1979 hal 89),

- Diameter luar *shell* (ODs) = $ID_s + 2 \cdot t_s$
 $= 35.1463 \text{ in} + 2 \times 0,1875 \text{ in}$
 $= 35.521 \text{ in} = 0.9022 \text{ m}$
- Tinggi *shell* = tinggi pipa = 7.5

3. HEAD

Bahan : Carbon Steel SA - 203 grade C

Jenis : *elliptical dished head* (mampu menahan $P > 13,6 \text{ atm}$)

Ukuran *head* :

- Diameter dalam *head* (d_i) = diameter dalam *shell* = 35.521 in
- Tebal *head* dicari dengan persamaan (Rase and Barrow, 1957)

$$t_{\text{head}} = \frac{P \cdot d_i}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C$$

dengan :

t_{head} = tebal *shell*, in

P = tekanan operasi pipa, psi

d_i = diameter dalam *head*, in

f = *maximum allowance stress*, psi

E = efisiensi sambungan

C = *corroton allowance*

$$t_{\text{head}} = 0.1875 \text{ in}$$

Dipakai tebal head standar = 3/16 in

$$t_{\text{head}} = 0,0047625\text{m}$$

- Diameter luar *head* = $d_i + 2 \cdot t_{\text{head}}$
 $= 35.625 \text{ in} + 2 \times 0.1875 \text{ in}$
 $= 36 \text{ in} = 0.9144 \text{ m}$
- Tinggi *head* = $\frac{ID_s}{4} = \frac{35.625}{4} = 8,90 \text{ in} = 0,2262 \text{ m}$
- *Straigh flange* (sf) = 2 in (Tabel 5,8 Brownell & Young, 1979)

4. TINGGI REAKTOR

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor} &= \text{tinggi shell} + 2 \cdot \text{tinggi head} \\ &= 7.5 \text{ m} + 2 \cdot 0.2262 \text{ m} \\ &= 7,943 \text{ m} \end{aligned}$$

5. LUAS PERMUKAAN REAKTOR

- a. Luas *shell* bagian dalam (Asi)

$$\begin{aligned} \text{Asi} &= \pi \cdot ID_s \cdot \text{tinggi shell} \\ &= \pi * 0.892716 * 7,5 \\ &= 21.023 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- b. Luas *shell* bagian luar (Aso)

$$\begin{aligned} \text{Aso} &= \pi \cdot OD_s \cdot \text{tinggi shell} \\ &= \pi * 0.9022 * 7.5 \end{aligned}$$

$$= 21,24681 \text{ m}^2$$

c. Luas *head* bagian dalam (Ahi)

$$\begin{aligned} A_{hi} &= \pi \cdot ID_s \cdot sf + \pi/4 \cdot ID_s^2 \\ &= \pi * 0.892716 * 0,00508 + \pi/4 * 0.892716^2 \\ &= 0.6398 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

d. Luas *head* bagian luar (Aho)

$$\begin{aligned} A_{ho} &= \pi \cdot OD_s \cdot sf + \pi/4 \cdot OD_s^2 \\ &= \pi * 0,9022 * 0,00508 + \pi/4 * 0,9022^2 \\ &= 0.6533 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

e. Luas reaktor bagian dalam (Ari)

$$\begin{aligned} A_{ri} &= A_{si} + 2 \cdot A_{hi} \\ &= 21.023 \text{ m}^2 + 2 * 0.6398 \text{ m}^2 \\ &= 22,3026 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

f. Luas reaktor bagian luar (Aro)

$$\begin{aligned} A_{ro} &= A_{so} + 2 \cdot A_{ho} \\ &= 21,24681 \text{ m}^2 + 2 * 0.6533 \text{ m}^2 \\ &= 22,55341 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

6. VOLUME REAKTOR

Volume reaktor = volume *shell* + 2 . volume *elliptical dished head*

$$\begin{aligned} &= \pi/4 \cdot L \cdot ID_s^2 + 2 \cdot \pi/24 \cdot ID_s^3 \\ &= \pi/4 * 7,5 * 0,9022^2 + 2 \cdot \pi/24 * 0.9022^3 \\ &= 4,8124 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

7. DIAMETER SALURAN PADA REAKTOR

Dipakai persamaan (Peters, 1981) :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \text{ untuk } Re > 2100 \text{ dan } ID \geq 1 \text{ in}$$

Dengan :

$$Q_f = \text{debit aliran bahan, ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = \text{densitas bahan, lb/ft}^3$$

a. Diameter saluran gas masuk

$$\text{Kecepatan aliran gas masuk} = 16,146.9878 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Suhu gas masuk} = 418 \text{ K}$$

Fraksi mol tiap – tiap komponen :

