

**PRARANCANGAN PABRIK ETIL KLORIDA DARI
ETANOL DAN HIDROGEN KLORIDA DENGAN
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

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



Oleh:

Nama	: Marshela	Nama	: Ilham Fajar A
No. Mahasiswa	: 14521186	No. Mahasiswa	: 14521218

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

2018

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRARANCANGAN PABRIK ETIL KLORIDA DARI ETANOL DAN
HIDROGEN KLORIDA DENGAN KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK



Oleh:

Nama : Marshela
No. Mahasiswa : 1452186

Nama : Ilham Fajar Arianto
No. Mahasiswa : 14521218

Yogyakarta, 19 Oktober 2018

Pembimbing I

Ir. Aris Sugiharto Kholil, M.M.
NIP. 865210105

Pembimbing II

Achmad Chafidz M.S, S.T., M.Sc.
NIP. 175210101

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK ETIL KLORIDA DARI ETANOL DAN
HIDROGEN KLORIDA DENGAN KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh:
Nama : Marshela
No. Mahasiswa : 14521186

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

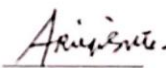
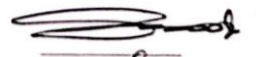
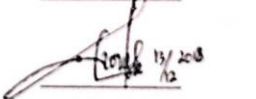
Yogyakarta, 11 Desember 2018

Tim Penguji

Ir. Aris Sugih Arto Kholil, M.M.
Ketua

Dr. Suharno Rusdi
Penguji I

Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.
Penguji II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi
NIP. 845210102

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK ETIL KLORIDA DARI ETANOL DAN
HIDROGEN KLORIDA DENGAN KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh:

Nama : Ilham Fajar Arianto
No. Mahasiswa : 14521218

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 11 Desember 2018

Tim Penguji

Ir. Aris Sugih Arto Kholil, M.M.
Ketua

Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc
Anggota I

Zainus Salimin, Ir., M.Si.
Anggota II

Aris Sugih Arto Kholil

Muflih Arisa Adnan

Zainus Salimin

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi
NIP. 845210102

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertandatangan di bawah ini :

Nama : Marshela
No. Mahasiswa : 14521186

Nama : Ilham Fajar Arianto
No. Mahasiswa : 14521218

Yogyakarta, 19 Oktober 2018

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

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

Penyusun 1



(Marshela)
NIM. 14521186

Penyusun 2



(Ilham Fajar Arianto)
NIM. 14521218

Kata Pengantar

Assalamualaikum Wr. Wb

Puji dan syukur kehadiran Allah SWT karena atas limpahan berkah, karunia dan rahmat- Nya penulis dapat melaksanakan dan menyelesaikan Laporan Perancangan Pabrik dengan baik. Laporan Perancangan Pabrik ini merupakan persyaratan dalam memenuhi dan menyelesaikan mata kuliah tugas akhir Teknik Kimia yang menjadi salah satu syarat kelulusan mahasiswa S1 Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Penulis menyadari bahwa penyusunan Laporan Perancangan Pabrik ini tidak lepas dari segala bantuan, bimbingan dan dukungan yang didapatkan dari berbagai pihak, sehingga berbagai kesulitan yang dihadapi dapat terselesaikan dengan semestinya. Oleh karena itu, penulis menyampaikan rasa terimakasih kepada:

1. Allah SWT yang telah melimpahkan hidayah dan inayah-Nya
2. Orang tua dan keluarga yang telah selalu memberikan semangat, motivasi, doa, dan turut berjuang dalam segi moril dan materi dalam masa perkuliahan hingga dapat diselesaikannya tugas akhir ini.
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan izin dan arahan untuk mata kuliah prarancangan pabrik teknik kimia.
4. Bapak Ir. Aris Sugiharto Kholil, M.M. selaku Dosen Pembimbing I yang senantiasa meluangkan waktunya untuk memberikan berbagai masukan demi kelancaran pelaksanaan maupun penyusunan laporan ini.
5. Bapak Ahcmad Chafidz M.S, S.T., M.Sc, selaku Dosen Pembimbing II yang telah meluangkan waktunya untuk memberikan berbagai masukan demi kelancaran pelaksanaan maupun penyusunan laporan ini.
6. Seluruh Dosen Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia dari semester 1 sampai dengan sekarang, yang telah memberikan berbagai macam pembelajaran hingga sampai pada titik ini.
7. Seluruh teman-teman dan sahabat terutama Keluarga Besar Mahasiswa Teknik Kimia FTI-UII yang telah membantu dan memberikan semangat.

8. Seluruh pihak yang ikut terlibat dalam proses pengerjaan, penyusunan dan penyelesaian tugas akhir ini.

Penulis menyadari bahwa penyusunan laporan ini masih terdapat beberapa kekurangan. Oleh karena itu penulis mengharapkan saran dari semua pihak yang ingin memberikan saran untuk mewujudkan perkembangan yang positif. Demikian laporan ini penulis susun, semoga dapat bermanfaat bagi semua pihak yang membaca. Akhir kata penulis ucapkan terima kasih.

Wassalamualaikum Wr. Wb

Yogyakarta, 19 Oktober 2018

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	iv
Kata Pengantar.....	vi
DAFTAR ISI.....	viii
Daftar Tabel.....	xii
Daftar Gambar	xiv
Daftar Lampiran	xv
Abstrak.....	xvi
Abstrack.....	xvii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.1.1 Pendirian Pabrik.....	1
1.1.2 Ketersediaan Bahan Baku	2
1.1.3 Kapasitas Perancangan	3
1.2.1 Macam-Macam Proses.....	6
1.2.2 Tinjauan Proses Secara Umum	8
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	9
2.1 Spesifikasi Produk.....	9
2.1.1 Etil Klorida	9
2.2 Spesifikasi Bahan	9
2.2.1 Etil Alkohol.....	9
2.2.2 Hidrogen Klorida	10
2.2.3 Zinc Klorida.....	11
2.3 Pengendalian Kualitas	11
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	11
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses	12

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk	12
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	14
3.1 Uraian Proses.....	14
3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku	14
3.1.2 Tahap Reaksi.....	14
3.1.3 Tahap Pemisahan Produk.....	15
3.2 Spesifikasi Alat/Mesin Produk	15
3.2.1 Reaktor.....	15
3.2.2 Absorber.....	17
3.2.3 Separator	17
3.2.4 Vaporizer	18
3.2.5 Tangki-01.....	19
3.2.6 Tangki-02.....	20
3.2.7 Tangki-03.....	20
3.2.8 Heater-01	21
3.2.9 Heater-02	22
3.2.10 Heater-03	23
3.2.11 Kondensor-01.....	24
3.2.12 Kondensor-02.....	25
3.2.13 Pompa-01	26
3.2.14 Pompa-02	27
3.2.15 Blower-01	27
3.2.16 Ekspander.....	28
3.3 Perencanaan Produksi.....	28
3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku	28
3.3.2 Analisa Kebutuhan Peralatan Proses	28
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	30
4.1 Lokasi Pabrik.....	30
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	31
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik.....	33
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Layout Plant</i>).....	34

4.3 Tata Letak Mesin/Alat (<i>Machines</i>).....	38
4.4 Alir Proses dan Material.....	41
4.4.1 Neraca Massa Total	41
4.4.2 Neraca Massa Alat.....	41
4.4.3 Neraca Energi Alat.....	42
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas).....	48
4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	48
4.5.2 Unit Penyediaan Panas.....	61
4.5.3 Unit Penyediaan Listrik	62
4.5.4 Unit Penyediaan Udara Bertekanan.....	64
4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar	65
4.5.6 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas	65
4.5.7 Unit Pengolahan Limbah	86
4.6 Organisasi Perusahaan.....	87
4.6.1 Bentuk Perusahaan.....	87
4.6.2 Struktur Organisasi	88
4.6.3 Tugas dan Wewenang.....	93
4.6.4 Status Karyawan	98
4.6.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	99
4.6.6 Status, Sistem Penggajian, dan Penggolongan Karyawan.....	100
4.6.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	104
4.7 Evaluasi Ekonomi.....	106
4.7.1 Harga Alat.....	107
4.7.2 Analisa Kelayakan	112
4.7.3 <i>General Expanse</i>	112
4.7.4 <i>Total Cost</i>	113
4.7.5 <i>Percent Return on Investment (ROI)</i>	114
4.7.6 <i>Pay Out Time (POT)</i>	114
4.7.7 <i>Break Event Point (BEP)</i>	114
4.7.8 <i>Shut Down Point (SDP)</i>	115
4.7.9 <i>Discounted Cash Flow (DCF)</i>	116

4.7.10 Hasil Perhitungan Analisa Kelayakan	117
4.7.11 Analisa Kelayakan	122
BAB V PENUTUP	124
5.1 Kesimpulan.....	124
5.2 Saran.....	125
DAFTAR PUSTAKA	126
LAMPIRAN.....	128

Daftar Tabel

Tabel 1.1 Produsen Etanol di Indonesia.....	2
Tabel 1.2 Produsen Hidrogen Klorida di Dunia.....	3
Tabel 1.3 Produsen Etil Klorida di Dunia.....	6
Tabel 1.4 Kebutuhan Impor Etil Klorida di Indonesia.....	4
Tabel 1.6 Spesifikasi Reaksi	8
Tabel 4.1 Perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik.....	36
Tabel 4.2 Neraca Massa Total.....	41
Tabel 4.3 Neraca Massa Vaporizer (VP-01)	41
Tabel 4.4 Neraca Massa Reaktor (R-01).....	41
Tabel 4.5 Neraca Massa Absorber (AB-01).....	42
Tabel 4.6 Neraca Massa Separator (SD-01).....	42
Tabel 4.7 Neraca Energi Vaporizer (VP-01).....	42
Tabel 4.8 Neraca Energi Heater (HE-01).....	42
Tabel 4.9 Neraca Energi Heater 2 (HE-02).....	43
Tabel 4.10 Neraca Energi Heater 3 (HE-03).....	43
Tabel 4.11 Neraca Energi Reaktor (R-01)	43
Tabel 4.12 Neraca Energi Kondensor 1 (CD-01).....	44
Tabel 4.13 Neraca Energi Absorber (AB-01)	44
Tabel 4.14 Neraca Energi Kondensor 2 (CD-02).....	44
Tabel 4.15 Neraca Energi Separator (SD-01)	45
Tabel 4. 16 Kebutuhan Air Pembangkit Steam/Pemanas	58
Tabel 4.17 Kebutuhan Air Pendingin.....	59
Tabel 4.18 Kebutuhan Listrik Alat Proses	62
Tabel 4. 19 Kebutuhan Listrik Utilitas.....	63
Tabel 4. 20 Jadwal Kerja Karyawan Shift	100
Tabel 4. 21 Jumlah Karyawan Pabrik	100
Tabel 4. 22 Rincian Penggolongan Jabatan	102
Tabel 4. 23 Rincian Gaji sesuai Jabatan.....	103
Tabel 4. 24 Index Harga Alat.....	107

Tabel 4. 25 Harga Alat Proses.....	110
Tabel 4. 26 Harga Alat Utilitas	110
Tabel 4. 27 Physcal Plant Cost (PPC).....	117
Tabel 4. 28 Direct Plant Cost (DPC).....	117
Tabel 4. 29 Fixed Capital Investment (FCI)	117
Tabel 4. 30 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	117
Tabel 4. 31 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	118
Tabel 4. 32 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	118
Tabel 4. 33 Manufacturing Cost (MC).....	118
Tabel 4. 34 Working Capital (WC).....	118
Tabel 4. 35 General Expense (GE)	119
Tabel 4. 36 Total Production Cost (TPC)	119
Tabel 4. 37 Fixed Cost (Fa).....	119
Tabel 4. 38 Variable Cost (Va)	119
Tabel 4. 39 Regulated Cost (Ra).....	120

Daftar Gambar

Gambar 1.1 Kebutuhan Impor Etil Klorida di Indonesia	4
Gambar 4.1 Peta Lokasi Pabrik.....	31
Gambar 4.2 Denah Pabrik	38
Gambar 4.3 Layout Alat Proses	40
Gambar 4.4 Diagram Kualitatif.....	46
Gambar 4.5 Diagram Kuantitatif.....	47
Gambar 4.6 Diagram Air Pengolahan Air Utilitas.....	51
Gambar 4.7 Struktur Organisasi Pabrik	92
Gambar 4.8 Grafik Analisis Kelayakan	123

Daftar Lampiran

Lampiran 1 Perhitungan Reaktor	128
Lampiran 2 Process Engineering Flow Diagram	147
Lampiran 3 Kartu Konsultasi	147

Abstrak

Pabrik etil klorida dibuat dengan mereaksikan etanol dan hidrogen klorida dengan katalisator yang digunakan seng klorida. Reaksi berlangsung pada suhu 145°C dan tekanan 2,04 atm. Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis. Produk reaktor yang dihasilkan kemudian dijerab dengan larutan air membentuk etil klorida 99% yang berlangsung pada suhu 60°C. Kapasitas produksi 15.000 ton/tahun membutuhkan etanol sebesar 0,72 kg/kg produk dan hidrogen klorida 0,68 kg/kg produk. Kebutuhan utilitas terdiri dari air sebesar 12,5 kg/kg produk, udara tekan sebanyak 0,024 m³/kg produk, steam sebesar 0,84 kg/kg produk, listrik sebesar 0,49 KW/kg produk dan bahan bakar sebesar 0,193 Kg/kg produk. Pabrik direncanakan didirikan di Gresik, Jawa Timur dengan area seluas 53.098 m² dengan jumlah karyawan sebanyak 154 orang. Pabrik etil klorida direncanakan beroperasi 330 hari/tahun. Berdasarkan hasil analisa ekonomi diperoleh data bahwa keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 203.515.628.058 dan setelah pajak sebesar Rp.152.636.721.044. *Percent Return On Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 24,41 % dan setelah pajak sebesar 18,31 %. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 2,9 tahun sedangkan setelah pajak sebesar 3,53 tahun. *Break Even Point* (BEP) sebesar 45,95 % dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 19,38%. *Discounted Cash Flow* (DCF) sebesar 9,33 %. Berdasarkan data diatas maka pabrik etil klorida dari etanol dan hidrogen klorida ini layak untuk didirikan.

Kata-kata kunci: Etil Klorida, Seng Klorida, Etanol

Abstrack

The ethyl chloride plant is made by reacting ethanol and hydrogen chloride with a catalyst used by zinc chloride. The reaction takes place at a temperature of 145 ° C and a pressure of 2,04 atm. The reaction is exothermic. Reactor products produced is then ensnared with water to form ethyl chloride 99% which takes place at a temperature of 60 ° C. The production capacity of 15.000 tons / year requires ethanol of 0,72 kg / kg product and hydrogen chloride 0,68 kg /kg product. Utility needs consist of water of 12,5 kg / kg product, compressed air of 0,024 m³ / kg product, steam of 0,84 kg/ kg product, electricity of 0,49 KW/ kg product and fuel of 0,193 Kg/ kg product. The plant is planned to be established in Gresik, East Java with an area of 53.098 m² with a total of 154 employees. Urea formaldehyde plant is planned to operate 330 days / year. Based on the results of the economic analysis, the data obtained before tax is Rp. 203.515.628.058 and after tax is Rp. 152.636.721.044. Percent Return On Investment (ROI) before tax of 24,41 % and after tax of 18,31 %. Pay Out Time (POT) before tax is 2,91 years while after tax is 3,53 years. Break Even Point (BEP) is 45,95 % and Shut Down Point (SDP) is 19,38%. Discounted Cash Flow (DCF) of 9,33 %. Based on the data above, this ethyl chloride plant from ethanol and hudrogen chloride is suitable for establishment.

Keywords: Ethyl Chloride, Zinc Chloride, Ethanol

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

1.1.1 Pendirian Pabrik

Indonesia merupakan salah satu negara berkembang yang saat ini sedang melakukan pembangunan di berbagai bidang, salah satunya bidang industri. Di era globalisasi ini, kegiatan industri khususnya industri kimia di Indonesia mengalami peningkatan baik kualitas maupun kuantitasnya. Maka dari itu, pengembangan bidang industri selalu jadi objek yang menarik untuk terus ditangani.

Etil Klorida (C_2H_5Cl) adalah suatu senyawa berfasa gas tak berwarna pada tekanan atmosferis dan pada suhu $12,3\text{ }^{\circ}C$. Dengan diberikan tekanan, etil klorida mudah berubah fasa dari fase gas menjadi fase cair yang memiliki sifat volatil. Etil klorida bersifat mudah terbakar serta mengeluarkan uap hidrogen klorida. (McKetta, 1979)

Pertama kali etil klorida dibuat dari etanol dan hidrogen klorida oleh Valentine di abad ke-15. Namun produksi etil klorida berskala industri baru dibuat di tahun 1992 oleh USA, yang digunakan sebagai bahan baku pembuatan Tetra Etil Lead (TEL). TEL merupakan bahan tambahan untuk membuat bahan bakar yang memiliki fungsi sebagai anti knocking. (Krick and Othmer, 1979)

Manfaat etil klorida sangat banyak untuk kehidupan manusia antara lain dalam industri obat-obatan, refrigerant dan pembuatan senyawa organik. Selain sebagai bahan baku untuk membuat TEL, etil klorida juga digunakan untuk pembuatan etil selulosa. Etil selulosa adalah senyawa kimia yang biasa digunakan di industri tekstil, plastik dan vernis. (McKetta serie C, 1979)

Dewasa ini, kendaraan bermotor semakin banyak sehingga memicu pada kebutuhan bahan bakar yang semakin meningkat. Akan tetapi, TEL sudah dibatasi penggunaannya sebagai bahan tambahan pembuatan bahan bakar dan membuat produksi etil klorida menurun pada umumnya. Ada hal lain yang cukup menarik yaitu produksi polimer dan tekstil di Indonesia semakin meningkat, sehingga kebutuhan akan etil klorida masih sangat diperlukan. Indonesia masih sering melakukan impor untuk memenuhi kebutuhan etil klorida, jadi untuk menekan angka impor dan memenuhi kebutuhan etil klorida di Indonesia maka pabrik ini didirikan. Diharapkan dengan berdirinya pabrik ini juga dapat meningkatkan angka ekspor untuk memenuhi kebutuhan luar negeri dan dapat bersaing di era pasar bebas ini.

1.1.2 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan faktor paling penting dalam pendirian sebuah pabrik dapat berjalan dengan lancar. Dalam proses produksi ketersediaan bahan baku yang terjangkau akan memberikan keuntungan yang lebih besar. Bahan baku yang dibutuhkan untuk proses produksi etil klorida adalah etanol dan hidrogen klorida. Di Indonesia terdapat beberapa perusahaan yang memproduksi masing-masing bahan baku tersebut, antara lain:

Tabel 1.1 Produsen Etanol di Indonesia

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Liter/Tahun)
Molindo Raya Industri	Jawa Timur	80 Juta
Indo Acidatama	Jawa Tengah	45 Juta
Indo Lampung Distillery	Lampung	50 Juta
PTPN XI	Jawa Timur	7 Juta

Madu Baru	Yogyakarta	7 Juta
-----------	------------	--------

Tabel 1.2 Produsen Hidrogen Klorida di Dunia

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton/ Tahun)
PT Asahimas Subentra Chemical	Anyer	240.000
PT Megah Putih Raya Soda Sumatra	Medan	6.400
PT Timuraya Tunggal	Karawang	8.500
Dow Chemical Pasific Ltd Pt	California	2 Juta
Advanced Specialty Gases	USA	1 Juta

1.1.3 Kapasitas Perancangan

Etil klorida banyak digunakan dalam bidang industri, seperti sebagai bahan baku pembuatan etil selulosa, cat, obat-obatan dan *refigerant*. Etil selulosa yaitu senyawa kimia yang digunakan untuk industri tekstil, plastik dan vernis. (Mc. Ketta dan Cunningham, 1997). Selain etil klorida juga banyak digunakan untuk pembuatan bahan anestesik, solven, dan bahan baku pembuatan plastik. Dilihat dari fungsinya maka kebutuhan akan etil klorida akan semakin meningkat dalam berbagai bidang industri baik di Indonesia maupun untuk Industri Mancanegara. Penentuan kapasitas pabrik etil klorida berdasarkan analisa suplai (penyediaan) dan demand (permintaan).

A. Suplai (Penyediaan) Etil Klorida Di Indonesia

Suplai produk etil klorida di Indonesia terdiri dari impor dan produksi dalam negeri.

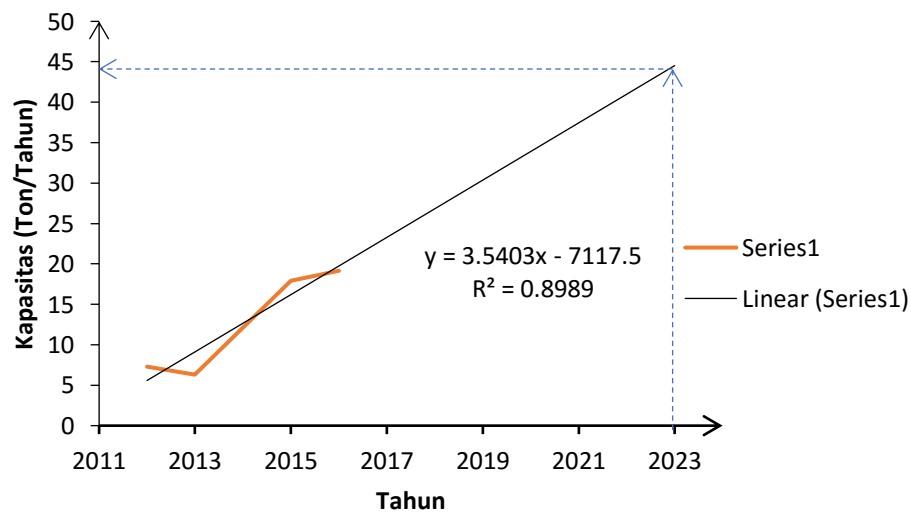
1. Impor

Data riel nilai impor etil klorida dari tahun 2012 sampai tahun 2016 ditunjukkan oleh tabel 1.3. Dengan menggunakan data riel tersebut, melalui regresi linier dapat ditentukan nilai proyeksi impor pada tahun 2023 sebesar 44,5 ton/tahun.

Tabel 1.3 Kebutuhan Impor Etil Klorida di Indonesia

Tahun	Total Impor (Ton/Tahun)
2012	7,268
2013	6,311
2015	17,936
2016	19,157

(sumber: Badan Pusat Statistika, 2017)



Gambar 1.1 Kebutuhan Impor Etil Klorida di Indonesia

2. Produksi Dalam Negeri

Sampai saat ini belum ada pabrik produksi etil klorida yang berdiri di Indonesia.

B. Demand (Permintaan) Etil Klorida Di Indonesia

Permintaan produk di Indonesia terdiri dari konsumsi dalam negeri dan ekspor ke negara tetangga.

1. Ekspor

Di Indonesia belum ada pabrik yang memproduksi etil klorida, oleh karena itu tidak ada ekspor produk etil klorida keluar negeri.

2. Konsumsi Dalam Negeri

Mengingat di Indonesia belum ada pabrik yang memproduksi etil klorida dan tidak ada ekspor produk tersebut, maka diasumsikan nilai impor etil klorida adalah untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri.

Peluang Mendirikan Pabrik

Berdasarkan keadaan belum ada pabrik dalam negeri dan tidak ada ekspor produk etil klorida, maka peluang mendirikan pabrik adalah untuk substitusi impor agar ketergantungan produk etil klorida keluar negeri menjadi berkurang. Proyeksi impor etil klorida pada tahun 2023 sebesar 33,9 ton/tahun, ini sebagai peluang mendirikan pabrik.

Kapasitas produksi etil klorida yang akan didirikan diambil 15.000 ton/tahun yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan substitusi impor, kemudian sisanya akan diekspor ke negara tetangga. Kapasitas tersebut masuk dalam kriteria kapasitas ekonomis, hal ini berdasarkan pabrik yang telah berdiri dan beroperasi di Coastal Chemical, St. Helens, Oregon, USA dengan kapasitas 12.000 ton/tahun dan di Famlan Industries, Enid, Oklahoma, USA dengan kapasitas 40.000 ton/tahun.

Kapasitas pabrik yang sudah ada, suatu pabrik memberikan keuntungan apabila didirikan pada kapasitas minimum menurut *Encyclopedia of Chemical Processing and Design* (Mc.Ketta 1954). Pada data dibawah ini diperoleh kapasitas minimum pada pabrik etil klorida sebesar 2.000 ton/tahun. Pabrik yang akan didirikan harus melebihi kapasitas minimum atau kapasitas pabrik yang sedang berjalan.

Tabel 1.4 Produsen Etil Klorida di Dunia

Nama Perusahaan	Kapasitas (Ton/Tahun)
Chloritech Industries, India	2.000
First Chemical Pascagoula Missisipi, USA	5.000
Coastal Chemical, St. Helens, Oregon, USA	12.000
Famland Industries, Enid, Oklahoma, USA	40.000
Dow Chemical, Freeport, Texas	4.540
Dupont, Deepwater, New Jersey	45.400
Ethyl Chloride, Pasenda, Texas	72.600
PPG, Lake Charles, LA	56.700

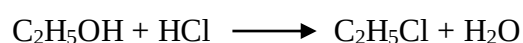
(www.icis.com)

1.2 Tinjauan Pustaka

1.2.1 Macam-Macam Proses

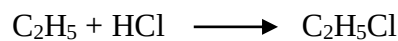
Ada 3 macam proses yang dapat digunakan untuk membuat etil klorida antara lain etanol dengan hidrogen klorida, hidroklorinasi etilen dan klorinasi etana. Dibawah ini adalah penjelasan dari ketiga proses tersebut:

1. Reaksi Etanol dengan Hidrogen Klorida



Reaksi antara etanol dan HCl dilakukan pada suhu 145-190°C dengan bantuan katalis Zirconium Oksida. Pada proses ini memiliki keunggulan yaitu hasilnya yang tinggi dengan kemurnian 99-100%. Konversi etanol menjadi produk etil klorida sebesar 95-98% dan yield sebesar 94%.

2. Reaksi Hidroklorinasi Etilen



Reaksi ini dapat dijalankan dalam fase gas maupun cair. Reaksi fase gas dijalankan pada suhu 175°C dan tekanan *gauge* 250 lb/in² dengan reaktor fixed bed menggunakan katalis *zinc chloride*. Pada reaksi ini didapat konversi mencapai 90% dan yield 99.5%. *Fixed bed* memiliki kelemahan yaitu dalam penggantian katalis ketika terjadi kerusakan dan memerlukan sistem pendingin sebagai suhu reaktor (McKetta, 1979). Kemudian terjadinya reaksi polimerisasi pada saat etilen dimasukkan berlebihan. Hal ini belum diketahui penyebabnya (US Patent Office 2,818,448).

3. Reaksi Klorinasi Etena

Reaksi ini bersifat eksotermis sehingga kontrol suhu sangat diperlukan dan berjalan pada suhu 230°C - 500°C dengan tekanan klorinasi 14 atm. Konversi reaksi ini mencapai 90% dan yield 90%. Pada reaksi ini memiliki keuntungan pada harga bahan baku yang relatif murah (US Patent Office 2,838,576).

1.2.2 Tinjauan Proses Secara Umum

Dari ketiga proses diatas maka dipilih proses yang pertama pada perancangan pabrik etil klorida. Proses tersebut terjadi karena adanya reaksi antara etanol dan asam klorida dengan menggunakan bantuan katalis *Zirconium Oxida*. Etanol dan etil klorida yang digunakan harus berada di fase gas dengan suhu 145°C dan tekanan 30psi. (Keyes. F.,1974).

Etanol dan asam klorida sangat reaktif dan korosif pada fase cair apabila bercampur dengan air. Oleh kaera itu, bahan baku etanol dan asam klorida diharuskan berupa fase gas dengan maksud mecegah suhu yang terlalu tinggi dan sifat korosif. Konversi reaksi yang terjadi didalam reaktor sebesar 95-98% dengan kemurnian mencapai 99%. (Keyes. F., 18974)

Tabel 1.5 Spesifikasi Reaksi

Tinjauan	REAKSI 1	REAKSI 2	REAKSI 3
Suhu	145°C	175°C	230°C
Konversi	95-98%	90%	90%
Kemurnian	99-100%	-	-
Yield	94%	99,5%	90%
Fase	Gas-gas	Gas-gas	Gas-gas
Bahan baku	Etanol dan HCl	Etilen dan HCl	Etena dan Cl ₂

Berdasarkan Tabel diatas dapat diambil kesimpulan bahwa reaksi 1 yaitu Etanol dengan Hidrogen klorida lebih baik daripada reaksi lainnya. Karena memiliki konversi yang tinggi, suhu yang rendah, kemurnian yang tinggi dan bahan baku yang mudah didapat.

BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Etil Klorida

Rumus Kimia	: C_2H_5Cl
Berat Molekul	: 64,52 g/mol
Fase (30 °C, 3 atm)	: Gas
Titik leleh	: -138,7 °C
Titik didih normal	: 12,3 °C
Titik kritis	: 186,6 °C
Flash point	: 50 °C (closed cup)
Autoignition temp	: 519 °C
Specific Gravity	: 0.9
Densitas Kritis	: 424 kg/m ³
Kelarutan	: sedikit larut dalam air 50 °C
Komposisi	: 99,7% etil klorida HCl max 10 ppm dan H ₂ O max 200 ppm
Harga	:

(Ethyl Chloride MSDS)

2.2 Spesifikasi Bahan

2.2.1 Etil Alkohol

Rumus Kimia	: C_2H_5OH
Berat Molekul	: 46,06 g/kmol
Fase (30 °C, 1 atm)	: Cair

Titik leleh	: -114.1°C Titik didih normal
Titik didih normal	: 78,5 °C
Titik kritis	: 243°C
Flash point	: 18.5 °C (Close cup)
Autoignition temp	: 363°C
Specific Gravity	: 0.8
Densitas	: 0,7893 g/mL
Kelarutan	: Mudah larut di air
Komposisi	: 95% etil alkohol dan 5% air
Harga	: Rp 50.000 /kg

(PT. MolindoRaya Industrial)

2.2.2 Hidrogen Klorida

Rumus Kimia	: HCl
Berat Molekul	: 36,46 g/kmol
Fase (40 °C, 41 atm)	: Gas
Titik leleh	: -46,2 °C
Titik didih normal	: -85,05 °C
Titik kritis	: 51,54 °C
Specific Gravity	: 1.1
Densitas Kritis	: 424 kg/m ³
Kelarutan	: Mudah larut dalam air
Komposisi	: 100%
Harga	: \$1,644

(Advanced Speciality Gasses)

2.2.3 Zinc Klorida

Rumus Kimia	: ZnCl_2
Berat Molekul	: 136,29 g/kmol
Fase (70 °C, 1 atm)	: Padat
Bentuk	: Butiran kristal putih
Diameter	: 0,625cm
Titik leleh	: 290 °C
Titik didih normal	: 732 °C
Specific Gravity	: 2.907
Kelarutan	: sedikit larut dalam air suhu 50 °C
Komposisi	: 100% Zinc clorida
Harga	: Rp 28.800 /kg

(Zinc Chloride MSDS)

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas pada pabrik Etil Klorida ini terdiri dari pengendalian kualitas bahan baku dan pengendalian kualitas proses serta pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas ini bermaksud untuk mengetahui bagai mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah bahan baku tersebut sudah sesuai dengan spesifikasi yang dibutuhkan. Dan oleh sebab itu sebelum dilakukannya proses produksi, pengujian kualitas dari bahan baku yaitu Etanol dan hidrogen klorida

serta bahan pembantunya sangat penting, karena bertujuan agar produksinya menghasilkan kualitas produk yang baik.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

1. Alat sistem kontrol

- a. Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Dan alat yang digunakan adalah manometer, fungsinya untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, serta termocouple. Macam alat-alatnya adalah *automatic control valve* dan *manual hand valve*.
- b. *Controller* dan indikator, antara lain indikator level dan kontrol, kontrol indikator suhu, kontrol tekanan dan kontrol aliran.
- c. *Actuator* berfungsi untuk memanipulasi agar variabelnya sama dengan variabel kontroler. Digunakan alat *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

2. Aliran Sisten control

- a. Aliran Penumatis (aliran udara tekan) digunakan untuk valve dari kontroler ke aktuator.
- b. Aliran elektrik (aliran listrik) digunakan untuk temperatur dari sensor ke kontroler.
- c. Aliran mekanik digunakan untuk aliran dari sensor ke kontroler.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Agar mendapatkan mutu produk yang sesuai dengan standar maka diperlukan bahan baku yang berkualitas, pengawasan dan pengendalian terhadap proses produksi dengan cara sistem kontrol sehingga didapat produk yang sesuai standar

untuk dipasarkan. Untuk menjaga kualitas produk maupun untuk mengetahui apakah proses berjalan normal atau tidak maka perlu dilakukan pemeriksaan rutin, dengan tujuan apabila terjadi penyimpangan dapat segera diatasi. Adapun analisa yang dilakukan berupa:

1. Analisa bahan baku; analisa ini dilakukan terhadap bahan baku untuk kebutuhan proses produksi (Etanol dan Hidrogen Klorida). Analisa dilakukan pada saat bahan baku tiba, sehingga pabrik dapat menolak bahan baku yang dibeli apabila hasil analisa tidak memenuhi syarat. Analisa yang dilakukan meliputi densitas, kemurnian, warna dan viskositas.
2. Analisa *intermediate*; analisa ini dilakukan setiap saat selama proses berlangsung, khususnya produk dari reaktor dan distilasi dalam proses. Analisa ini dilakukan terhadap produk sementara atau *intermediate* untuk mengetahui kualitas produk yang dihasilkan selama proses berlangsung. Jadi apabila terdapat kesalahan dalam produk yang tidak sesuai dengan ketentuan maka dapat dilakukan koreksi dengan cepat pada produk.
3. Analisa produk; analisa ini dilakukan untuk hal-hal yang bersifat spesifik terhadap produk yang dihasilkan dan pemeriksaan ini dilakukan setiap satu jam sekali agar produk yang dihasilkan sesuai dengan ketentuan yang ditetapkan baik densitas, *specific gravity*, kemurnian, kadar impuritas, dan viskositas.

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Proses pembuatan Etil Klorida dengan cara mereaksikan Etanol dan Hidrogen klorida pada prinsipnya meliputi beberapa tahap, yaitu :

1. Tahap penyiapan bahan baku
2. Tahap reaksi
3. Tahap pemisahan produk

3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku proses pembuatan etil klorida adalah larutan Etanol 95% disimpan di tangki (T-01) dengan tekanan 1 atm dan suhu 30°C, sedangkan Hidrogen klorida yang disimpan dalam tangki (T-02) dengan tekanan 41 atm dan suhu 30°C dalam fase gas. Sebelum bahan baku Etil klorida masuk kedalam reaktor, terlebih dahulu larutan etanol dirubah menjadi fase gas yang dialirkan melalui pompa (P-01) menuju *Vaporizer*, kemudian suhu dinaikkan menggunakan *Heat Exchanger* (HE – 01) menjadi 145°C. Tekanan hidrogen klorida diturunkan menggunakan ekspander (EK-01) menjadi 2,2 atm agar sesuai dengan kondisi tekanan pada reaktor, kemudian dinaikkan suhunya menjadi 145°C sebelum masuk ke reaktor. Pengumpanan dilakukan pada perbandingan etanol dan hidrogen klorida sebesar 1: 1,2 (*US. Patent 2.516.638*).

3.1.2 Tahap Reaksi

Etanol masuk reaktor (R-01) pada fase gas kemudian Hidrogen klorida pada fase gas. Reaksi menggunakan katalis *zinc chloride* dengan kondisi reaktor pada

suhu 145°C dengan tekanan 2.04 atm. Kemurnian yang dihasilkan 99% dan *yield* yang dihasilkan sebesar 94%.



Reaksi di atas merupakan reaksi eksotermis. Dan untuk mempertahankan suhu reaksi pada reaktor digunakan pendingin *dow therm A*.

3.1.3 Tahap Pemisahan Produk

Produk keluar reaktor berupa etil klorida, hidrogen klorida, etanol, dan air dialirkan ke dalam kondensor (CD-01) untuk mengubah suhu dari suhu 145°C menjadi suhu 60 °C dan tekanan 2 atm. Bahan keluaran kondensor kemudian dialirkan menuju absorber (AB-01) bertekanan 1 atm dan suhu 60°C dengan pelarut air yang berfungsi untuk memisahkan etanol, air, dan ½ hidrogen klorida yang akan diolah di UPL. hasil atas absorber berupa hidrogen klorida dan produk etil klorida dialirkan menuju blower (BL-01) untuk menaikkan tekanan dari 1 atm menjadi 3 atm karena hasil atas absorber mengalami *pressure drop*, kemudian hidrogen klorida dan produk etil klorida dalam fase gas diembunkan dengan kondensor (CD-02) dengan suhu 30°C dan tekanan 3 atm, selanjutnya produk dialirkan ke separator (SP-01) untuk memperoleh produk larutan etil klorida.

Produk keluaran dari separator yaitu berupa larutan etil klorida diperoleh kemurnian 99% dialirkan dengan menggunakan pompa (P-02) menuju tangki penyimpanan produk (T-03).

3.2 Spesifikasi Alat/Mesin Produk

3.2.1 Reaktor

Kode : R-01

Fungsi	: Mereaksikan etanol dan hidrogen klorida menjadi etil klorida
Jenis	: <i>Fixed bed multitube reactor</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel SA 316</i>
Suhu reaksi	: Suhu 145°C
Tekanan	: 2,04 atm
Fase	: Bereaksi dalam fase gas-gas
Konversi	: 98 %
Tipe head	: <i>Elipstical</i>
Katalis	: ZnCl_2
Bentuk	: Butiran kristas putih
Diameter	: 0,625 cm
Reaksi	: Eksotermis
Tinggi reaktor	: 4,2114 m
Jumlah tube	: 581 buah
ID tube	: 1,049 in
OD tube	: 1,32 in
Susunan Tube	
Pitch	: 1,65 in
Clearence	: 0,3300 in
ID shell	: 41,7736 in
Bahan Isolasi	: <i>Asbestos</i>
Tebal isolasi	: 3,1496 in

Harga : \$92729,106

Jumlah alat : 1

3.2.2 Absorber

Kode : AB-01

Fungsi : Menyerap etanol dan 1/2 HCl dari CD-01 dengan pelarut air

Jenis : Packed Bed Column

Kondisi operasi : 1 atm, 60°C (Adiabatis)

Diameter absorber : 1,016 m

Tinggi menara : 4,0757 m

Jenis packing : 2-inch ceramic Rasching rings

Tinggi packing : 2,812 m

Solven : Air

Kebutuhan air : 318,5809 kg/jam

Bahan : *Carbon Steel SA-285 A*

Harga satuan : \$61106,68

Jumlah Alat : 1

3.2.3 Separator

Kode : SP – 01

Fungsi : Memisahkan antara cairan dengan uap keluar kondensor parsial - 02 (CP-02)

Jenis : Vertikal drum elliptical flanged and dished head

Kondisi operasi : 3 atm, 30°C

Diameter <i>shell</i>	: 24 in
Tinggi total <i>shell</i>	: 2,063 m
Tebal <i>shell</i>	: 4/9 in
Tebal <i>head</i>	: ¾ in
<i>Holding time</i>	: 6 menit
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 A</i>
Harga	: \$17893,116
Jumlah	: 1

3.2.4 Vaporizer

Kode	: VP-01
Fungsi	: Mengubah Fasa Ethanol Dari Fasa Cair ke Gas Sesuai dengan Bubble Point Ethanol.
Jenis	: <i>Double pipe Vaporizer</i>
Kondisi operasi	: 2,2 atm, 98,0856°C
Beban panas	: 1.252.760,2327 BTU/jam
Kebutuhan steam	: 553,8912516 Kg/jam
Luas transfer panas	: 42,4765 ft²
LMTD	: 165,2159° F

Inner Pipe		Annulus	
IPS	1,25 in	IPS	2,5
OD	1,66 in	OD	2,88 in
ID	1,38 in	ID	2,469 in
		L	30 ft
ΔP	0,0288	ΔP	0,0212 psi

H : $h_i = 305,0840 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$h_{io} = 253,6240 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

Uc : $204,5349 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

Ud : $76,9755 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$ udah

Rd : $0,0081 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

Pressure drop : 0,028 psi

Harga : \$6076,9

Jumlah : 1

3.2.5 Tangki-01

Kode : T-01

Fungsi : Menyimpan Etanol 95% sebagai bahan baku

Jenis : Tangki silinder vertikal dengan atap berbentuk conical roof,

dengan alas berbentuk datar (Flat bottom)

Bahan kontruksi : *Carbons Steel SA 285 A*

Temperatur : 30°C

Kapasitas : $1.465,6276 \text{ kg/jam}$

Diameter : 12,192 m

Tinggi : 5,4864 m

Tebal Head : 0,875 in

Tekanan desain : 21,2392 psi

Harga : \$151134,9

3.2.6 Tangki-02

Kode	: T-02
Fungsi	: Menyimpan bahan baku HCl dalam fase gas
Jenis	: <i>spherical</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA204</i>
Temperatur	: 40 °C
Kapasitas	: 4040,802 m ³
Diameter	: 19,765 m
Tinggi total tangki	: 19,941 m
Tekanan desain	: 723,240 psi
Harga	: \$1699846,06

3.2.7 Tangki-03

Kode	: T-03
Fungsi	: untuk menyimpan produk C ₂ H ₅ Cl dalam fasa cair
Jenis	: Tangki silinder vertikal dengan bentuk <i>conical roof</i> dengan alas berbentuk datar
Bahan konstruksi	: <i>stainless steel, SA-316 AISI</i>
Temperatur	: 30 °C
Kapasitas	: 360,1242 m ³
Diameter	: 12,192 m
Tinggi	: 5,4864 m
Tekanan desain	: 44,08 psi

Tegangan yang diizinkan : 18750 psi

Harga : \$151134,93

3.2.8 Heater-01

Kode : HE – 01

Fungsi : Memanaskan C₂H₅OH agar memenuhi kondisi reaktor 01

Jenis : *Double pipe*

Beban panas : 251.528,6657 Btu/jam

Kebutuhan steam : 125,9349 kg/jam

T operasi cairan : 98,0856– 145 °C

T operasi pemanas : 152,222 °C

LMTD : 42,8864°F

Luas transfer panas : 19,55 ft²

Diameter *inner* : 3,0680 in

Panjang pipa : 12 ft

H : $h_i = 164,9401 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
 $h_{io} = 144,5818 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