- $C_2H_5OH = 0,1552$
- $HCl = 0,1552$
- $H_2O = 0,6896$

$$BM \text{ rata-rata} = \sum y_i \cdot BM_i$$

$$= 0,1552 \cdot 46,00 + 0,1552 \cdot 36,5 + 0,6896 \cdot 18,0$$

$$= 25,2165$$

$$\rho = \frac{BM \cdot P}{R \cdot T} = \frac{25,2165 \text{ lb/lbmol} \cdot 2,04 \text{ atm}}{1,314 \text{ atm ft}^3/\text{lbmol K} \cdot 418 \text{ K}}$$

$$= 5,8495 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_f = \frac{9,88834 \text{ lb/s}}{5,8495 \text{ lb/ft}^3} = 1,69 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D_{opt} = 10,6468 \text{ in}$$

dipilih pipa standar IPS Sch, 40 (Kern,1980 tabel 11)

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in}$$

b. Diameter saluran gas keluar

$$\text{Kecepatan aliran gas keluar} = 357754,0953 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Suhu gas keluar} = 416,384 \text{ K}$$

Fraaksi mol tiap – tiap komponen :

- $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH} = 0,0031$

- $\text{HCl} = 0,0031$

- $\text{C}_2\text{H}_5\text{Cl} = 0,1520$

- $\text{H}_2\text{O} = 0,8405$

$$\begin{aligned} \text{BM rata-rata} &= \sum y_i \cdot \text{B}_{Mi} \\ &= 0,0031 \cdot 46,0 + 0,0031 \cdot 36,5 + 0,1520 \cdot 64,5 \\ &\quad + 0,8405 \cdot 18,0 \\ &= 25,2863 \end{aligned}$$

$$\rho = \frac{\text{BM} \cdot P}{R \cdot T} = \frac{25,2863 \text{ lb/lbmol} \cdot 2,04 \text{ atm}}{1,314 \text{ atm ft}^3/\text{lbmol K} \cdot 416,384 \text{ K}}$$

$$= 0,0942 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_f = \frac{9,88834 \text{ lb/s}}{0,0942 \text{ lb/ft}^3} = 104,7927 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D_{opt} = 10,6468 \text{ in}$$

dipilih pipa standar IPS Sch, 40 (Kern,1980 tabel 11)

$$\text{OD} = 12,75 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 12,09 \text{ in}$$

c. Diameter saluran pendingin

$$\text{Kecepatan pendingin} = 686,397.061 \text{ kg/jam}$$

$$\text{suhu masuk} = 303 \text{ K}$$

$$\text{suhu keluar} = 349,973 \text{ K}$$

$$\text{suhu rata-rata} = 326,48 \text{ K}$$

$$D_{opt} = 14,3437 \text{ in}$$

dipilih pipa standar IPS Sch, 40 (Kern,1980 tabel 11)

$$OD = 16 \text{ in}$$

$$ID = 15,25 \text{ in}$$

8. BERAT KATALISATOR

$$\text{Katalisator} = \text{ZrOCl}_2 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$$

$$\text{Bulk density} = 5490 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Panjang pipa} = 7.5 \text{ m}$$

$$\text{Berat katalisator} = \pi/4 \cdot D^2 \cdot L \cdot N_t \cdot \rho_{\text{bulk}}$$

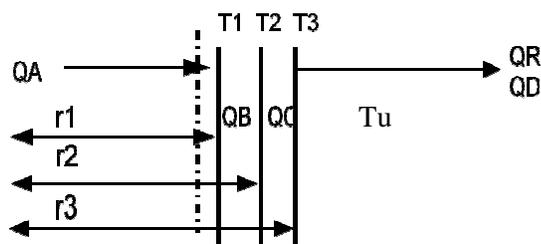
$$= \pi/4 \cdot 0,00266^2 \cdot 7,5 \cdot 650 \cdot 5490$$

$$= 148,6551 \text{ kg}$$

9. TEBAL ISOLASI REAKTOR

Asumsi :

1. Suhu dalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam shell = suhu pendingin rata-rata
2. Keadaan steady state $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$
3. Suhu dinding luar isolasi isothermal



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam reaktor

r_2 = jari-jari luar reaktor

r_3 = jari-jari isolator luar

QA = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

QB = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor

QC = Perp. Konduksi melalui isolator

QD = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator

QR = Perp. Panas radiasi

T1 = Suhu dinding dalam reaktor

T2 = Suhu dinding luar reaktor

T3 = Suhu isolator luar

Tu = Suhu udara luar

- sifat-sifat fisis bahan

* bahan isolasi : asbestos, dengan sifat-sifat fisis (kern) :

$$k_{is} = 0,1651 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\varepsilon = 0,96$$

* carbon steel : $k_s = 44,21939 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

* sifat-sifat fisis udara pada suhu Tf (Holman,1988. Daftar A-5)

$$T_f = 305,5$$

$$\nu = 1,62477 \times 10^{-5}$$

$$k = 0,0267 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$Pr = 0,7067$$

$$\beta = 0,003273 \text{ K}^{-1}$$

$$\mu = 0,000019 \text{ kg/m.s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 0,4524 \text{ m}$$

$$r_2 = 0,4572 \text{ m}$$

$$L = 7,5 \text{ m}$$

1. Perpindahan panas konduksi

$$Q_B = \frac{2\pi k_s L (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \dots\dots(a)$$

$$Q_C = \frac{2\pi k_{is} L (T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} \dots\dots(b)$$