Uc : 131,8710 Btu/jam ft² °F

Ud : 110,0937 Btu/jam ft² °F

Rd : 0,0018 jam.ft².°F/Btu

Inner Pipe :

IPS : 3 in

OD : 3,5 in

ID : 3,0680 in

Pressure drop : 1,7792 psi

Annulus Pipe :

IPS : 4 in

OD : 4,5 in

ID : 4,0260 in

Pressure drop : 1,2345 psi

Harga : \$1350,42

Jumlah : 1

3.2.9 Heater-02

Kode : HE – 02

Fungsi : Memanaskan HCl agar memenuhi kondisi reaktor 01

Jenis : *Double pipe*

Beban Pemanas : 14.718,1477 Btu/jam

Kebutuhan Steam : 30,5033 kg/jam

T operasi cairan : -37 – 40 °C

T operasi pemanas : 50 °C

LMTD : 64,0681°F

Luas transfer panas : 2,2973ft²

Diameter *inner* : 3,0680in

Panjang pipa : 12 ft

H : $h_i = 88,9141 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$h_{io} = 77,9396 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

Uc : 74,0899 Btu/jam ft² °F

Ud : 62,6299 Btu/jam ft² °F

Rd : 0,0025 jam ft² °F/Btu

Inner Pipe :

IPS : 3 in

OD : 3,5 in

ID : 3,0680 in

Pressure drop : 0,5083 psi

Annulus Pipe :

IPS : 4 in

OD : 4,5 in

ID : 4,0260 in

Pressure drop : 0,3135 psi

Harga : \$1125,35

3.2.10 Heater-03

Kode : HE – 03

Fungsi : Memanaskan HCl agar memenuhi kondisi reaktor 01

Jenis : *Double pipe*

Beban Pemanas : 117.928,1993 Btu/jam

Kebutuhan Steam : 244,4059 kg/jam

T operasi cairan : 40 – 145 °C

T operasi pemanas : 152,62 °C

LMTD : 70,1473°F

Luas transfer panas : 11,2077ft²

Diameter <i>inner</i>	: 3,0680in
Panjang pipa	: 12 ft
H	: $h_i = 238,0609 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$ $h_o = 208,6774 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
Uc	: $183,1920 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
Ud	: $112,221 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
Rd	: $0,0027 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$
Inner Pipe	:
IPS	: 3 in
OD	: 3,5 in
ID	: 3,0680 in
<i>Pressure drop</i>	: 0,5083 psi
Annulus Pipe	:
IPS	: 4 in
OD	: 4,5 in
ID	: 4,0260 in
<i>Pressure drop</i>	: 0,3135 psi
Harga	: \$1688,02

3.2.11 Kondensor-01

Kode	: CD -01
Fungsi	: Mendinginkan Fase gas keluaran reaktor dari suhu 145°C menjadi 80°C
Jenis	: <i>Shell and Tube</i>

Beban panas : 375.492,20971 Btu/jam

Kebutuhan air : 1725,6935 kg/jam

Luas : 297,54461 ft²

Shell		Tube	
ID	31 in	Nt	101 buah
Buffle space	27,9 in	OD	0,75 in
BWG	10	BWG	10
Pass	1	Pass	2
Pitch	1,875 in triangular pitch		
		L	15 ft
Preassure Drop	0,00002167 psi	Preassure Drop	0,00105 psi

Uc : 11,63076 Btu/jam ft² F

Ud : 10,00605 Btu/jam ft² F

Rd : 0,01397 jam.ft².oF/Btu

Bahan : *Stainless steel SA 204 grade A*

Harga : \$43776,2409

Jumlah : 1

3.2.12 Kondensor-02

Kode : CD -02

Fungsi : Mendinginkan Fase gas keluaran absorber dari suhu 60°C menjadi 30°C sebelum dipisahkan di separator

Jenis : *Shell and Tube*

Beban panas : 66.660,82954 Btu/jam

Kebutuhan air : 306,3610 kg/jam

Luas : 256,987 ft²

Shell		Tube	
ID	31 in	Nt	90 buah
Buffle space	27,9 in	OD	0,75 in
BWG	10	BWG	10
Pass	1	Pass	2
Pitch	1,875 in triangular pitch		
		L	15 ft
Preassure Drop	0,0000130067 psi	Preassure Drop	0,00105 psi

Uc : 10,09351 Btu/jam ft² F

Ud : 9,68656 Btu/jam ft² F

Rd : 0,00416 jam.ft².oF/Btu

Bahan : *Carbon steel SA 212 grade A*

Harga : \$35111,021

Jumlah : 1

3.2.13 Pompa-01

Kode : P -01

Fungsi : Mengalirkan bahan baku dari T-01 ke VP-01.

Tipe : *Single Stage Centrifugal Pump*

NPSH *required* : 19,559 ft

NPSH *available* : 50,0646 ft

Power Pompa : 5 HP

Power motor : 7,5 HP

SN : 40

ID : 2,067 in

OD : 2,380 in

Kapasitas : 26,6645 gpm

Harga : \$30386

Jumlah : 2

3.2.14 Pompa-02

Kode : P -02

Fungsi : Mengalirkan bahan baku dari SEP-01 ke T-03.

Tipe : *Single Stage Centrifugal Pump*

NPSH required : 20,661 ft

NPSH available : 35,1869 ft

Power Pompa : 5 HP

Power motor : 7,5 HP

SN : 40

ID : 2,067 in

OD : 2,380 in

Kapasitas : 29,7530 gpm

Harga : \$30386

Jumlah : 2

3.2.15 Blower-01

Kode : (**BL-01**)

Fungsi : Menaikkan Tekanan Produk hasil absorber Dari 1 atm
menjadi 3 atm

Discharge pressure : 44,1 psia

Kapasitas aktual, cfm : 605,8907 ft³/menit

Daya	: 60 HP
Harga	: 2588,312
Jumlah	: 2

3.2.16 Ekspander

Kode	: EK-01
Fungsi	: Menurunkan tekanan air dari 41 atm menjadi 2,2 atm
Tipe	: <i>Centrifugal sigle stage</i>
Daya	: 860 HP
Harga	: 743633,4192
Jumlah	: 1

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku ini berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kapasitas pabrik yang dibutuhkan. Bahan baku Etanol dapat diperoleh dari PT Molindo Raya Industrial, Sidoarjo, Jawa Timur dan Hidrogen klorida dapat diperoleh dari *Advanced Speciality Gases USA*. Bahan baku pembuatan Etil klorida dengan Proses Kondisi Operasi Kedua adalah Etanol sebesar 10.806,8321 ton/tahun dan Hidrogen klorida sebanyak 10.289,9887 ton/tahun. Sehingga kebutuhan bahan baku pembuatan Etil klorida selama satu tahun adalah 21.096,8208 ton/tahun.

3.3.2 Analisa Kebutuhan Peralatan Proses

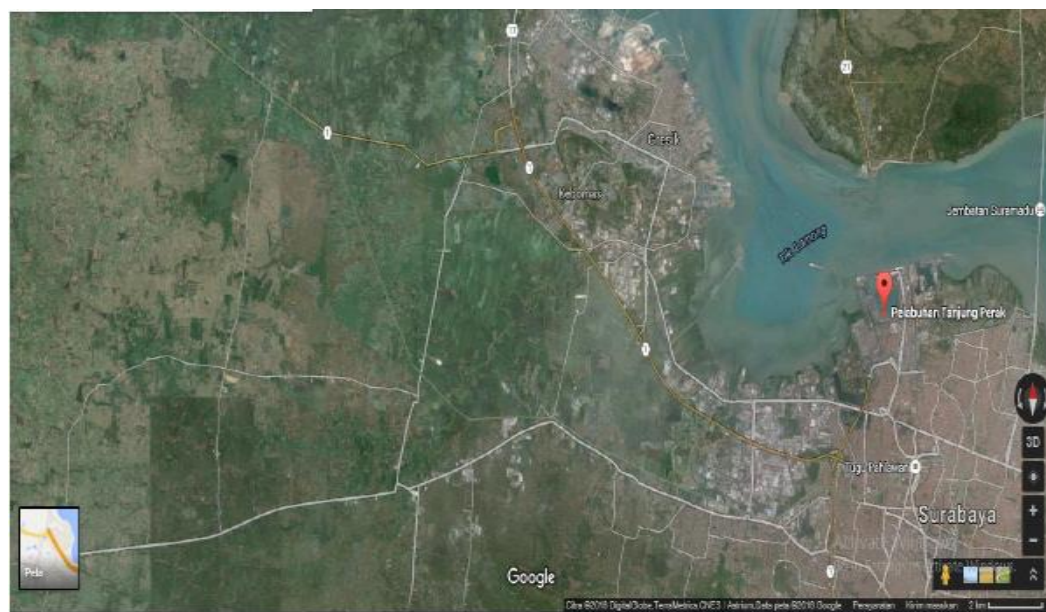
Analisis kebutuhan peralatan proses berkaitan dengan kemampuan suatu alat produksi untuk berjalan dan jam kerja serta perawatan alatnya. Dengan diketahui

hal tersebut, maka diketahui juga biaya yang dibutuhkan untuk alat proses produksi, baik pembelian ataupun perawatannya.

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi suatu pabrik menjadi hal utama yang harus diperhatikan, dimana lokasi yang ditetapkan untuk membangun perusahaan harus memiliki standar dan komponen yang baik dan tepat. Komponen yang dimaksud adalah suatu lokasi pabrik dapat dilihat dari kemudahan dalam pengoperasian dan dari segi nilai ekonomi pabrik yang akan dibangun. Hal itu berkaitan terhadap faktor produksi dan distribusi dengan produk yang dihasilkan. Lokasi juga sangat mempengaruhi biaya transportasi dan produksi agar berada di titik minimal. Pabrik etil klorida ini direncanakan akan dibangun di Kawasan Industri Gresik, Jawa Timur,





Gambar 4.1 Peta Lokasi Pabrik

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Adapun faktor yang mempengaruhi dalam pemilihan lokasi pabrik agar menguntungkan secara ekonomis. Berikut adalah faktor-faktornya:

1. Lokasi yang dekat dengan sumber bahan baku

Bahan baku adalah bahan utama dalam produksi sehingga pengawasan atas ketersediaannya sangatlah penting. Bahan baku etanol direncanakan diperoleh dari Malindo Raya Industri di Sidoarjo yang berlokasi dekat dengan lokasi pabrik sehingga dapat memangkas biaya transportasi. Sedangkan bahan baku hidrogen klorida diimpor dari *Advanced Speciality Gases* melalui pelabuhan Tanjung Perak.

2. Pemasaran Produk (Lokasi yang dekat dengan konsumen)

Pemasaran produknya sangat mudah dijangkau dari jalur darat dan laut. Pemasaran produk dilakukan melalui darat dan pemasaran jalur laut bisa melalui Pelabuhan Tanjung Perak. Dengan begitu pemasaran produk dapat diorientasikan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan dapat di ekspor melalui jalur laut.

3. Penyediaan Utilitas

Kebutuhan sarana penunjang seperti listrik dapat dipenuhi dengan adanya transmisi dari PLN dengan daya 90 MVA dan air dapat diperoleh dari *Water Treatment Plant* pihak pengelola kawasan industri sebesar 1000 m³/hari dan sangat dekat dengan sumber air salah satunya aliran sungai Bengawan Solo.

4. Sarana Transportasi

Kawasan industri Gresik ini juga memiliki fasilitas jalan kelas satu, sehingga transportasi darat dari sumber bahan baku dan pasar tidak memiliki masalah. Dan lokasi ini mudah mudah dijangkau oleh transportasi laut karena mudah dijangkau dari Pelabuhan Tanjung Perak. Dengan posisi pabrik yang strategis ini dapat memudahkan transportasi untuk pengiriman antar pulau.

5. Tenaga Kerja

Jawa Timur merupakan salah satu daerah terpadat di Indonesia, sehingga ketersediaan tenaga kerja terlatih dan tenaga kerja kasar sangatlah melimpah. Serta di daerah ini telah banyak berdiri sarana pendidikan yang baik, maka untuk tenaga kerja ahli tidak menjadi masalah.

6. Karakteristik Lokasi

Keadaan iklim yang stabil sepanjang tahun serta Kondisi tanah masih relatif luas dengan struktur tanah yang kuat dan datar tentunya pemilihan lokasi di tempat ini akan sangat menguntungkan.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Dalam hal ini faktor sekunder tidak berperan secara langsung dalam operasional proses di pabrik. Faktor ini akan berpengaruh terhadap kelancaran proses operasional dalam pendirian pabrik. Yang termasuk faktor sekunder terdiri dari:

1. Perluasan areal pabrik

Kawasan Industri Gresik memiliki areal kosong seluas 580 hektar.

Dengan adanya areal seluas ini memungkinkan untuk melakukan perluasan areal pabrik di masa yang akan datang jika diinginkan.

2. Kebijakan Pemerintah

Kebijakan dan perhatian pemerintah di Jawa Timur sudah cukup baik, hal ini dapat dilihat dari adanya kebijakan pengembangan industri dengan pemerataan kesempatan kerja dan hasil pembangunan yang berhasil mengundang investor di Jawa Timur.

3. Kemasyarakatan

Dengan pendirian pabrik ini dapat diperkirakan akan mendapat sambutan baik oleh masyarakat sekitar. Karena dapat menciptakan lapangan pekerjaan baru yang terbuka untuk mereka, serta pendirian pabrik ini diperkirakan tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat sekitar pabrik.

4. Sarana dan Prasarana Sosial

Sarana dan Prasarana sosial yang disediakan berupa penyediaan sarana umum seperti tempat ibadah, sekolah, rumah sakit serta adanya penyediaan bengkel industri

4.2 Tata Letak Pabrik (*Layout Plant*)

Tata letak pabrik berhubungan dengan segala proses perencanaan dan pengaturan letak daripada mesin, peralatan, aliran bahan dan pekerja di masing-masing wilayah kerja yang ada. Tata letak pabrik yang baik dari segala fasilitas produksi dalam suatu pabrik adalah dasar dalam membuat operasi kerja menjadi lebih efektif dan efisien. Secara umum pengaturan dari semua fasilitas produksi ini direncanakan sehingga akan diperoleh:

1. Minimum transportasi dan pemindahan proses
2. Minimum pemakaian area tanah
3. Pola aliran produksi yang terbaik
4. Fleksibilitas untuk menghadapi kemungkinan ekspansi ke depan.

Tata letak pabrik merupakan suatu pengaturan yang optimal dari seperangkat fasilitas-fasilitas dalam pabrik. Tata letak yang tepat sangat penting untuk mendapatkan efisiensi, keselamatan, dan kelancaran kerja para pekerja serta keselamatan proses. Untuk mencapai kondisi yang optimal, maka hal-hal yang harus diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik adalah:

1. Pabrik etil klorida ini merupakan pabrik baru (bukan pengembangan), sehingga penentuan *lay out* tidak dibatasi oleh bangunan yang ada.
2. Kemungkinan perluasan pabrik sebagai pengembangan pabrik di masa depan

3. Faktor keamanan sangat diperlukan untuk bahaya kebakaran dan ledakan, maka perencanaan *lay out* selalu diusahakan jauh dari sumber api, bahan panas, dan dari bahan yang mudah meledak, juga jauh dari asap atau gas beracun.
4. Sistem konstruksi yang direncanakan adalah *out door* untuk menekan biaya bangunan dan gedung, dan juga karena iklim Indonesia memungkinkan konstruksi secara *out door*.
5. Lahan terbatas sehingga diperlukan efisiensi dalam pemakaian dan pengaturan ruangan atau lahan. (Vilbrant,1959)

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

1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan ruang control serta fasilitas pendukung
2. 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 dijual. Serta fasilitas – fasilitas bagi karyawan seperti: poliklinik, kantin, aula, dan masjid.
3. Daerah gudang, bengkel dan garasi, merupakan daerah untuk menampung bahan-bahan yang diperlukan oleh pabrik dan untuk keperluan perawatan peralatan proses.

4. Daerah proses, merupakan daerah dimana alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Dan dilengkapi dengan ruang control yang berfungsi untuk pengendalian proses.
5. Daerah penyimpanan bahan baku dan produk, merupakan daerah untuk tangki bahan baku dan produk.
6. Daerah utilitas Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan bahan pendukung proses berlangsung dipusatkan seperti penyediaan air steam, air pendingin, tenaga listrik dan lain-lain yang menunjang suatu proses.
(Vilbrant,1959)

Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

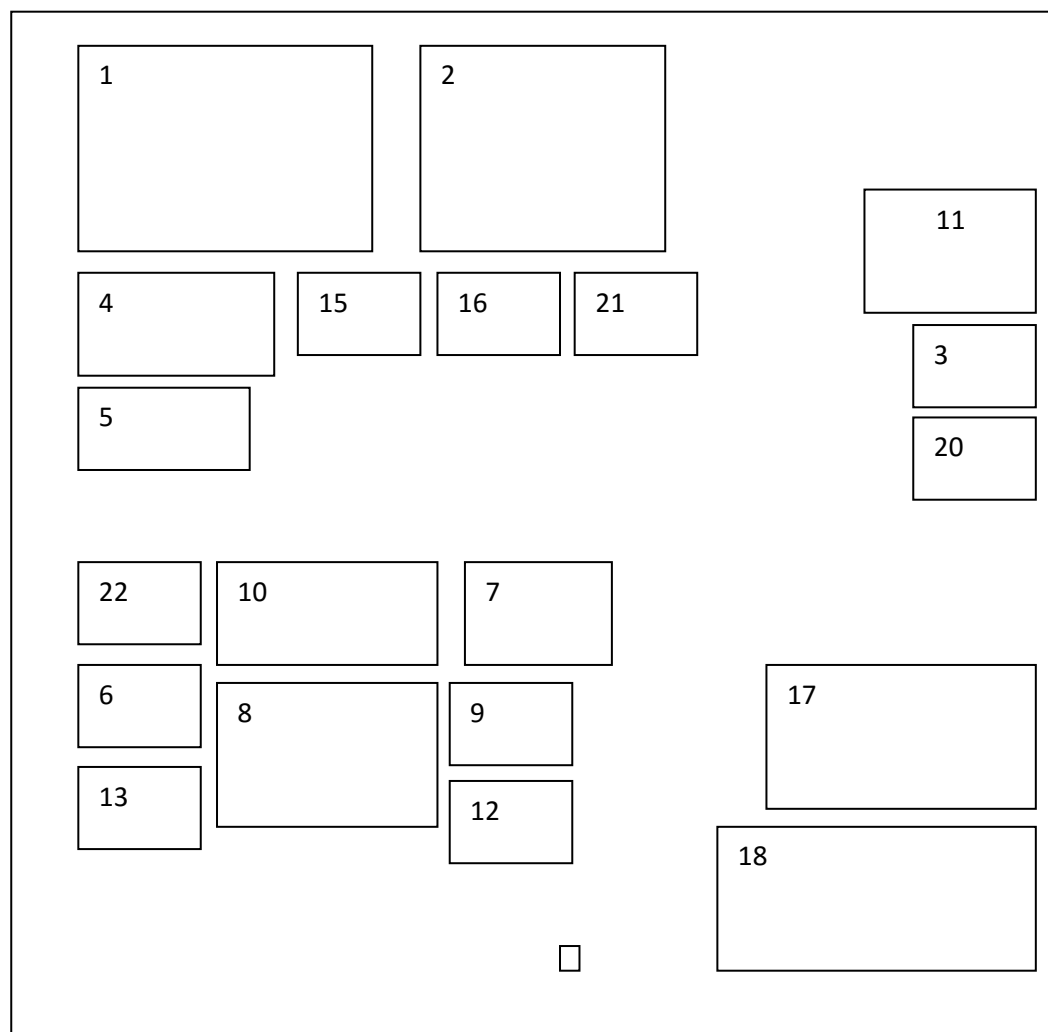
Tabel 4.1 Perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik

No.	lokasi	panjang, m	lebar, m	luas, m2
		m	m	m ²
1	Area Proses	60	50	3000
2	Area Utilitas	50	50	2500
3	Bengkel	25	20	500
4	Daerah Perluasan	40	25	1000
5	Gudang Peralatan	35	20	700
6	Kantin	25	20	500
7	Kantor Teknik dan Produksi	30	25	750
8	Kantor Utama	45	35	1575
9	Laboratorium	25	20	500
10	Parkir Utama	45	25	1125
11	Parkir Truk	35	30	1050
12	Perpustakaan	25	20	500
13	Poliklinik	25	20	500
14	Pos Keamanan	4	6	24
15	Control Room	25	20	500
16	Control Utilitas	25	20	500
17	Area Rumah Dinas	55	35	1925

18	Area Mess	65	35	2275
19	Masjid	25	15	375
20	Unit Pemadam Kebakaran	25	20	500
21	Unit Pengolahan Limbah	25	20	500
22	Taman	25	20	500
23	Jalan	1500	8	12000
	Luas Tanah			33299
	Luas Bangunan			19799
	Total		394	53098

Luas tanah : 33.299 m²

Luas Bangunan : 19.799 m²



Skala 1:2000

Gambar 4.2 Denah Pabrik

- | | |
|-------------------------------|----------------------------|
| 1. Area Proses | 12. Perpustakaan |
| 2. Area Utilitas | 13. Poliklinik |
| 3. Bengkel | 14. Pos Keamanan |
| 4. Daerah Perluasan | 15. Control Room |
| 5. Gudang Peralatan | 16. Control Utility |
| 6. Kantin | 17. Area Rumah Dinas |
| 7. Kantor Teknik dan Produksi | 18. Area Mess |
| 8. Kantor Utama | 19. Masjid |
| 9. Laboratorium | 20. Unit Pemadam Kebakaran |
| 10. Parkir Utama | 21. Unit Pengolahan Limbah |
| 11. Parkir Truk | 22. Taman |

4.3 Tata Letak Mesin/Alat (*Machines*)

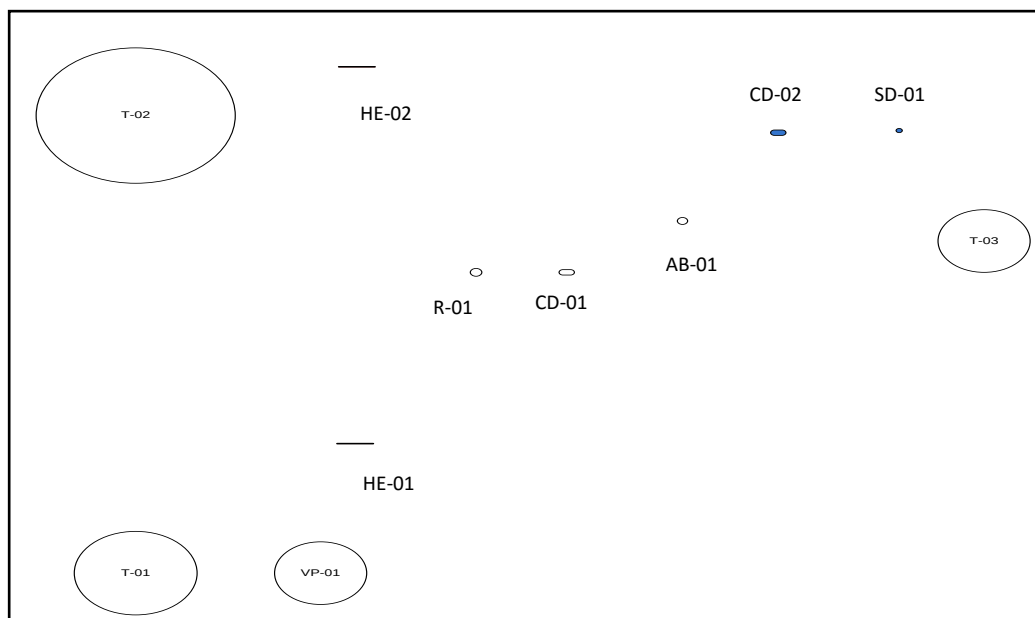
Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam menentukan *lay out* peralatan proses pada Pabrik Etil Klorida, antara lain :

1. Aliran bahan baku dan produk, pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomi yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.
2. Aliran udara, aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat sehingga mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang dapat mengancam keselamatan pekerja.

3. Pencahayaan, penerangan seluruh pabrik harus memadai dan pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi perlu adanya penerangan tambahan.
4. Lalu lintas manusia dan kendaraan, dalam perancangan *lay out* pabrik perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Hal ini bertujuan apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Keamanan pekerja selama menjalani tugasnya juga diprioritaskan.
5. Pertimbangan Ekonomi, dalam menempatkan alat-alat proses diusahakan dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik. Pertimbangan ini dilakukan dengan tujuan agar pabrik memperoleh suatu keuntungan.
6. Jarak antar alat proses, untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dengan alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut maka kerusakan dapat diminimalkan. (Vilbrant,1959)

Tata letak alat-alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

1. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
2. Dapat mengefektifkan luas lahan yang tersedia
3. Karyawan mendapat kepuasan kerja agar dapat meningkatkan produktifitas kerja disamping keamanan yang terjadi.



Skala 1:1000

Gambar 4.3 Layout Alat Proses

Keterangan:

1. Tangki - (T-01) : Tempat Penyimpanan C_2H_5OH
2. Tangki - (T-02) : Tempat Penyimpanan HCl
3. Vaporizer - (V-01) : Mengubah Fasa Ethanol Dari Fasa Cair ke Gas
4. Heater - (HE-01) : Media Pemanas sebelum masuk ke Reaktor
5. Heater - (HE-02) : Media Pemanas sebelum masuk ke Reaktor
6. Reaktor - (R-01) : Mereaksikan beberapa komponen
7. Kondensor – (CD-01): Media Pendingin sebelum masuk ke absorber
8. Absorber - (AB-01) : Media penyerap menggunakan air
9. Kondensor – (CD-02): Media Pendingin sebelum masuk ke separator
10. Separator – (SD-01) : Media pemisah cairan dan uap
11. Tangki - (T-03) : Tempat Penyimpanan C_2H_5Cl

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 4.2 Neraca Massa Total

Komponen	Input	Output
	kg/jam	kg/jam
C ₂ H ₅ Cl	-	1875,00
HCl	1299,24	238,19
H ₂ O	346,68	869,94
C ₂ H ₅ OH	1364,50	27,29
Total	3010,42	3010,42

4.4.2 Neraca Massa Alat

1. Vaporizer

Tabel 4.3 Neraca Massa Vaporizer (VP-01)

Komponen	Masuk (kg/j)		Keluar
	1	2	3
Etanol	1364,50	341,12	1705,62
Air	28,10	7,03	35,13
Sub Total	1392,60	348,15	1740,75
Total	1740,75		1740,75

2. Reaktor

Tabel 4.4 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar
	3	4	5
C ₂ H ₅ OH	1364,50	0,00	27,29
HCl	0,00	1299,24	238,19
C ₂ H ₅ Cl	0,00	0,00	1875,00
H ₂ O	28,10	0,00	551,36
Sub Total	1392,60	1299,24	2691,84
Total	2691,84		2691,84

3. Absorber

Tabel 4.5 Neraca Massa Absorber (AB-01)

Komponen	Input		Output	
	5	6	8	7
C ₂ H ₅ Cl	1875,00	0,00	1875,00	0,00
HCl	238,19	0,00	104,57	133,63
H ₂ O	551,36	318,58	0,00	869,94
C ₂ H ₅ OH	27,29	0,00	0,00	27,29
Sub Total	2691,84	318,58	1979,57	1030,86
Total	3010,42		3010,42	

4. Separator

Tabel 4.6 Neraca Massa Separator (SD-01)

Komponen	Input 8	Output	
		10	9
C ₂ H ₅ Cl	1875,00	1875,00	0,00
HCl	104,56	18,93	85,62
SubTotal	1979,57	1893,94	85,62
Total	1979,57	1979,567	

4.4.3 Neraca Energi Alat

1. Vaporizer

Tabel 4.7 Neraca Energi Vaporizer (VP-01)

Komponen	Q in (kj/jam) (1)	Q out (kj/jam)	
		(2)	(3)
C ₂ H ₅ OH	15476,84	1311676,70	4683,91
H ₂ O	1536,88	0,00	22385,31
SubTotal	17013,73	1311676,70	27069,23
Steam	1321732,18	-	
Total	1338745,91	1338745,91	

2. Heater 1

Tabel 4.8 Neraca Energi Heater (HE-01)

Komponen	Q in (2)	Q out (4)
----------	----------	-----------

	(kJ/jam)	(kJ/jam)
C ₂ H ₅ OH	154538,13	265377,83
Steam	110839,80	-
Total	265377,83	265377,83

3. Heater 2

Tabel 4.9 Neraca Energi Heater 2 (HE-02)

Komponen	Q in (5)	Q out (6)
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
HCl	-64155,99	15528,52
Steam	79684,52	-
Total	15528,52	15528,52

4. Heater 3

Tabel 4.10 Neraca Energi Heater 3 (HE-03)

Komponen	Q in (6)	Q out (7)
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
HCl	15528,53	124421,33
Steam	108892,80	-
Total	124421,30	124421,33

5. Reaktor

Tabel 4.11 Neraca Energi Reaktor (R-01)

Komponen	Q in (4)	Q in (7)	Q out (8)
	(kJ/jam)	(kJ/jam)	(kJ/jam)
HCl	0,00	124421,33	22810,58
C ₂ H ₅ Cl	0,00	0,00	249076,55
C ₂ H ₅ OH	265377,83	0,00	5307,56
H ₂ O	0,00	0,00	118643,62
SubTotal	265377,83	124421,33	395838,30
Qreaksi		88544,44	-
Qpendingin		-	82505,30
Total		478343,60	478343,60

6. Kondensor 1

Tabel 4.12 Neraca Energi Kondensor 1 (CD-01)

Komponen	Q in (8)	Q out (9)
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
HCl	22810,58	10443,41
C ₂ H ₅ Cl	249076,50	107791,55
C ₂ H ₅ OH	5307,55	2284,58
H ₂ O	118643,60	54027,55
SubTotal	395838,30	174547,10
Beban	-221291,20	
Total	174547,10	174547,10

7. Absorber

Tabel 4.13 Neraca Energi Absorber (AB-01)

Komponen	Q in (kJ/jam)		Q out (kJ/jam)	
	(9)	(10)	(11)	(12)
HCl	10443,41	0,00	2916,78	13898,98
C ₂ H ₅ Cl	107791,60	0,00	67356,07	0,00
C ₂ H ₅ OH	2284,58	0,00	0,00	2152,51
H ₂ O	54027,56	46623,18	0,00	123199,81
SubTotal	174547,10	46623,18	70272,85	139251,31
Q Pelarutan		588870,43		-
Beban		-		600516,54
Total		810040,71		810040,71

8. Kondensor 2

Tabel 4.14 Neraca Energi Kondensor 2 (CD-02)

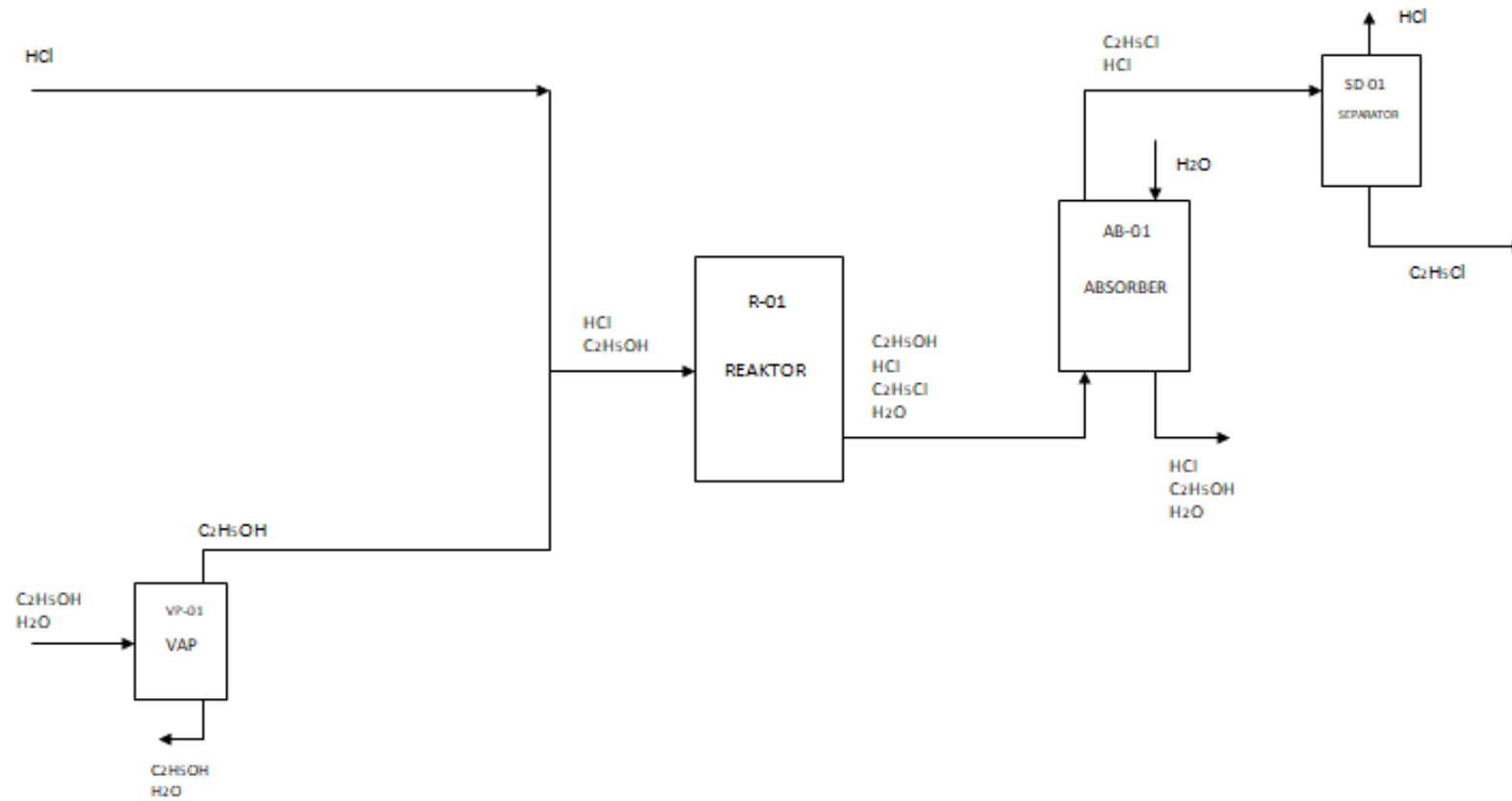
Komponen	Q in (11)	Q out (13)
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
HCl	7088,57	463,12
C ₂ H ₅ Cl	171121,07	15461,25
SubTotal	178209,64	15924,38
Beban	-162285,26	-

Total	15924,38	15924,38
-------	----------	----------

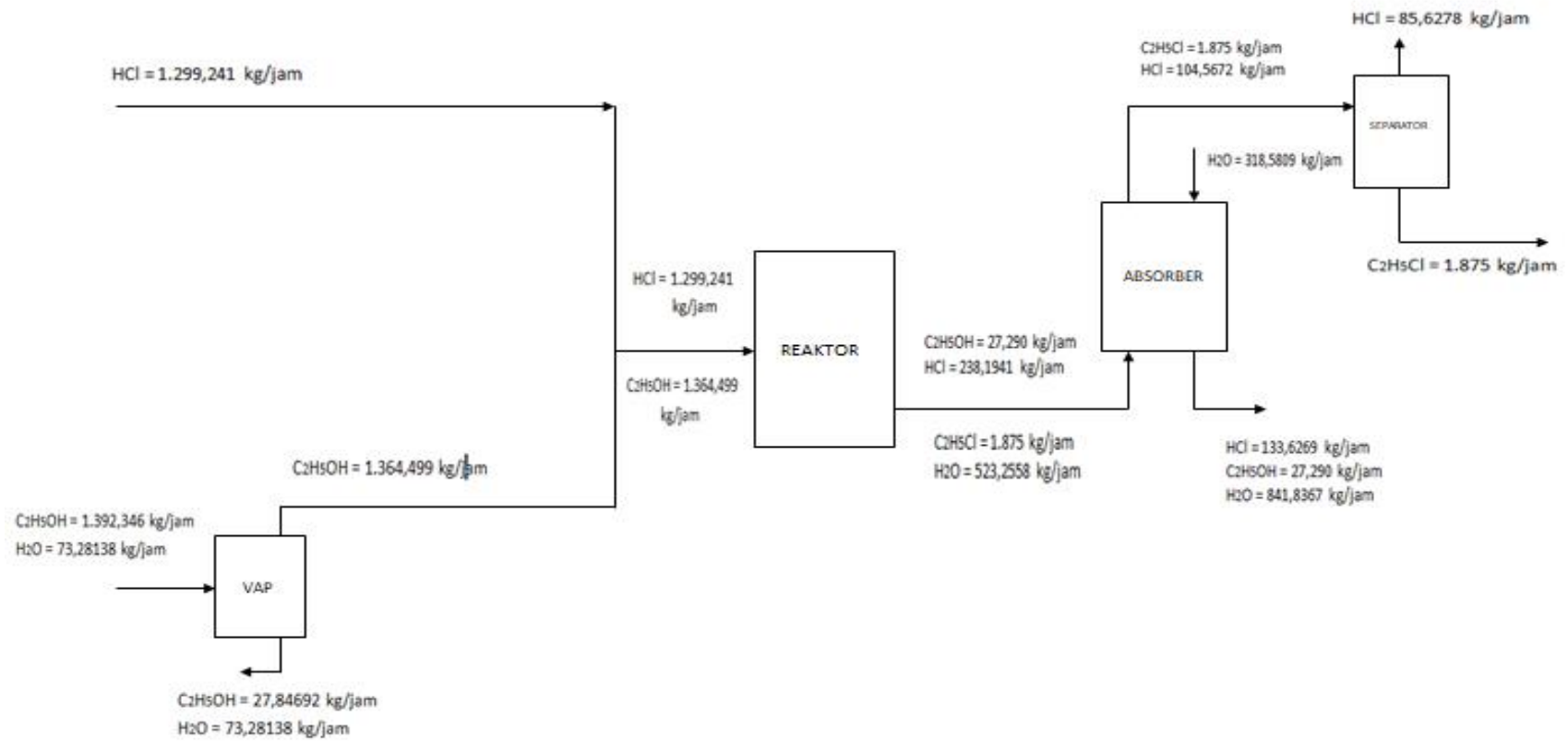
9. Separator

Tabel 4.15 Neraca Energi Separator (SD-01)

Komponen	Q in (13)	Q out (kj/jam)	
	(kj/jam)	(14)	(15)
HCl	430,31	430,31	0,00
C ₂ H ₅ Cl	15461,26	0,00	15461,26
Sub Total	15891,58	430,31	15461,26
Total	15891,58	15891,58	



Gambar 4.4 Diagram Kualitatif



Gambar 4.5 Diagram Kuantitatif

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Demi kelancaran jalannya produksi, diperlukan sarana penunjang yang baik untuk mendukung berlangsungnya proses produksi. Sarana penunjang adalah sarana yang dibutuhkan selain bahan baku dan bahan pembantu agar produksi produk etil klorida dapat berjalan sesuai yang diharapkan.

Unit utilitas merupakan unit penunjang bagi unit-unit yang lain dalam pabrik atau sarana penunjang untuk menjalankan suatu pabrik dari tahap awal sampai produk akhir. Unit utilitas ini meliputi:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
2. Unit Penyediaan Panas
3. Unit Penyediaan Listrik
4. Unit Penyediaan Udara Bertekanan
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

1. Unit Penyediaan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancangan pabrik Etil Klorida ini, sumber air yang digunakan berasal dari sungai Sungai Bengawan Solo yang tidak jauh dari lokasi pabrik., Untuk menghindari *fouling* yang terjadi pada alat-alat penukar panas maka perlu diadakan pengolahan air sungai. Pengolahan dilakukan secara fisis dan kimia. Adapun beberapa alasan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air :

1. Air sungai adalah sumber air yang terus menerus mengalir, sehingga masalah kekurangan air dapat dihindari.
2. Mengolah air sungai relatif lebih mudah, simpel dan biasanya pegolannya terbilang murah.

Secara keseluruhan, kebutuhan air pada pabrik ini digunakan untuk keperluan:

1. Air Proses, biasa digunakan sebagai bahan pelarut, sebagai pencampur bahan lain, mengencerkan dan pencuci suatu bahan. Kualitas air sebagai air proses sangat berbeda tergantung fungsi dan peruntukannya.
2. Air Pendingin, biasanya digunakan untuk proses pendinginan, dengan alasan:
 - a. Air dapat diperoleh dalam jumlah yang besar
 - b. Mudah untuk diolah
 - c. Dapat menyerap panas dengan jumlah yang tinggi
 - d. Tidak terdekomposisi
3. Air Sanitasi merupakan air yang digunakan untuk kepentingan domestik.

Antara lain digunakan untuk keperluan rumah tangga, keperluan kantor, laboratorium dan masjid. Adapun syarat air sanitasi:

- a. Syarat Fisika, meliputi :
 - Suhu : Dibawah suhu udara
 - Warna : Jernih
 - Rasa : Tidak berasa
 - Bau : Tidak berbau

b. Syarat Kimia, meliputi:

Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.

Tidak beracun

Kadar klor bebas sekitar 0,7 ppm.

c. Syarat Bakteriologis:

Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri patogen.