2. Perpindahan panas konveksi

$$Q_D = hc.A.(T_3 - T_4) \dots\dots(c)$$

$$Q_D = hc.2\pi.r_3.L.(T_3 - T_4)$$

Karena $Gr_L.Pr > 10^9$, sehingga :

$$hc = 1,31.(\Delta T)^{1/3}$$

$$Gr_L = \frac{g.\beta.(T_3 - T_u).L^3}{\nu^2}$$

3. Panas Radiasi

$$Q_R = \varepsilon.\sigma.A.(T_3^4 - T_4^4) \dots\dots(d)$$

$$Q_R = \varepsilon.\sigma.2\pi.r_3.L.(T_3^4 - T_4^4)$$

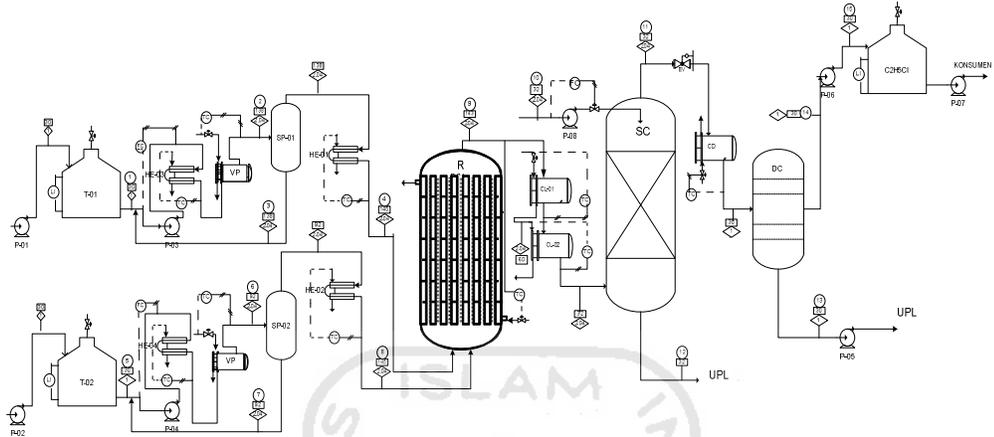
$$\sigma = 5,669 \times 10^{-8} \text{ w/m}^2.\text{k}^4$$

kemudian persamaan a, b, c dan d ditrial menggunakan solver dan didapat :

$$T_2 = 369,882 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi (x)} = 20,2513 \text{ cm}$$

**PRA RANCANGAN PABRIK ETHIL KLORID DARI ETHANOL DAN ASAM KLORIDA
DENGAN KAPASITAS 50.000 TON TAHUN**



Komponen	No. Alas												
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	
CH3OH	-	-	-	-	421,387 kg/jam	5092,224 kg/jam	507,822 kg/jam	471,387 kg/jam	91,421 kg/jam	91,421 kg/jam	-	29,88 kg/jam	91,552 kg/jam
CH3Cl	-	-	-	-	-	-	-	-	629,124 kg/jam	-	629,124 kg/jam	-	629,124 kg/jam
H2O	8811,418 kg/jam	8811,418 kg/jam	883,331 kg/jam	748,454 kg/jam	748,454 kg/jam	883,331 kg/jam	881,331 kg/jam	748,454 kg/jam	881,421 kg/jam	881,331 kg/jam	1239,347 kg/jam	902,278 kg/jam	1278,147 kg/jam
HCl	482,254 kg/jam	482,254 kg/jam	482,254 kg/jam	327,229 kg/jam	-	-	-	-	72,544 kg/jam	-	-	72,544 kg/jam	-
total	1382,87 kg/jam	1382,87 kg/jam	1386,38 kg/jam	1225,64 kg/jam	1225,74 kg/jam	1390,88 kg/jam	1391,08 kg/jam	1225,74 kg/jam	1324,6 kg/jam	1324,71 kg/jam	1773,374 kg/jam	1864,22 kg/jam	2428,31 kg/jam

Simbol	PETERANGAN	ALFA	BETTERANGAN
○	Flow Control	T	Tangki
○	Level Control	VP	Valve
○	Flow Indicator	SP	Heat Exchanger
○	Pressure Control	R	Reaktor
○	Temperature Control	DC	Distillation Column
○	Level	CO	Condenser
○	Flow	P	Pompa
○	Control Valve	CL	Control
○	Control Valve		
○	Reboiler/Condenser		
○	Flow Meter		
○	Flow		

	JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA JOGJAKARTA	
	PROSES ENGINEERING OLGA DAN GRAM PABRIK ETHIL KLORID DARI ETHANOL DAN ASAM KLORIDA KAPASITAS 50000 TON TAHUN	
Disusun oleh: 430410010011143 2.06191001001143	08511 008 08511 008	
Dosen pembimbing: Feriwan N.M.Sidiq, D.T., M.Sc		