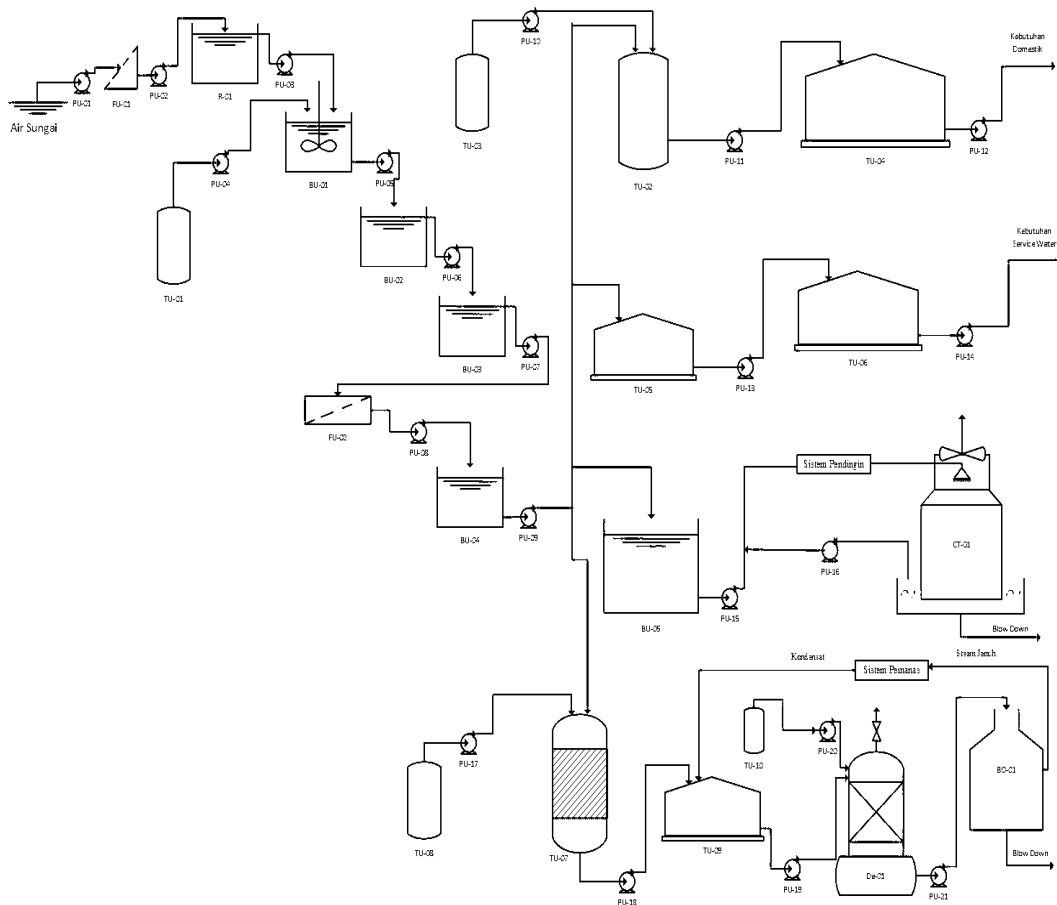
4. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

Berikut adalah hal-hal yang perlu diperhatikan sebelum air diumpankan menuju ke boiler, antara lain:

- a. Zat yang menyebabkan korosi, air biasanya mengandung larutan asam dan gas seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 .
- b. Zat yang menyebabkan kerak, kerak terjadi dikarenakan kesadahan dan suhu tinggi, umumnya berbentuk garam-garam karbonat dan silika.
- c. Zat yang membentuk busa, air hasil proses pemanasan biasanya menyebabkan terbentuknya busa, karena terkandung zat-zat yang tidak larut dalam jumlah besar. Pada kondisi alkalitas tinggi dapat menyebabkan efek pembusaan.

2. Unit Pengolahan Air

Pada perancangan suatu pabrik dibutuhkan sumber air terdekat yang nantinya akan memenuhi keberlangsungan suatu proses. Dan pada pabrik Etil Klorida ini sumber air didapatkan dari sungai terdekat di sekitar daerah pabrik. Berikut diagram alir pengolahan air beserta penjelasan tahap-tahap proses pengolahan air yang dilakukan meliputi :



Gambar 4.6 Diagram Air Pengolahan Air Utilitas

Keterangan :

1. PU : Pompa Utilitas
2. FU-01 : Screening
3. R-01 : Reservoir

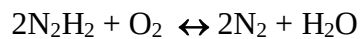
4. BU-01 : Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)
5. TU-01 : Tangki Alum
6. BU-02 : Bak Pengendap I
7. BU-03 : Bak Pengendap II
8. FU-02 : Sand Filter
9. BU-04 : Bak Penampung Air Bersih
10. TU-02 : Tangki Klorinasi
11. TU-03 : Tangki Kaporit
12. TU-04 : Tangki Air Kebutuhan Domestik
13. TU-05 : Tangki *Service Water*
14. TU-06 : Tangki Air Bertekanan
15. BU-05 : Bak *Cooling Water*
16. CT-01 : *Cooling Tower*
17. TU-07 : *Mixed-Bed*
18. TU-08 : Tangki NaCl
19. TU-09 : Tangki Air Demin
20. TU-10 : Tangki N_2H_4
21. De-01 : Deaerator
22. BO-01 : Boiler

1. Penghisapan, air yang diambil dari sungai perlu adanya pemompaan yang selanjutnya air tersebut dialirkan menuju alat penyaringan (*screen*) untuk proses penyaringan untuk menghilangkan partikel kotoran yang berukuran cukup besar. Setelah tahap *screening* air akan diolah di dalam reservoir.

2. Penyaringan (*Screening*), sebelum air dari sungai akan digunakan sebagai air bersih, maka pada proses ini air disaring untuk memisahkan kotoran-kotoran yang berukuran besar, misalnya: daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya. Pada tahap *screening* partikel yang berukuran padat dan besar akan tersaring secara langsung tanpa menggunakan bahan kimia. Sementara untuk partikel yang kecil masih akan terbawa bersama air yang kemudian akan diolah ke tahap pengolahan air berikutnya. Tujuan penyaringan yaitu untuk memisahkan kotoran yang besar agar tidak terikut ke pengolahan selanjutnya, sehingga pada sisi isap pompa perlu dipasang saringan (*screen*) dan ditambah fasilitas pembilas agar meminimalisir alat *screen* menjadi kotor.
3. Penampungan (*Reservoir*), untuk mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi. Kotoran kasar yang terdapat dalam air akan mengalami pengendapan yang terjadi karena gravitasi.
4. Koagulasi, merupakan proses dimana bahan koagulasi seperti tawas atau AlumuniumSulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) ditambahkan untuk menggumpalkan. Tawas adalah garam yang berasal dari basa lemah dan asam kuat, hal tersebut membuat suasana basa dalam air mudah terhidrolisis. Penambahan kapur ke dalam air akan mengurangi kesadahan karbonat agar proses penggumpalan mudah terjadi. Sedangkan pada proses Flokulasi bertujuan agar kotoran terendapkan berupa koloid terdispersi dalm air dengan ditambahkan koagulan untuk menggumpalkan kotoran.

5. Bak Pengendap 1 dan Bak Pengendap 2, yang memiliki tujuan dari adanya bak pengendap 1 dan 2 ini adalah mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi). Endapan serta flok yang berasal dari proses koagulasi akan diendapkan pada bak pengendap 1 dan bak pengendap 2.
6. Penyaringan (*Sand Filter*), pada tahap ini terjadi proses filtrasi dimana air yang keluar dari bak pengendap 2 masih terdapat kandungan padatan tersuspensi, sehingga harus di proses ke alat filter untuk difiltrasi. Unit ini memiliki fungsi agar mineral-mineral yang berada dalam air dapat hilang dengan menggunakan resin. Mineral tersebut antara lain Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{+} , dan lain-lain. Kemudian diproses tingkat lanjut menjadi air umpan boiler.
7. Bak Penampung Air Bersih, air yang sudah melalui tahap filtrasi sudah bias disebut dengan air bersih. Kemudian air keluaran proses filtrasi akan ditampung dalam bak penampungan air bersih. Dalam hal ini air bersih yang ditampung langsung dapat digunakan sebagai air layanan umum (*service water*) serta untuk air pendingin. Kegunaan air bersih ini juga dapat digunakan untuk *domestic water* dan *boiler feed water*, namun air harus di desinfektanisasi terlebih dahulu menggunakan resin untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{+} dimana tujuan penghilangan mineral-mineral tersebut untuk menghasilkan air demin yang melalui proses demineralisasi.
8. Deaerator, unit ini berfungsi agar gas CO_2 dan O_2 yang terikat dalam feed water hilang. Air yang telah selesai demineralisasi biasanya masih ada

kandungan gas-gas terkandung terutama CO₂ dan O₂. Gas-gas tersebut harus dihilangkan dari air karena dapat menimbulkan korosi. Didalam daerator gas-gas tersebut dihilangkan. Unit deaerator diinjeksikan zat-zat kimia sebagai berikut: Hidrazin yang berfungsi mengikat oksigen berdasarkan reaksi berikut:



Berdasarkan reaksi tersebut maka hidrazin berfungsi untuk menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama O₂ sehingga tidak terjadinya korosi. Unit Deaerator memiliki fungsi untuk memanaskan air yang keluar dari proses pertukaran ion yang terjadi di alat penukar ion (*ion exchanger*) dan sisa kondensat yang belum dikirim sebagai umpan ketel, pada unit deaerator air dipanaskan hingga suhu mencapai 90°C agar gas-gas yang terlarut dalam air yaitu O₂ dan CO₂ dapat dihilangkan. Hal ini disebabkan gas-gas itu dapat menimbulkan berca-bercak pada permukaan pipa akibat suatu reaksi yang terjadi, sehingga timbul korosi. Dalam hal ini perlu adanya pemanasan yaitu pemanasan dilakukan dengan menggunakan koil pemanas yang ada di dalam deaerator.

9. Demineralisasi, pada proses demineralisasi bertujuan untuk menyiapkan air yang digunakan untuk *boiler feed water* dan air ini harus murni serta bebas dari kadar mineral-mineral yang terlarut didalamnya. Proses demineralisasi ini dapat dilakukan dengan alat yang terdiri dari penukaran anion (*anion exchanger*) dan kation (*cation exchanger*). Demineralisasi dibutuhkan karena air umpan boiler memiliki syarat:

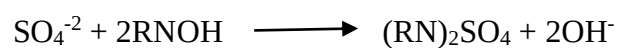
- a. Tidak membuat kerak pada kondisi *steam* maupun pada *tube heat exchanger*. Pemanas berupa garam-garam karbonat dan silika dapat menyebabkan efisiensi proses turun, bahkan dapat menyebabkan boiler tidak beroperasi sama sekali.
- b. Terhindar dari gas-gas yang bisa menyebabkan korosi
- c. Terhindar dari zat yang menimbulkan busa

Proses demineralisasi dalam air, yaitu:

Proses *Cation Exchanger* dan *Anion Exchanger* berlangsung pada Resin *Mixed-Bed*. Resin *Mixed-Bed* adalah kolom resin campuran antara resin kation dan resin anion. Air yang mengandung kation dan anion bila dilewatkan ke Resin *Mixed-Bed* tersebut, kation akan terambil oleh resin kation dan anion akan terambil oleh resin anion. Saat resin kation dan anion telah jenuh oleh ion-ion, resin penukar kation dan anion akan diregenerasi kembali.

▪ Anion (*Anion Exchanger*)

Anion Exchanger memiliki fungsi untuk mengikat ion-ion negatif yang larut dalam air dengan resin yang memiliki sifat basa, yang memiliki formula RNOH_3 . Sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- , dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut. Sebelum diregenerasi anion yang terbentuk di dalam reaksi adalah sebagai berikut :



Ion SO_4^{-2} dapat menggantikan ion OH^- yang ada dalam resin karena selektivitas SO_4^{-2} lebih besar dari selektivitas OH^- . Urutan selektivitas anion adalah sebagai berikut:

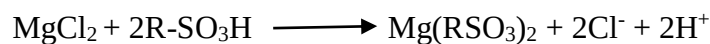


Saat resin anion telah jenuh, maka resin penukar anion akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl. Reaksi Regenerasi:

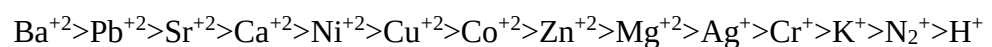


▪ Kation (*Cation Exchanger*)

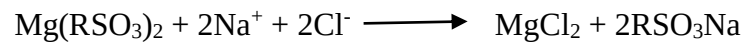
Cation Exchanger merupakan resin penukar kation-kation. Untuk *cation exchanger* berupa resin padat yang sering ada dipasaran yaitu kation dengan formula RSO_3H dan $(\text{RSO}_3)\text{Na}$, dimana pengganti kation-kation yang dikandung dalam air akan diganti dengan ion H^+ atau Na^+ . karena disini kita menggunakan ion H^+ sehingga air akan keluar dari *Cation Exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ . Reaksi penukar kation :



Ion Mg^{+2} dapat menggantikan ion H^+ yang ada dalam resin karena selektivitas Mg^{+2} lebih besar dari selektivitas H^+ . Urutan selektivitas kation adalah sebagai berikut :



Saat resin kation telah jenuh, maka resin penukar kation akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl. Reaksi Regenerasi :



3. Kebutuhan Air

a. Kebutuhan Air Proses

Air proses hanya dibutuhkan untuk keperluan Absorber sebesar 319 kg/jam yang digunakan untuk menjerap senyawa sebagai salah satu proses pemisahan.

b. Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*/Pemanas

Tabel 4. 16 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*/Pemanas

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Vaporizer	VAP-01	533,8912516
Heater	HE-01	521,2924802
Heater	HE-02	30,5033
Heater	HE-03	244,4058746
Total		1330,092928

Direncanakan *steam* yang digunakan adalah saturated steam dengan kondisi:

$$P = 74 \text{ psia} = 5 \text{ atm}$$

$$T = 152,22 \text{ }^\circ\text{C} = 425,372 \text{ K}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20 \%$$

Perancangan dibuat over design sebesar 20%

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= 20\% \times 1299,5896 \text{ kg/jam} \\ &= 1.560 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Blowdown} = 15\% \times \text{kebutuhan steam}$$

$$= 15\% \times 1.560 \text{ kg/jam}$$

$$= 234 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Steam Trap} = 5\% \times \text{kebutuhan steam}$$

$$= 5\% \times 1.560 \text{ kg/jam}$$

$$= 78 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan air make up untuk steam} = \text{Blowdown} + \text{Steam Trap}$$

$$= 234 \text{ kg/jam} + 78 \text{ kg/jam}$$

$$= 312 \text{ kg/jam}$$

c. Air Pendingin

Tabel 4.17 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Condensor	CD-01	1.725,69
Condensor	CD-02	306,36
Total		2.032,05

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%, maka kebutuhan air pendingin menjadi :

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = 20\% \times 2.032,05 \text{ kg/jam}$$

$$= 2.438,47 \text{ kg/jam}$$

Jumlah air yang menguap (W_e)

$$= 0,00085 \times W_c \times (T_{in} - T_{out}) \text{ (Perry, Pers. 12-14c)}$$

$$= 0,00085 \times 2.438,47 \times 10$$

$$= 21 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Drift Loss (} W_d \text{)} = 0,0002 \times W_c \quad \text{(Perry, Pers. 12-14c)}$$

$$= 0,0002 \times 2.438,47$$

$$= 0,49 \text{ kg/jam}$$

Blowdown (Wb) (cycle yang dipilih 4 kali)

$$= \frac{We - (cycle-1)Wd}{cycle-1} \quad (\text{Perry, Pers. 12-14e})$$

$$= \frac{21 - (4-1)0,49}{4-1}$$

$$= 20 \text{ kg/jam}$$

Sehingga jumlah makeup air adalah :

$$We = 21 \text{ kg/jam}$$

$$Wd = 0,49 \text{ kg/jam}$$

$$Wb = 20 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan *Make Up Water (Wm)*

$$Wm = We + Wd + Wb$$

$$Wm = 2 \text{ kg/jam} + 0,49 \text{ kg/jam} + 20 \text{ kg/jam}$$

$$Wm = 41 \text{ kg/jam}$$

d. Kebutuhan Air Domestik

Kebutuhan air domestik terdiri dari kebutuhan air untuk tempat tinggal area mess daan kebutuhan air karyawan.

- Kebutuhan Air karyawan

Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk 1 orang adalah 100-120 liter/hari

$$\text{Diambil kebutuhan air tiap orang} = 150 \text{ liter/hari}$$

$$= 6 \text{ kg/jam}$$

Jumlah karyawan = 180 orang

Kebutuhan air untuk semua karyawan = 1.151 kg/jam

- Kebutuhan Air area mess

Jumlah mess = 40 rumah

Penghuni mess = 70 orang

Kebutuhan air untuk mess = 17.500 kg/jam

Total kebutuhan air domestik = (1.151 + 17.500) kg/jam
= 18.651 kg/jam

- Kebutuhan *Service Water*

Kebutuhan air *service water* diperkirakan sekitar 1000 kg/jam. perkiraan kebutuhan air ini nantinya akan digunakan untuk layanan umum yang meliputi laboratorium, masjid, pemadam kebakaran, kantin, bengkel dan lain-lain.

4.5.2 Unit Penyediaan Panas

Unit ini memiliki peran untuk memenuhi kebutuhan steam untuk proses produksi, yang dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Kapasitas : 1.949,3844 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler dilengkapi dengan unit *economizer safety valve* sistem dan pengaman yang bekerja secara otomatis. Air keluaran *water treatment plant* yang akan dipakai sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang masih mengikut dengan cara ditambahkan bahan-bahan kimia ke dalam

boiler feed water tank. karena pH yang terlalu tinggi membuat korosivitasnya tinggi, jadi harus diatur.

Umpan dialirkan menuju *economizer* sebelum masuk kedalam *boiler*, yaitu alat penukar panas yang menggunakan panas hasil pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler. Didalamnya air yang masuk dinaikkan suhunya 153°C, lalu diumpan menuju *boiler*. Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) berfungsi untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas hasil pembakaran diumpan ke *economizer*, kemudian di buang melalui cerobong asap, membuat air didalam boiler menyerap panas melalui dinding dan pipa api sehingga air mendidih. Uap air yang dihasilkan mengumpul mencapai tekanan 10bar, lalu diumpankan ke *steam header* untuk dialirkan ke area proses.

4.5.3 Unit Penyediaan Listrik

Pabrik Etil klorida kebutuhan listriknya diperoleh dari PLN dan generator diesel. Dimana fungsi generator diesel yaitu sebagai tenaga cadangan saat terjadinya gangguan atau pemadaman listrik oleh PLN. Berikut spesifikasi generator diesel yang digunakan yaitu:

Kapasitas = 2.000 kW

Jumlah = 1 buah

Berikut rincian untuk kebutuhan listrik pabrik:

Tabel 4.18 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Blower	BL-01	60,0000	44742,0000
Ekspander	EK-01	860,0000	641302,0000
Pompa	P-01	7,5000	5592,7500

Total	927,5000	691.636,7500
-------	----------	--------------

Power yang dibutuhkan = 691.636,7500 Watt

= 691,6368 kW

Tabel 4. 19 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2,0000	1491,4000
Blower Cooling Tower	BL-01	75,0000	55927,5000
Pompa-01	PU-01	2,6096	1945,9871
Pompa-02	PU-02	2,5109	1872,3811
Pompa-03	PU-03	2,3996	1789,3468
Pompa-04	PU-04	0,1388	103,4823
Pompa-05	PU-05	2,3854	1778,7556
Pompa-06	PU-06	2,4213	1805,5544
Pompa-07	PU-07	0,6891	513,8704
Pompa-08	PU-08	1,2961	966,5385
Pompa-09	PU-09	0,6332	472,1899
Pompa-10	PU-10	0,0200	14,9140
Pompa-11	PU-11	2,4723	1843,6273
Pompa-12	PU-12	2,4709	1842,5475
Pompa-13	PU-13	1,0807	805,8489
Pompa-14	PU-14	1,1147	831,2667
Pompa-15	PU-15	0,0448	33,4352
Pompa-16	PU-16	0,0415	30,9585
Pompa-17	PU-17	0,0300	22,3710
Pompa-18	PU-18	0,2420	180,4896
Pompa-19	PU-19	0,0879	65,5751
Pompa-20	PU-20	0,0000	0,0000
Pompa-21	PU-21	0,2321	173,0994
Pompa-22	PU-22	0,0452	33,6732
Total		99,9662	74.544,8125

Power yang dibutuhkan = 74.544,8125 Watt

= 74,5448 kW

Kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC

Listrik yang digunakan untuk AC diperkirakan sekitar 15 kW

Listrik yang digunakan untuk penerangan sekitar 100kW

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Kebutuhan Plant	
	Proses	691,6368
	Utilitas	74,5448
2	Listrik Ac	15
	Listrik Penerangan	100
3	Laboratorium dan Bengkel	40
4	Instrumentasi	10
Total		931,1816

Kebutuhan Listrik untuk bengkel dan laboratorium

Listrik untuk bengkel dan laboratorium sekitar 40kW

Kebutuhan Listrik untuk instrumentasi

Listrik untuk instrumentasi sekitar 10 kW

Berikut rincian kebutuhan listrik pada pabrik etil klorida:

Total kebutuhan listrik untuk keseluruhan proses adalah 931,1816 kW.

Dengan faktor daya sebesar 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 1.163,977

kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

4.5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 46,728 m³/jam.

4.5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar mempunyai fungsi untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada boiler dan *generator*. Jenis bahan bakar yang digunakan untuk generator yaitu batu bara sebanyak 19,6509 kg/jam. Sedangkan untuk bahan bakar batu bara yang digunakan pada boiler sebanyak 89,4502 kg/jam. Bahan bakar tersebut diperoleh dari PT. Rajawali Bara Makmur.

4.5.6 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas

1. Penyediaan Air

1. Screener

Kode	: FU-01
Fungsi	: Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar, seperti daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya,
Bahan	: Alumunium
Panjang	: 10 ft
Lebar	: 8 ft
Ukuran lubang	: 1 cm

2. Bak Pengendap Awal/Sedimentasi

Kode	: BU-01
Fungsi	: Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa oleh air sungai
Jenis	: Bak persegi terbuka
Kapasitas	: 1016,2699 m ³ /jam
Dimensi	: Panjang : 7,4797 m

Lebar : 7,4797 m
 Tinggi : 3,7393 m
 Jumlah : 1

3. Bak Penggumpal

Kode : BU-02
 Fungsi : Menggumpalkan kotoran yang tidak mengendap di bak pengendap awal dengan menambahkan alum dan soda kausik
 Jenis : Silinder Vertikal
 Kapasitas : 33,0995 m³
 Dimensi : Diameter : 3,4806 m
 Tinggi : 3,1325 m
 Pengaduk : Marine Propeller
 Diamater : 1,1602 m
 Power : 2 Hp
 Jumlah : 1

4. Tangki Larutan Alum

Kode : TU-01
 Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan alum untuk diinjeksikan ke dalam bak penggumpal
 Jenis : Silinder Vertikal
 Kapasitas : 0,2836 m³
 Dimensi : Diameter : 0,5653 m

Tinggi : 1,1306 m

Jumlah : 1

5. Bak Pengandap

Kode : BU

Fungsi : Mengandapkan endapan yang berbentuk flok

Kapaitas : 198,7655 m³

Dimensi :

Panjang : 7,3529m

Lebar : 7,3529m

Tinggi : 3,6764m

Jumlah : 1

6. *Sand Filter*

Kode : FU-02

Fungsi : Menyaring kotoran-kotoran yang terbawa air

Jenis : Bak persegi terbuka dengan saringan pasir

Kapasitas : 3,3433m³/jam

Dimensi : Panjang : 1,8839m

Lebar : 1,8839m

Tinggi : 0,9420m

Jumlah : 1

7. Bak Penampung Sementara

Kode : BU-03

Fungsi : Menmpung sementara raw *water* setelah disaring di *Sand*

Filter

Jenis : Bak persegi terbuka dengan rangka beton

Kapasitas: $28,3786\text{m}^3$

Dimensi : Panjang : $3,8430\text{m}$

Lebar : $3,8430\text{ m}$

Tinggi : $1,9215\text{ m}$

Jumlah : 1

2. Pengolahan Air Sanitasi

1. Tangki Klorinasi

Kode : TU-02

Fungsi : Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan sanitasi

Jenis : Tangki silinder berpengaduk

Kapasitas : $22,3811\text{m}^3$

Dimensi : Diameter : $3,0550\text{m}$

Tinggi : $3,0550\text{ m}$

Pengaduk : *Marine Propeller*

Diamater : $1,1034\text{ m}$

Power : 1 Hp

Jumlah : 1

2. Tangki Kaporit

Kode : TU-03

Fungsi : Menampung kebutuhan kaporit selama seminggu

Jenis : Tangki silinder

Kapasitas : 0,0493002 m³

Dimensi : Diameter : 0,3975 m

Tinggi : 0,3975m

Jumlah : 1

3. Tangki Air Bersih

Kode : TU-04

Fungsi : Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga

Jenis : Tangki silinder tegak

Kapasitas : 537,1459 m³

Dimensi : Diameter : 8,8120 m

Tinggi : 8,8120 m

Jumlah : 1

3. Penyedia Air Proses

1. Tangki Service Water

Kode : TU-05

Fungsi : Menampung air untuk keperluan layanan umum

Jenis : Tangki silinder tegak

Kapasitas : 28,800m³

Dimensi : Diameter : 3,3228 m

Tinggi : 3,3228 m

Jumlah : 1

2. Tangki Air Bertekanan

Kode : TU-06

Fungsi : Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum

Jenis : Tangki silinder tegak

Kapasitas : 28,800 m³

Dimensi : Diameter : 3,3228 m

Tinggi : 3,3228 m

Jumlah : 1

4. Pengolahan Air Pendingin

1. Bak Air Pendingin

Kode : BU-05

Fungsi : Menampung kebutuhan air pendingin

Jenis : Bak persegi panjang

Kapasitas : 2,9262 m³

Dimensi : Panjang : 1,8021 m

Lebar : 1,8021 m

Tinggi : 0,9010 m

Jumlah : 1

2. *Cooling tower*

Kode : CT

Fungsi	: Mendinginkan air pendingin yang telah digunakan oleh peralatan proses dengan menggunakan media pendingin udara
Jenis	: <i>Inducted Draft Cooling tower</i>
Kapasitas	: 111,4566 m ³ /jam
Suhu Masuk	: 45 °C
Suhu Keluar	: 30 °C
Tenaga motor	: 60 Hp
Jumlah	: 1

5. Pengolahan Air Panas untuk steam

1. Mixed Bed

Kode	: TU-07
Fungsi	: Menghilangkan kesdahan air yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg
Jenis	: Tangki silinder tegak
Kapasitas	: 1,8781 m ³ /jam
Luas Penampang	: 1,6538 ft ²
Dimensi	: Diameter : 0,4424 m Tinggi : 1,016 m
Tebal tangki	: 0,1875 in
Jumlah	: 1

2. Tangki NaCl

Kode : TU-08

Fungsi : Menampung dan menyimpan larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi kation exchanger

Jenis : Tangki silinder tegak

Kapasitas : 0,6251 m³

Dimensi : Diameter : 0,9269 m
Tinggi : 0,9269 m

Jumlah : 1

3. Tangki NaOH

Kode : TU-08

Fungsi : Menampung dan menyimpan larutan NaOH yang digunakan untuk meregenerasi anion *exchanger* dan diinjeksikan ke bak penggumpal

Jenis : Tangki silinder tegak

Kapasitas : 1,5732 m³

Dimensi : Diameter : 1,2608 m
Tinggi: 1,2608 m

Jumlah : 1

4. Tangki Air Demin

Kode : TU-09

Fungsi : Mencampur kondensat sirkulasi dan make up air umpan boiler sebagai dibangkitkan sebagai steam

Jenis : Tangki silinder tegak

Kapasitas : 54,0889 m³

Dimensi : Diameter : 4,0996 m
Tinggi : 4,0996 m

Jumlah : 1

5. Deaerator

Kode : DE

Fungsi : Menghilangkan gas CO₂ dan O₂ yang terikat dalam *feed water* yang dapat menyebabkan kerak pada boiler

Jenis : Tangki silinder tegak

Dimensi : Diameter : 1,4213 m
Tinggi : 1,4213 m

Jumlah : 1

6. Tangki N₂H₄

Kode : TU-10

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan N₂H₄

Jenis : Tangki silinder tegak

Kapasitas : 2,2908 m³

Dimensi : Diameter : 1,4290 m

Tinggi : 1,4290 m

Jumlah : 1

6. Pengolahan Steam

1. Boiler

Kode : BLU

Fungsi : Menguapkan lewat jenuh keluar pompa dan memanaskannya sehingga terbentuk saturated steam

Jenis : Fire tube boiler

Kebutuhan steam: 1560 kg/jam

Jumlah : 1

2. Tangki Bahan Bakar Generator

Kode : TU-11

Fungsi : Menyimpan bahan bakar yang digunakan untuk menggerakkan generator

Jenis : Tangki silinder tegak

Volume : 9,0064m³

Dimensi : Diameter : 2,6214 m

Tinggi : 5,2427 m

Jumlah : 1

7. Pompa Utilitas

1. Pompa 1

Kode : PU-01

Fungsi : Mengalirkan air sungai ke bak pengendap awal

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kapasitas : 157,9414 gpm

Ukuran pipa : ID : 23,25 in
SCH : 2

IPS : 24 in

Daya pompa : 2,3747 Hp

Motor penggerak : 2,6096 Hp

Jumlah : 2

2. Pompa 2

Kode : PU-02

Fungsi : Mengalirkan air keluaran Bak Sedimentasi menuju Bak Penggumpal

Jenis : *2Centrifugal Pump*

Kapasitas : 150,0443 gpm

Ukuran pipa : ID : 23,25in
SCH : 20

IPS : 24 in

Daya pompa : 2,2849 Hp

Motor penggerak : 2,5109 Hp

Jumlah : 2

3. Pompa 3

Kode	: PU-03
Fungsi	: Mengalirkan air keluaran Bak Reservoir menuju bak koagulasi dan flokulasi
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 142,5421 gpm
Ukuran pipa	: ID : 23,25 in SCH : 20 IPS : 24 in
Daya pompa	: 2,1836 Hp
Motor penggerak	: 2,3996 Hp
Jumlah	: 2

4. Pompa 4

Kode	: PU-04
Fungsi	: Mengalirkan air keluaran dari tangki alum (TU-01) menuju ke bak koagulasi dan flokulasi (BU-01)
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 0,0008 gpm
Ukuran pipa	: ID : 0,364 in SCH : 40

IPS : 0,25 in

Daya pompa : 0,1166 Hp

Motor penggerak : 0,1388 Hp

Jumlah : 2

5. Pompa 5

Kode : PU-05

Fungsi : Mengalirkan air keluaran bak koagulasi dan flokulasi menuju ke bak pengendapan I (BU-02)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kapasitas : 142,5421 gpm

Ukuran pipa : ID : 23,25 in

SCH : 20

IPS : 24 in

Daya pompa : 2,1707 Hp

Motor penggerak : 2,3854 Hp

Jumlah : 2

6. Pompa 6

Kode : PU-06

Fungsi : Mengalirkan air Bak pengendap I menuju bak pengendap II

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kapasitas : 135,4150 gpm

Ukuran pipa : ID : 23,25 in
 SCH : 20
 IPS : 24 in

Daya pompa : 2,2034 Hp

Motor penggerak : 2,4213 Hp

Jumlah : 2

7. Pompa 7

Kode : PU-07

Fungsi : Mengalirkan air dari Bak
 Pengandap II menuju ke sand filter

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kapasitas : 128,6442 gpm

Ukuran pipa : ID : 21,25 in
 SCH : 20
 IPS : 22 in

Daya pompa : 0,6064 Hp

Motor penggerak : 0,6891 Hp

Jumlah : 2

8. Pompa 8

Kode : PU-08

Fungsi : Mengalirkan air dari sand filter
 menuju bak penampungan
 sementara

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kapasitas : 122,2120 gpm

Ukuran pipa : ID : 21,25 in

SCH : 20

IPS : 22 in

Daya pompa : 1,1665 Hp

Motor penggerak : 1,2961 Hp

Jumlah : 2

9. Pompa 9

Kode : PU-09

Fungsi : Mengalirkan air dari penampungan
sementara menuju ke area
kebutuhan air

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kapasitas : 122,2120 gpm

Ukuran pipa : ID : 21,25 in

SCH : 20

IPS : 22 in

Daya pompa : 0,5509 Hp

Motor penggerak : 0,6332 Hp

Jumlah : 2

10. Pompa 10

Kode : PU-10

Fungsi : Mengalirkan kaporit dari tangki
kaporit menuju tangki klorinasi

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kapasitas : 0,0005 gpm

Ukuran pipa : ID : 0,269 in
SCH : 20
IPS : 0,125 in

Daya pompa : 0,00001225 Hp

Motor penggerak : 0,00001633 Hp

Jumlah : 2

11. Pompa 11

Kode : PU-11

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki klorinasi
menuju tangki air bersih

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kapasitas : 96,3836 gpm

Ukuran pipa : ID : 3,068 in
SCH : 40
IPS : 3 in

Daya pompa : 1,9779 Hp

Motor penggerak : 2,4723 Hp

Jumlah : 2

12. Pompa 12

Kode	: PU-12
Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki air bersih menuju area domestik
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 96,3836 gpm
Ukuran pipa	: ID : 3,068 in SCH : 40 IPS : 3 in
Daya pompa	: 1,9767 Hp
Motor penggerak	: 2,4709 Hp
Jumlah	: 2

13. Pompa 13

Kode	: PU-13
Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki servis menuju tangki air bertekanan
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 5,1678 gpm
Ukuran pipa	: ID : 1,049 in SCH : 40 IPS : 1 in
Daya pompa	: 0,8645 Hp
Motor penggerak	: 1,0807 Hp
Jumlah	: 2

14. Pompa 14

Kode	: PU-14
Fungsi	: Mengalirkan air dari Tangki air bertekanan menuju area kebutuhan servis
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 5,1678 gpm
Ukuran pipa	: ID : 0,824 in SCH : 40 IPS : 1 in
Daya pompa	: 0,8918 Hp
Motor penggerak	: 1,1147 Hp
Jumlah	: 2

15. Pompa 15

Kode	: PU-15
Fungsi	: Mengalirkan air dari bak air dingin menuju ke <i>Cooling Tower</i>
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 12,6014 gpm
Ukuran pipa	: ID : 21,25 in SCH : 20 IPS : 22 in
Daya pompa	: 0,0390 Hp

Motor penggerak : 0,0448 Hp

Jumlah : 2

16. Pompa 16

Kode : PU-16

Fungsi : Mengalirkan air dari *Cooling Tower* menuju *recycle* dari bak air dingin

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kapasitas : 12,6014 gpm

Ukuran pipa : ID : 21,25 in

SCH : 20

IPS : 22 in

Daya pompa : 0,0316 Hp

Motor penggerak : 0,0415 Hp

Jumlah : 2

17. Pompa 17

Kode : PU-17

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki penampungan NaCl ke mixed bed

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kapasitas : 0,0342 gpm

Ukuran pipa : ID : 0,824 in

SCH : 40

IPS : 0,75 in

Daya pompa : 0,0002 Hp

Motor penggerak : 0,0019 Hp

Jumlah : 2

18. Pompa 18

Kode : PU-18

Fungsi : Mengalirkan air dari mixed bed
menuju tangki air demin

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kapasitas : 9,7055 gpm

Ukuran pipa : ID : 4,026 in

SCH : 40

IPS : 4 in

Daya pompa : 0,2009 Hp

Motor penggerak : 0,2420 Hp

Jumlah : 2

19. Pompa 19

Kode : PU-19

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki air
demin menuju ke tangki daerator

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kapasitas : 9,7055 gpm

Ukuran pipa : ID : 4,026 in

SCH : 40

IPS : 4 in

Daya pompa : 0,0704 Hp

Motor penggerak : 0,0879 Hp

Jumlah : 2

20. Pompa 20

Kode : PU-20

Fungsi : Mengalirkan N₂H₄ dari TU-09 ke
Daerator

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kapasitas : 0,0006 gpm

Ukuran pipa : ID : 0,269 in

SCH : 40

IPS : 0,13 in

Daya pompa : 0,0000307 Hp

Motor penggerak : 0,05 Hp

Jumlah : 2

21. Pompa 21

Kode : PU-21

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki
Deaerator (De-01) menuju Boiler
(BO-01)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kapasitas	: 8,0592 gpm
Ukuran pipa	: ID : 3,069 in
	SCH : 40
	IPS : 3 in
Daya pompa	: 0,1927 Hp
Motor penggerak	: 0,2321 Hp
Jumlah	: 2

21. Pompa 22

Kode	: PU-22
Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki air demin menuju tangki air proses
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 1,6464 gpm
Ukuran pipa	: ID : 3,068 in
	SCH : 40
	IPS : 3 in
Daya pompa	: 0,0361 Hp
Motor penggerak	: 0,0452 Hp
Jumlah	: 2

4.5.7 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang diperoleh dari pabrik Etil Klorida dikalsifikasikan adalah cair dan gas. Limbah cair berasal dari:

- a. Limbah Sanitasi

Limbah sanitasi hasil pembuangan dari keperluan perumahan, perkantoran dan lain-lain. Limbah sanitasi tidak perlu di olah secara kusus, karena limbah sanitasi tidak mengandung zat-zat kimia yang berbahaya. Hanya perlu memperhatikan jumlah air buangan dan ke mana limbah itu dibuang.

b. Air Limbah Laboratorium dan Limbah Cair dari Proses

Secara umum air limbah yang berasal dari setiap kegiatan di pabrik Etil Klorida ini harus diolah agar dapat dibuang ke lingkungan dengan kisaran parameter air yang sesuai dengan peraturan pemerintah, yaitu:

- COD : maks. 100 mg/l
- BOD : maks. 20 mg/l
- TSS : maks. 80 mg/l
- Oil : maks. 5 mg/l
- pH : 6,5 – 8,5

c. Limbah hasil proses

Limbah yang dihasilkan dari proses pembuatan Etil Klorida ini terdapat limbah berupa gas dan cair. Untuk Limbah gas berupa HCl dan Limbah cair berupa HCl serta C_2H_5OH . Kemudian limbah di alirkan menuju Unit Pengolahan Limbah di sekitar Pabrik.

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik etil klorida yang adakan didirikan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas adalah perusahaan yang mendapat modal dari investor melalui

penjualan saham. Saham merupakan surat berharga dari sebuah PT dan orang yg memilikinya berarti dia telah invest modal ke perusahaan tersebut. Pada sistem perseroan terbatas, pemegang saham memiliki tanggungjawab membayar penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap sahamnya.

Perseroan Terbatas (PT) telah banyak digunakan oleh perusahaan-perusahaan besar. Dan bentuk PT merupakan asosiasi pemegang saham yang dibentuk berdasar pada hukum dan dianggap sebagai badan hukum. Bentuk Perusahaan PT dipilih berdasarkan beberapa factor yang mendukung antara lain :

1. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, dikarenakan jika pemegang saham berhenti dari jabatannya maka tidak ada pengaruhnya terhadap direksi, staf maupun karyawan yang bekerja di dalam perusahaan.
2. Penjualan saham perusahaan merupakan cara yang tepat untuk mendapatkan modal.
3. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan
4. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur perusahaan yang ditinjau dari berbagai pengalaman, sikap dan caranya mengatur waktu.

4.6.2 Struktur Organisasi

Untuk menjalankan suatu proses pabrik yang baik dalam suatu perusahaan, maka perlu manajemen atau organisasi dengan pembagian tugas dan wewenang yang sesuai. Penyusunan struktur organisasi dapat dilakukan dalam berbagai macam cara, tergantung kebutuhan perusahaan tersebut. Jenjang kepemimpinan

dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

1. Pemegang saham
2. Direktur Utama
3. Direktur
4. Staff Ahli
5. Kepala Bagian
6. Kepala Seksi
7. Karyawan dan Operator

Setiap jenjang kepemimpinan memiliki tugas, wewenang dan tanggungjawab yang berbeda-beda. Dewan komisaris adalah memiliki wewenang tertinggi. Kekuasaan tertinggi terapat pada rapat umum pemegang saham. Agar memperoleh suatu sistem organisasi yang baik maka perlu diperhatikan beberapa asas sebagai berikut:

1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
2. Pendelegasian wewenang.
3. Pembagian tugas kerja yang jelas.
4. Kesatuan perintah dan tanggungjawab.
5. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
6. Organisasi perusahaan yang fleksibel.

Setelah mengetahui asas-asas diatas, maka diperoleh bentuk organisasi yang baik, yaitu sistem line dan staff. Untuk sistem ini, garis kekuasaan simpel dan mudah diaplikasikan. Begitu juga untuk kebaikan dalam membagi tugas seperti yang ada dalam sistem organisasi fungsional, karyawan bertanggungjawab kepada

atasan saja. Untuk memperoleh hasil yang maksimal dan kelancaran produksi, maka dibutuhkan staf ahli yang ahli dalam bidangnya dan bertugas untuk memberikan nasehat dan pemikiran untuk mencapai tujuan perusahaan. Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu:

1. Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang yang bekerja dengan keahlian yang mereka miliki, dan memiliki fungsi untuk memberi saran kepada unit operasional.

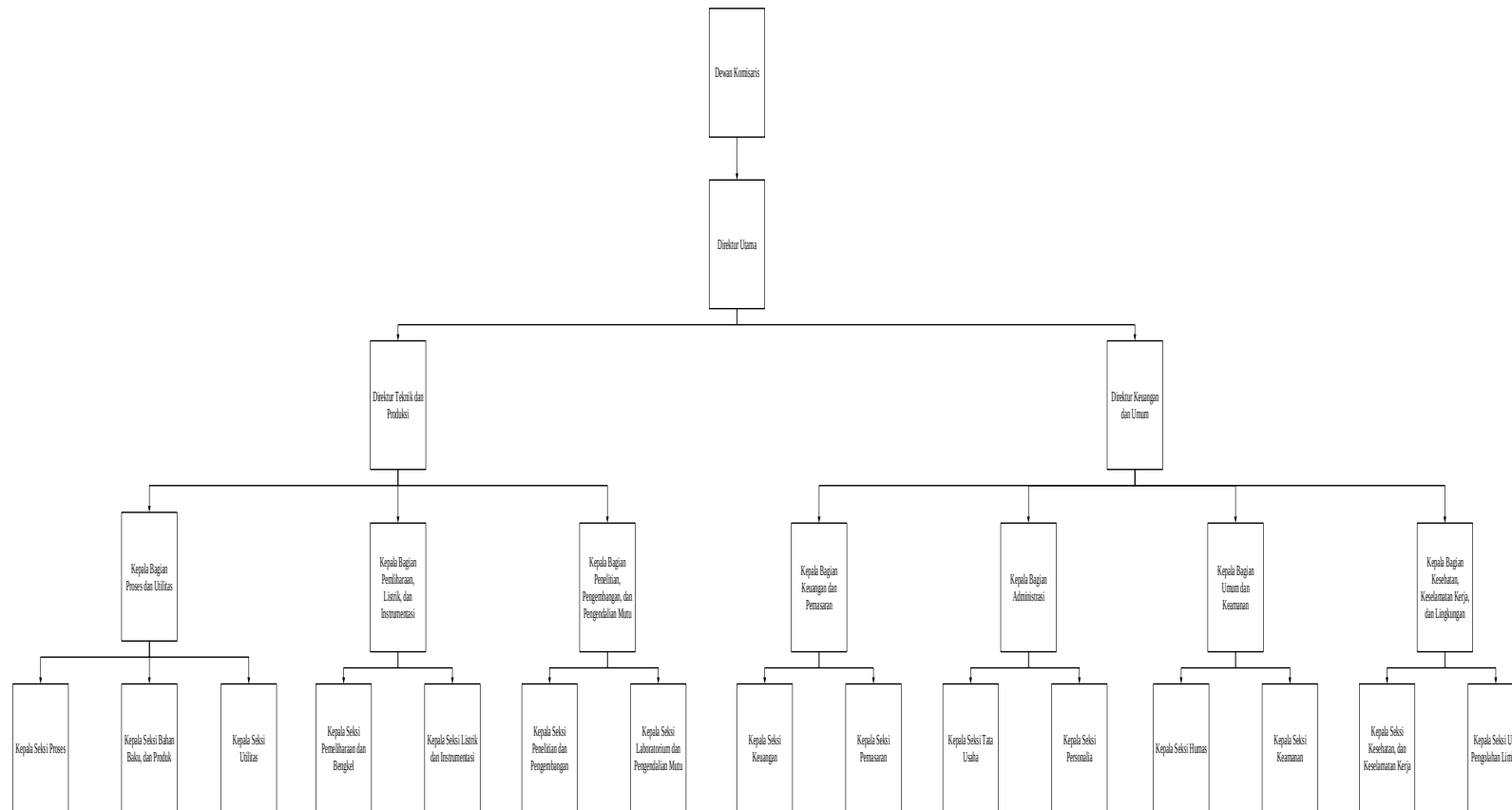
Pemilik perusahaan adalah pemegang saham, dalam tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan yang bertugas untuk menjalankan perusahaan adalah direktur utama dengan bantuan direktur produksi dan teknik yang memegang bidang produksi, pengendalian, utilitas dan pemeliharaan serta direktur keuangan, administrasi dan umum yang memegang bidang pembelian dan pemasaran, keuangan dan umum, serta penelitian dan pengembangan. Direktur ini memiliki kepala bagian dibawahnya yang bertanggung jawab atas bawahannya juga sebagai bagian dari giat pendelegasi wewenang dan tanggung jawab.

Kepala bagian tersebut memiliki bawahan beberapa seksi yang dipimpin oleh kepala seksi. Masing masing kepala seksi membawahi dan ngewasi beberapa karyawan pada masing-masing bidang. Karyawan tersebut akan dibagi menjadi beberapa regu dan akan dipimpin oleh kepala regu, dimana kepala regu memiliki tanggungjawab kepada pengawas setiap seksi. Kemudian demi kelancaran proses, maka dibuat staf ahli yang didalamnya terdapat orang-orang yang paham pada

bidangnya. Tugas staf ahli adalah memberikan masukan berupa ide dan nasehat kepada pengawas, untuk mencapai tujuan perusahaan. Berikut adalah manfaat dari struktur organisasi, antara lain:

1. Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggungjawab dan wewenang.
2. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
4. Penyusunan program pengembangan manajemen.
5. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

Berikut gambar struktur organisasi pabrik Etil Klorida kapasitas 15.000 ton/tahun :



Gambar 4.7 Struktur Organisasi Pabrik

4.6.3 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah sekumpulan orang yang meninvestasikan modal untuk kepentingan berdirinya dan beroprasinya perusahaan. Rapat umum pemegang saham memiliki kekuasaan paling tinggi pada perusahaan dengan bentuk perseroan terbatas. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham:

- a) Memberhentikan dan mengangkat Dewan
- b) Memberhentikan dan mengangkat direktur
- c) Mengesahkan *output* usaha dan menghitung keuntungan serta kerugian tahunan dari perusahaan

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris adalah orang yang melaksanakan dari bagian pemilik saham, maka memiliki tanggung jawab kepada pemilik saham. Berikut tugas Dewan Komisaris yaitu:

- a) Memberi penilaian dan persetujuan rencana direksi terkait kebijakan umum, target keuntungan, alokasi modal dan pengarahan pemasaran.
- b) Pengawasan atas tugas-tugas direktur utama.
- c) Memberikan bantuan kepada direktur utama dalam hal-hal penting.

3. Direktur Utama

Direktur utama adalah orang yang memiliki kepemimpinan dan tanggung jawab tinggi dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama memiliki tanggungjawab kepada dewan komisaris atas segala

tindakan dan kebijakan yang diambil sebagai pemimpin perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum. Direktur utama membawahi :

- a. Direktur Teknik dan Produksi, tugas dari Direktur Teknik dan Produksi sebagai pimpinan atas terlaksananya kegiatan pabrik terkait dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan dan laboratorium.
- b. Direktur Keuangan dan Umum, tugas dari Direktur Keuangan dan Umum memiliki tanggung jawab terhadap masalah-masalah terkait dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan dan keselamatan kerja.
- c. Staf Ahli, didalamnya terdapat tenaga ahli yang memiliki tugas membantu direktur dalam menjalankan tugas terkait dengan teknik atau administrasi. Staf ahli memiliki tanggung jawab kepada direktur utama sesuai dengan keahlian dibidangnya masing-masing. Tugas dan wewenang staf ahli antara lain:
 - Memberi nasehat serta saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
 - Mengevaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
 - Memberi saran dalam bidang hukum.
- d. Kepala Bagian, bertugas mengkoordinir, mengatur dan mengawasi jalannya pekerjaan sesuai dengan bagian-bagian yang telah ditetapkan oleh pimpinan. Kepala bagian juga dapat menjadi staf

direktur. Kepala bagian memiliki tanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian meliputi:

1) Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Tugas : memberi koordinasi dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku serta utilitas.

2) Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Tugas : memiliki tanggungjawab kepada kegiatan pemeliharaan dan fasilitas yang menunjang kelancaran produksi.

3) Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

Tugas : memberi koordinasi terkait dengan penelitian, pengembangan perusahaan dan pengawasan mutu.

4) Kepala Bagian Produksi

Tugas : melakukan pengawasan terhadap pemakaian bahan baku, packing material yang bertujuan meminimalisasi pemborosan dan gagal proses, serta melakukan penjagaan dan pengawasan pada mutu bahan baku dan mutu produk yang dihasilkan agar sesuai dengan spesifikasi yang dibutuhkan. Melakukan pengawasan pembuatan laporan produksi tentang absensi, pemakaian bahan baku, produk dan waktu mesin berhenti.

5) Kepala Bagian Teknik

Tugas : memiliki tanggungjawab terhadap pengadaan mesin agar proses berlangsung tentang peralatan dan kebutuhan listrik sebagai penunjang produksi. Mengontrol terkait perawatan mesin produksi.

6) Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Tugas : melakukan koordinasi terkait kegiatan pemasaran dan pengadaan barang serta pembukuan keuangan.

7) Kepala Bagian Administrasi

Tugas : memiliki tanggungjawab kepada kegiatan terkait dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

8) Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Tugas : memiliki tanggung jawab terkait kegiatan yang melibatkan masyarakat dan perusahaan serta menjaga keamanan perusahaan.

9) Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugas : memiliki tanggungjawab terkait keamanan, kesehatan dan keselamatan pekerja.

e. Kepala Seksi, pelaksana kegiatan dalam lingkungan bidangnya sesuai pada ketentuan yang direncanakan oleh kepala bagian masing-masing. Kepala seksi memiliki tanggungjawab kepada kepala bagian masing-masing.

1) Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk

Tugas: memiliki tanggungjawab pada tersediannya bahan baku dan menjaga bahan baku tetap murni serta mengontrol produk yang dihasilkan.

2) Kepala Seksi Proses

Tugas : melakukan pengawasan dan bertindak sebagai pimpinan jalannya proses produksi.

3) Kepala Seksi Utilitas

Tugas : memiliki tanggungjawab pada tersedianya air, steam, bahan bakar dan udara tekan yang digunakan untuk proses produksi dan instrumentasi.

4) Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Tugas : memiliki tanggungjawab terhadap perawatan serta penggantian alat dan fasilitas penunjangnya.

5) Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugas : memiliki tanggungjawab terkait ketersediaan listrik dan kelancaran alat instrumentasi.

6) Kepala Seksi Laboratorium dan pengendalian mutu

Tugas : melakukan pengendalian mutu material-material penunjang produksi, hasil produksi dan limbah.

7) Kepala Seksi Keuangan

Tugas: Memiliki tanggungjawab terkait keuangan dan pembukuan perusahaan.

8) Kepala Seksi Pemasaran

Tugas : Melakukan koordinasi terkait pemasaran produk dan ketersediaan bahan baku.

9) Kepala Seksi Personalia

Tugas : Melakukan koordinasi terhadap seluruh kegiatan kepegawaian.

10) Kepala Seksi Humas

Tugas : Melakukan kegiatan yang berhubungan dengan pihak luar seperti pemerintahan, masyarakat dan perusahaan lain.

11) Kepala Seksi Keamanan

Tugas : Melakukan pengawasan terhadap keamanan dan kenyamanan perusahaan.

12) Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas : Melakukan penanganan terkait kesehatan pekerja dan keluarga serta masalah terkait keselamatan kerja di perusahaan.

4.6.4 Status Karyawan

Penggolongan upah terhadap setiap karyawan berbeda-beda tergantung pada jabatan, status, tanggungjawab dan jabatan setiap karyawan. Status karyawan dapat dibedakan menjadi 3 bagian, antara lain:

1. Karyawan Tetap, adalah sistem pengangkatan dan pemberhentian berdasarkan surat keputusan (SK) direksi dan memperoleh gaji bulanan sesuai dengan jabatan, keahlian dan masa kerjanya.

2. Karyawan Harian, adalah pengangkatan dan pemberhentian tanpa surat keputusan direksi dan memperoleh upah harian yang diberikan pada akhir pekan.
3. Karyawan Borongan, adalah dibutuhkan oleh suatu perusahaan ketika dibutuhkan saja. Menerima upah sekali untuk satu pekerjaannya.

4.6.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik Etil Klorida akan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam perharinya. Untuk hari yang tersisa selain hari libur digunakan sebagai masa perbaikan, perawatan dan pemberhentian produksi. Ada 2 golongan terkait sistem penggolongan jam kerja karyawan, antara lain :

1. Pegawai *non shift* dengan sistem kerja selama 6 jam dalam satu minggu dan total waktu kerja adalah 40 jam tiap minggunya. Dan untuk hari besar serta hari minggu libur. Pegawai *non shift* yang tidak menangani proses secara langsung terdiri dari direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor atau administrasi, dan divisi-divisi dibawah tanggungjawab non teknik atau karyawan dengan jam kerja tidak kontinyu. Dibawah ini adalah ketentuan jam kerja pegawai *non shift*:
 - a. Senin- Kamis : 07.00 - 16.00 (*break* 12.00 – 13.00)
 - b. Jum'at : 07:00 – 16:00 (*break* 11:00 – 13:00)
 - c. Sabtu : 07:00 – 12:00
 - d. Minggu : termasuk hari nasional diliburkan
2. Pegawai *shift* dengan jam kerja 24 jam tiap hari dibagi menjadi 3 *shift*. Karyawan *shift* merupakan karyawan yang secara langsung menangani

proses produksi pabrik terdiri dari kepala *shift*, operator, karyawan-karyawan *shift*, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Dibawah ini merupakan ketentuan jam kerja pegawai shift antara lain :

- a. Shift I : 08.00 - 16.00
- b. Shift II : 16.00 - 24.00
- c. Shift III : 24.00- 08.00

Sistem penjadwalan dibagi menjadi empat minggu dan empat kelompok. Dari tiga kali shift yang dijalankan setiap kelompok mendapatkan libur sekali. Dibawah ini merupakan penjadwalan kerja karyawan :

Tabel 4. 20 Jadwal Kerja Karyawan Shift

Regu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
A	III	III	III	-	I	I	I	II	II	II	-	-
B	-	I	I	I	II	II	II	-	-	III	III	III
C	I	II	II	II	-	-	III	III	III	-	I	I
D	II	-	-	III	III	III	-	I	I	I	II	II

4.6.6 Status, Sistem Penggajian, dan Penggolongan Karyawan

1. Jumlah Pekerja

Tabel 4. 21 Jumlah Karyawan Pabrik

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Umum	1
4	Staff Ahli	1
5	Ka. Bag. Proses	1
6	Ka. Bag. Utilitas	1
7	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1
8	Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1
9	Ka. Bag. Litbang	1
10	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1

11	Ka. Bag. K3	1
12	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1
13	Ka. Sek. UPL	1
14	Ka. Sek. Proses	1
15	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1
16	Ka. Sek. Pemeliharaan	1
17	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1
18	Ka. Sek. Laboratorium	1
19	Ka. Sek. Keuangan	1
20	Ka. Sek. Pemasaran	1
21	Ka. Sek. Personalia	1
22	Ka. Sek. Humas	1
23	Ka. Sek. Keamanan	1
24	Ka. Sek. K3	1
25	Karyawan Personalia	5
26	Karyawan Humas	5
27	Karyawan Litbang	5
28	Karyawan Pembelian	5
29	Karyawan Pemasaran	5
30	Karyawan Administrasi	4
31	Karyawan Kas/Anggaran	4
32	Karyawan Proses	20
33	Karyawan Pengendalian	8
34	Karyawan Laboratorium	6
35	Karyawan Pemeliharaan	6
36	Karyawan Utilitas	12
37	Karyawan K3	6
38	Karyawan Keamanan	6
39	Sekretaris	4
40	Dokter	3
41	Perawat	5
42	Supir	11
43	Cleaning Service	10
Total		154

2. Penggolongan Jabatan

Untuk mendirikan sebuah pabrik terdapat beberapa golongan jabatan, hal itu disebabkan agar pabrik tersebut dapat bersaing didalam pasar industri yang ketat. Dibawah ini adalah rincian penggolongan jabatan:

Tabel 4. 22 Rincian Penggolongan Jabatan

No	Jabatan	Jenjang Pendidikan
1	Direktur Utama	Sarjana Teknik Kimia
2	Direktur Produksi dan Teknik	Sarjana Teknik Kimia
3	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
4	Kepala Bagian Penelitian, Mutu dan Pengembangan	Sarjana Kimia
5	Kepala Bagian Proses dan Utilitas	Sarjana Teknik Kimia
6	Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrument	Sarjana Teknik Mesin / Sarjana Teknik Elektro
7	Kepala Departemen Keuangan dan Pemasaran	Sarjana Ekonomi
8	Kepala Departemen Administrasi	Sarjana Ekonomi
9	Kepala Departemen Umum dan Keamanan	Sarjana Hukum
10	Kepala Departemen Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan	Sarjana Teknik Kimia / Sarjana Teknik Lingkungan
11	Kepala Divisi	Sarjana Teknik Kimia
12	Operator	STM/SMU/Sederajat
13	Sekretaris	Akademi Sekretaris
14	Staff	STM/SMU/Sederajat
15	Medis	Dokter
16	Paramedis	Keperawatan
17	Lain – lain	SLTA

3. Sistem Gaji Pegawai

Ada 3 sistem penggajian karyawan pada perusahaan, antara lain:

a. Gaji Bulanan

Setip bulan semua karyawan tetap diberikan gaji sesuai ketentuan yang telah di tetapkan perusahaan.

b. Gaji Harian

Gaji diperuntukan pada pekerja harian atau buruh harian (karyawan tidak tetap).

c. Gaji Lembur

Karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan akan mendapatkan gaji lembur.

Berikut adalah perincian gaji sesuai dengan jabatan.

Tabel 4. 23 Rincian Gaji sesuai Jabatan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
1	Direktur Utama	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
4	Staff Ahli	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
5	Ka. Bag. Proses	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
6	Ka. Bag. Utilitas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
7	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
8	Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
9	Ka. Bag. Litbang	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
10	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
11	Ka. Bag. K3	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
12	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
13	Ka. Sek. UPL	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
14	Ka. Sek. Proses	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
15	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
16	Ka. Sek. Pemeliharaan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
17	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
18	Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
19	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
20	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
21	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
22	Ka. Sek. Humas	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
23	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
24	Ka. Sek. K3	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
25	Karyawan Personalia	5	Rp 10.000.000	Rp 50.000.000
26	Karyawan Humas	5	Rp 8.000.000	Rp 40.000.000
27	Karyawan Litbang	5	Rp 8.000.000	Rp 40.000.000

28	Karyawan Pembelian	5	Rp 8.000.000	Rp 40.000.000
29	Karyawan Pemasaran	5	Rp 8.000.000	Rp 40.000.000
30	Karyawan Administrasi	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
31	Karyawan Kas/Anggaran	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
32	Karyawan Proses	20	Rp 9.500.000	Rp 190.000.000
33	Karyawan Pengendalian	8	Rp 9.500.000	Rp 76.000.000
34	Karyawan Laboratorium	6	Rp 9.500.000	Rp 57.000.000
35	Karyawan Pemeliharaan	6	Rp 9.500.000	Rp 57.000.000
36	Karyawan Utilitas	12	Rp 9.500.000	Rp 114.000.000
37	Karyawan K3	6	Rp 9.500.000	Rp 57.000.000
38	Karyawan Keamanan	6	Rp 6.000.000	Rp 36.000.000
39	Sekretaris	4	Rp 7.000.000	Rp 28.000.000
40	Dokter	3	Rp 9.000.000	Rp 27.000.000
41	Perawat	5	Rp 5.000.000	Rp 25.000.000
42	Supir	11	Rp 4.000.000	Rp 44.000.000
43	Cleaning Service	10	Rp 3.800.000	Rp 38.000.000
Total		154	Rp 499.800.000	Rp 1.373.000.000

4.6.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Perusahaan memberikan beberapa hal untung menunjang kesejahteraan karyawan. Diantaranya adalah sebagai berikut:

1. Tunjangan

- a. Tunjangan gaji pokok, tunjangan ini diberikan kepada karyawan berupa gaji pokok berdasarkan golongannya.
- b. Tunjangan jabatan, tunjangan ini diperuntukkan karyawan yang memiliki jabatan di perusahaan.
- c. Tunjangan lembur, kepada karyawan yang melakukan pekerjaan diluar jam kerjanya maka akan diberikan tunjangan lembur.

2. Cuti

- a. Cuti tahunan, diperuntukkan pada semua karyawan selama 1 hari dalam setahun.

- b. Cuti sakit, untuk karyawan yang menderita sakit akan diberikan cuti sakit selama ketentuan dari dokter.

3. Pakaian Kerja

Masing-masing karyawan diberikan sebanyak 3 pasang pakaian setiap satu tahun.

4. Pengobatan

- a. Untuk pengobatan kepada karyawan yang mengalami cedera atau sakit ketika bekerja maka biaya ditanggung oleh pihak perusahaan sesuai undang-undang yang berlaku.
- b. Untuk karyawan yang mengalami cedera atau sakit tidak dikarenakan suatu pekerjaan maka kebijakan diatur oleh pihak perusahaan.

5. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

Asuransi yang diberikan kepada karyawan dengan jumlah lebih dari 10 orang dan gaji sebesar Rp 1.000.000,00 tiap bulannya.

Fasilitas yang menunjang karyawan dalam melakukan pekerjaan ketika berada di pabrik adalah sebagai berikut :

- 1. Tersedia bus dan mobil sebagai sarana transportasi antar jemput karyawan.
- 2. Adanya kantin perusahaan diperuntukkan pada karyawan yang akan makan siang.
- 3. Masjid sebagai tempat untuk beribadah.

4. Seragam dan alat-alat sebagai peralatan keamanan antara lain *safety helmet*, *safety shoes* dan kacamata. Kemudian ada juga peralatan keamanan lainnya yaitu masker, *earplug*, dan sarung tangan api.
5. Adanya rumah sakit kecil yang terdapat tenaga medis dan pekerja medis untuk melengkapi fasilitas kesehatan.

4.7 Evaluasi Ekonomi

Untuk melakukan rancangan pabrik perlu adanya analisa ekonomi untuk mengetahui perkiraan tentang kelayakan investasi modal untuk kegiatan produksi yang dijalankan pada suatu pabrik, dengan beberapa tinjauan seperti kebutuhan modal instasi, jumlah untung yang didapatkan, waktu pengembalian modal investasi dan titik dimana pabrik itu berapa pada titik dimana tidak untung dan tidak rugi. Dengan adanya analisa ekonomi makan dapat diketahui pabrik tersebut layan dan untung atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah:

1. Return On Investment (ROI)
2. Pay Out Time (POT)
3. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)
4. Break Even Point (BEP)
5. Shut Down Point (SDP)

Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan sebelum melakukan analisa terhadap lima faktor tersebut, antara lain :

- a. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*)

Meliputi :

- 1) Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- 2) Modal kerja (*Working Capital Investment*)
- b. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)

Meliputi :

- 1) Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- 2) Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
- c. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- 1) Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- 2) Biaya variabel (*Variable Cost*)
- 3) Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

4.7.1 Harga Alat

Harga alat produksi setiap saat dapat berubah tergantung oleh kondisi ekonomi pada saat itu. Untuk mendapatkan harga pasti suatu alat itu sangatlah sulit, maka perlu dilakukan perhitungan suatu metode untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu, sehinggalan diperlukan harga index peralatan operasi pada tahun tersebut.

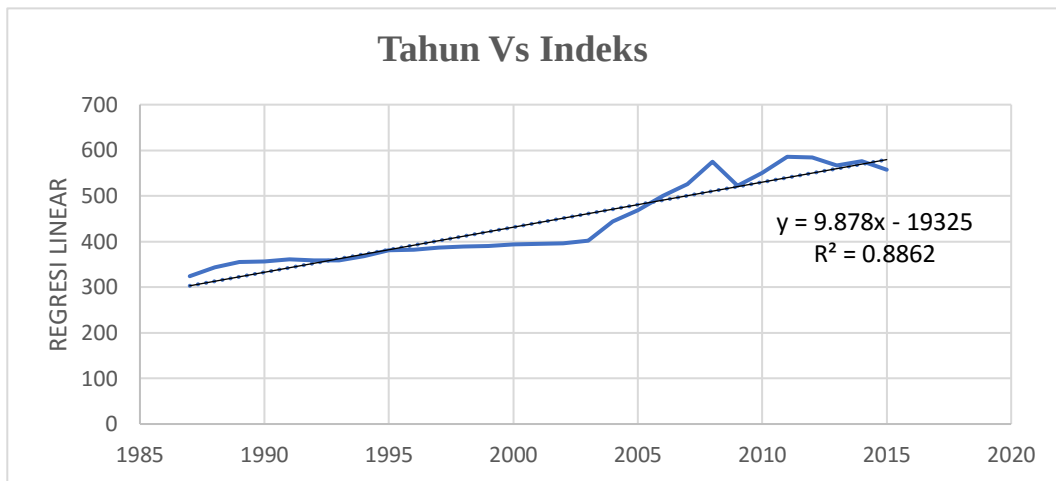
Dalam analisa ekonomi harga alat dan harga lain-lain dihitung pada tahun analisa. Sedangkan untuk mengetahuinya harus mengetahui harga index analisa. Harga indeks tahun 2019 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 sampai 2019, dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 4. 24 Index Harga Alat

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1987	324
2	1988	343
3	1989	355
4	1990	356
5	1991	361,3
6	1992	358,2
7	1993	359,2
8	1994	368,1
9	1995	381,1
10	1996	381,7
11	1997	386,5
12	1998	389,5
13	1999	390,6
14	2000	394,1
15	2001	394,3
16	2002	395,6
17	2003	402
18	2004	444,2
19	2005	468,2
20	2006	499,6
21	2007	525,4
22	2008	575,4
23	2009	521,9
24	2010	550,8
25	2011	585,7
26	2012	584,6
27	2013	567,3
28	2014	576,1
29	2015	556,8

(www.chemengonline.com/pci)

Berdasarkan data diatas, dengan persamaan regresi linier yang diperoleh adalah $y = 9,878x - 19325$. Pabrik etil Klorida dengan Kapasitas 15.000 ton/tahun akan dibangun pada tahun 2022, berikut adalah grafik hasil *plotting* data :



Berdasarkan data diatas, jadi persamaan regresi Linear yang diperoleh adalah $y = 9,878x - 19325$. Pabrik Etil Klorida dari Etanol dan Hidrogen Klorida dengan kapasitas 15.000 ton/tahun akan didirikan pada tahun 2022, jadi dengan persamaan regresi linier didapat index sebesar 648,316.

Harga alat dan lai-lain dihitung di tahun evaluasinya. Kemudian, untuk menghitung harga alat dan lain-lain digunakan referensi dari Peters dan Timmerhaus pada tahun 1990, lalu Aries dan Newton pada tahun 1995. Jadi harga alat pada tahun evaluasi dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut:

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

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga beli di tahun 2022

Ey : Harga beli di tahun referensi (1955, 1990 dan 2014)

Nx : Indeks harga di tahun 2022

Ny : Indeks harga di tahun referensi (1955, 1990 dan 2014)

Berdasarkan rumus tersebut, maka didapatkan hasil perhitungan alat sebagai berikut:

Tabel 4. 25 Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2022	2014	2022
Tangki Etanol	T-01	1	576,1	648,316	134300	151134,9398
Tangki HCl	T-02	1	576,1	648,316	1510500	1699846,065
tangki Produk Etil Klorida	T-03	1	576,1	648,316	134300	151134,9398
REAKTOR	R	1	576,1	648,316	82400	92729,10675
Vaporizer	VP	1	576,1	648,316	5400	6076,907481
Absorber	ABS	1	576,1	648,316	54300	61106,68078
Separator	SP	1	576,1	648,316	15900	17893,11647
Heater 1	HE-01	1	576,1	648,316	1200	1350,423885
Heater 2	HE-02	1	576,1	648,316	1000	1125,353237
Heater 3	HE-03	1	576,1	648,316	1500	1688,029856
Kondensor 1	CD-01	1	576,1	648,316	38900	43776,24093
Kondensor 2	CD-02	1	576,1	648,316	31200	35111,021
Ekspander	EXP	1	576,1	648,316	660800	743633,4192
Blower	BL	2	576,1	648,316	2300	5176,624892
Pompa 1	P	2	576,1	648,316	13500	30384,53741
TOTAL						3042167,406

Tabel 4. 26 Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2022	2014	2022
Screening	FU-01	1	576,10	648,32	\$ 24.100	\$ 27.121
Reservoir	BU-01	1	576,10	648,32	\$ 1.500	\$ 1.688
Bak Koagulasi dan Flokulasi	BU-02	1	576,10	648,32	\$ 1.500	\$ 1.688
Bak Pengendap I	BU-03	1	576,10	648,32	\$ 1.500	\$ 1.688

Bak Pengendap II	BU-04	1	576,10	648,32	\$ 1.500	\$ 1.688
Sand Filter	FU-01	1	576,10	648,32	\$ 6.900	\$ 7.765
Bak Air Penampung Sementara	BU-05	1	576,10	648,32	\$ 1.500	\$ 1.688
Bak Air Pendingin	BU-06	1	576,10	648,32	\$ 25.900	\$ 29.147
Cooling Tower	CT-01	1	576,10	648,32	\$ 25.900	\$ 29.147
Blower Cooling Tower	BL-01	1	576,10	648,32	\$ 84.400	\$ 94.980
Deaerator	De-01	2	576,10	648,32	\$ 1.300	\$ 2.926
Boiler	Bo-01	2	576,10	648,32	\$ 15.800	\$ 35.561
Tangki Alum	TU-01	1	576,10	648,32	\$ 19.600	\$ 22.057
Tangki Klorinasi	TU-02	1	576,10	648,32	\$ 16.500	\$ 18.568
Tangki Kaporit	TU-03	1	576,10	648,32	\$ 16.500	\$ 18.568
Tangki Air Bersih	TU-04	1	576,10	648,32	\$ 91.400	\$ 102.857
Tangki Service Water	TU-05	1	576,10	648,32	\$ 23.800	\$ 26.783
Tangki Air Bertekanan	TU-06	1	576,10	648,32	\$ 23.800	\$ 26.783
Mixed Bed	TU-07	2	576,10	648,32	\$ 584.600	\$1.315.763
Tangki NaCl	TU-08	1	576,10	648,32	\$ 14.000	\$ 15.755
Tangki Air Demin	TU-09	1	576,10	648,32	\$ 136.000	\$ 153.048
Tangki Hydrazine	TU-10	1	576,10	648,32	\$ 27.900	\$ 31.397
Pompa 1	PU-01	2	576,10	648,32	\$ 25.000	\$ 56.268
Pompa 2	PU-02	2	576,10	648,32	\$ 25.000	\$ 56.268
Pompa 3	PU-03	2	576,10	648,32	\$ 25.000	\$ 56.268
Pompa 4	PU-04	2	576,10	648,32	\$ 4.400	\$ 9.903
Pompa 5	PU-05	2	576,10	648,32	\$ 25.000	\$ 56.268
Pompa 6	PU-06	2	576,10	648,32	\$ 25.000	\$ 56.268
Pompa 7	PU-07	2	576,10	648,32	\$ 23.800	\$ 53.567
Pompa 8	PU-08	2	576,10	648,32	\$ 23.800	\$ 53.567
Pompa 9	PU-09	2	576,10	648,32	\$ 23.800	\$ 53.567
Pompa 10	PU-10	2	576,10	648,32	\$ 4.400	\$ 9.903
Pompa 11	PU-11	2	576,10	648,32	\$ 7.800	\$ 17.556
Pompa 12	PU-12	2	576,10	648,32	\$ 7.800	\$ 17.556
Pompa 13	PU-13	2	576,10	648,32	\$ 4.400	\$ 9.903
Pompa 14	PU-14	2	576,10	648,32	\$ 4.400	\$ 9.903
Pompa 15	PU-15	2	576,10	648,32	\$ 23.800	\$ 53.567
Pompa 16	PU-16	2	576,10	648,32	\$ 23.800	\$ 53.567
Pompa 17	PU-17	2	576,10	648,32	\$ 4.400	\$ 9.903

Pompa 18	PU-18	2	576,10	648,32	\$ 9.200	\$ 20.706
Pompa 19	PU-19	2	576,10	648,32	\$ 9.200	\$ 20.706
Pompa 20	PU-20	2	576,10	648,32	\$ 4.400	\$ 9.903
Pompa 21	PU-21	2	576,10	648,32	\$ 9.200	\$ 20.706
Pompa 22	PU-22	2	576,10	648,32	\$ 7.800	\$ 17.556
Tangki Bahan Bakar		1	576,10	648,32	\$ 31.200	\$ 35.111
Kompresor		2	576,10	648,32	\$ 8.300	\$ 18.681
Total		72				\$2.743.836

4.7.2 Analisa Kelayakan

Untuk mengetahui untung yang didapat besar atau tidak maka digunakan analisa kelayakan, maka dari situ dapat ditentukan bahwa pabrik itu layak atau tidak untuk didirikan secara ekonomis. Dibawah ini merupakan perhitungan yang dipakai dalam analisa kelayakan ekonomi pendirian suatu pabrik.

Dasar Perhitungan

1. Kapasitas Produksi = 15.000 ton/tahun
2. Satu tahun operasi = 330 hari
3. Tahun pendirian pabrik = 2022
4. Kurs mata uang = 1 US\$ = Rp 15.200
5. Upah pekerja asing : \$ 20/manhour
6. Upah pekerja Indonesia : Rp. 15.000/manhour
7. 1 manhour asing : 2 manhour Indonesia
8. 5 % tenaga asing : 95% tenaga Indonesia

4.7.3 General Expanse

Biaya yang dikeluarkan untuk kepentingan perusahaan secara umum yang berkaitan dengan fungsi perusahaan selain Manufacturing Cost.

4.7.4 Total Cost

a. Capital Investment

Capital Investment adalah biaya yang dikeluarkan untuk membuat fasilitas-fasilitas penunjang pabrik dan pengoperasiannya. Yang termasuk *Capital Investment* adalah:

1. *Fixed Capital Investment*, pengeluaran yang digunakan untuk pendirian fasilitas pabrik.
2. *Working Capital Investment*, pengeluaran yang digunakan untuk mengoperasikan suatu pabrik selama waktu yang telah ditetapkan.

b. Manufacturing Cost

Manufacturing Cost adalah biaya yang dikeluarkan sesuai dengan jalannya produksi suatu pabrik dan dipengaruhi oleh jalan atau tidaknya pabrik tersebut. Sesuai pendapat Aries & Newton, 1995 *Manufacturing Cost* terdiri dari :

1. *Direct Cost*, *Direct Cost* merupakan biaya yang memiliki kaitan langsung dengan produksi suatu pabrik.
2. *Indirect Cost*, *Indirect Cost* merupakan biaya yang dikeluarkan secara tidak langsung karena proses produksi.
3. *Fixed Cost*, *Fixed Cost* merupakan biaya yang dikeluarkan suatu pabrik tidak tergantung pabrik itu berjalan atau tidak, jadi biaya ini tetap dikeluarkan sebagai biaya tetap suatu pabrik.

4.7.5 Percent Return on Investment (ROI)

Return On Investment merupakan kemampuan suatu pabrik itu dapat mengembalikan modal awal yang telah dikeluarkan.

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

4.7.6 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) merupakan :

1. Kemampuan suatu pabrik dapat mengembalikan modal awal dalam satuan tahun, kemampuan mengembalikan *Capital Investment* dan keuntungan sebelum dikurangi oleh depresiasi
2. Waktu minimal suatu pabrik yang diperlukan untuk mengembalikan modal tetap yang di *invest* berdasarkan *profit* tiap tahunnya yang kemudian ditambah dengan depresiasi.
3. Waktu pengembalian investasi yang diperoleh dengan didasarkan profit yang didapat oleh pabrik. Dalam hal ini perlu mengetahui kemampuan pengembalian modal dalam hitungan tahun.

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Invesment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

4.7.7 Break Event Point (BEP)

Break Even Point (BEP) merupakan :

1. Titik impas adalah suatu titik dimana suatu pabrik tidak mengalami untung dan rugi
2. Titik dimana suatu pabrik mengetahui seberapa tingkatannya ketika biaya dan keuntungan yang didapat memiliki jumlah sama. Dengan titik ini kita

dapat mengetahui dalam penentuan harga jual dan jumlah produksi unit yang harus dihasilkan secara minimal agar pabrik tersebut mengalami untung.

3. Jumlah pembuatan produk ketika penjualan sama dengan total biaya. Pada saat pabrik memproduksi dan hasilnya dibawah BEP maka akan rugi, lalu ketika pabrik memproduksi diatas BEP maka akan untung.

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

Keterangan:

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* di saat produksi maksimal

Ra = *Annual Regulated Expenses* di saat produksi maksimal

Va = *Annual Variable Value* di saat produksi maksimal

Sa = *Annual Sales Value* di saat produksi maksimal

4.7.8 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) merupakan:

1. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan *profit*).
2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

4.7.9 Discounted Cash Flow (DCF)

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) merupakan:

1. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
2. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
3. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik

Berikut adalah persamaan yang digunakan dalam penentuan DCFR

$$(FC + WC)(1+i)^N = C \sum_{Ta=j}^{n=X-1} (1+i)^N + WC + SV$$

Keterangan :

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : Cash flow (profit after taxes + depresiasi + finance)

n : Umur pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR

4.7.10 Hasil Perhitungan Analisa Kelayakan

Tabel 4. 27 Physcal Plant Cost (PPC)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Purchased Equipment cost	Rp 87.947.255.776	\$ 5.786.004
2	Delivered Equipment Cost	Rp 21.986.813.944	\$ 1.446.501
3	Instalasi cost	Rp 13.719.771.901	\$ 902.617
4	Pemipaan	Rp 20.365.286.416	\$ 1.339.821
5	Instrumentasi	Rp 21.865.886.467	\$ 1.438.545
6	Insulasi	Rp 3.270.538.574	\$ 215.167
7	Listrik	Rp 8.794.725.578	\$ 578.600
8	Bangunan	Rp 148.492.500.000	\$ 9.769.243
9	Land & Yard Improvement	Rp 283.041.500.000	\$ 18.621.151
Physical Plant Cost (PPC)		Rp 609.484.278.657	\$ 40.097.650

Tabel 4. 28 Direct Plant Cost (DPC)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	Rp 121.896.855.731	\$ 8.019.530
Total (DPC + PPC)		Rp 731.381.134.388	\$ 48.117.180

Tabel 4. 29 Fixed Capital Investment (FCI)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	Rp 731.381.134.388	\$ 48.117.180
2	Kontraktor	Rp 29.255.245.376	\$ 1.924.687
3	Biaya tak terduga	Rp 73.138.113.439	\$ 4.811.718
Fixed Capital Investment (FCI)		Rp 833.774.493.202	\$ 54.853.585

4. Penentuan Total Production Cost (TPC)

Tabel 4. 30 Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
----	-----------------	------------	------------

1	<i>Raw Material</i>	Rp	474.008.429.046	\$	31.184.765
2	<i>Labor</i>	Rp	16.476.000.000	\$	1.083.947
3	<i>Supervision</i>	Rp	4.119.000.000	\$	270.987
4	<i>Maintenance</i>	Rp	33.350.979.728	\$	2.194.143
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp	5.002.646.959	\$	329.122
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp	57.000.000.000	\$	3.750.000
7	<i>Utilities</i>	Rp	5.134.217.851	\$	337.777
Direct Manufacturing Cost (DMC)		Rp	595.091.273.584	\$	39.150.742

Tabel 4. 31 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)		Harga (\$)	
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp	2.471.400.000	\$	162.592
2	<i>Laboratory</i>	Rp	1.647.600.000	\$	108.395
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp	8.238.000.000	\$	541.974
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp	57.000.000.000	\$	3.750.000
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		Rp	69.357.000.000	\$	4.562.961

Tabel 4. 32 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)		Harga (\$)	
1	<i>Depreciation</i>	Rp	83.377.449.320	\$	5.485.359
2	<i>Property taxes</i>	Rp	8.337.744.932	\$	548.536
3	<i>Insurance</i>	Rp	8.337.744.932	\$	548.536
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		Rp	100.052.939.184	\$	6.582.430

Tabel 4. 33 Manufacturing Cost (MC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)		Harga (\$)	
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp	595.091.273.584	\$	39.150.742
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp	69.357.000.000	\$	4.562.961
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp	100.052.939.184	\$	6.582.430
Manufacturing Cost (MC)		Rp	764.501.212.769	\$	50.296.132

Tabel 4. 34 Working Capital (WC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)		Harga (\$)	
----	------------------------	-------------------	--	-------------------	--

1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp	10.054.724.252	\$	661.495
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp	1.158.335.171	\$	76.206
3	<i>Product Inventory</i>	Rp	16.216.692.392	\$	1.066.888
4	<i>Extended Credit</i>	Rp	24.181.818.182	\$	1.590.909
5	<i>Available Cash</i>	Rp	69.500.110.252	\$	4.572.376
Working Capital (WC)		Rp	121.111.680.249	\$	7.967.874

Tabel 4. 35 General Expense (GE)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)		Harga (\$)	
1	<i>Administration</i>	Rp	22.696.139.587	\$	1.493.167
2	<i>Sales expense</i>	Rp	83.219.178.486	\$	5.474.946
3	<i>Research</i>	Rp	26.478.829.518	\$	1.742.028
4	<i>Finance</i>	Rp	37.015.340.446	\$	2.435.220
<i>General Expense (GE)</i>		Rp	169.409.488.037	\$	11.145.361

Tabel 4. 36 Total Production Cost (TPC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)		Harga (\$)	
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp	764.501.212.769	\$	50.296.132
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp	171.983.159.173	\$	11.314.682
Total Production Cost (TPC)		Rp	936.484.371.941	\$	61.610.814

Tabel 4. 37 Fixed Cost (Fa)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)		Harga (\$)	
1	<i>Depreciation</i>	Rp	83.377.449.320	\$	5.485.359
2	<i>Property taxes</i>	Rp	8.337.744.932	\$	548.536
3	<i>Insurance</i>	Rp	8.337.744.932	\$	548.536
Fixed Cost (Fa)		Rp	100.052.939.184	\$	6.582.430

Tabel 4. 38 Variable Cost (Va)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)		Harga (\$)	
1	<i>Raw material</i>	Rp	474.008.429.046	\$	31.184.765
2	<i>Packaging & shipping</i>	Rp	57.000.000.000	\$	3.750.000
3	<i>Utilities</i>	Rp	5.134.217.851	\$	337.777
4	<i>Royalties and Patents</i>	Rp	57.000.000.000	\$	3.750.000
Variable Cost (Va)		Rp	593.142.646.897	\$	39.022.543

Tabel 4. 39 Regulated Cost (Ra)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Labor cost	Rp 16.476.000.000	\$ 1.083.947
2	Plant overhead	Rp 8.238.000.000	\$ 541.974
3	Payroll overhead	Rp 2.471.400.000	\$ 162.592
4	Supervision	Rp 4.119.000.000	\$ 270.987
5	Laboratory	Rp 1.647.600.000	\$ 108.395
6	Administration	Rp 22.935.036.383	\$ 1.508.884
7	Finance	Rp 38.195.446.938	\$ 2.512.858
8	Sales expense	Rp 84.095.133.405	\$ 5.532.575
9	Research	Rp 26.757.542.447	\$ 1.760.365
10	Maintenance	Rp 33.350.979.728	\$ 2.194.143
11	Plant supplies	Rp 5.002.646.959	\$ 329.122
Regulated Cost (Ra)		Rp 243.288.785.860	\$ 16.005.841

Berdasarkan rincian perhitungan tersebut maka didapatkan data untuk menguji apakah pabrik layak dibangun, berikut perhitungannya :

1) Percent Return On Investment (ROI)

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{FixedCapital}} \times 100\%$$

ROI sebelum pajak = 24,4 %

ROI setelah pajak = 18,3 %

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11% dan syarat ROI setelah pajak maksimum adalah 44% (Aries and Newton, 1955).

2) Pay Out Time (POT)

$$POT = \frac{\text{FixedCapitalInvestement}}{\text{KeuntunganTahunan} + \text{Depresiasi}}$$

POT sebelum pajak = 2,9 tahun

POT setelah pajak = 3,5 tahun

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah (5 tahun atau 2 tahun) dan syarat POT setelah pajak maksimum adalah 5 tahun (Aries and Newton, 1955).

3) Break Even Point (BEP)

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

BEP = 46 %

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

4) Shut Down Point (SDP)

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

SDP = 19 % (SDP pabrik kimia umumnya adalah 20% - 30%)

5) Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

$$(FC + WC)(1+i)^N = C \sum_{Ta=j}^{n=X-1} (1+i)^N + WC + SV$$

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment = Rp. 883.774.493.202

Working Capital = Rp. 121.111.680.249

Salvage Value (SV) = Rp 83.377.449.320

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

= Rp. 121.572.896.258

Dengan *trial & error* diperoleh nilai i : 0,0933

DCFR : 9,333 %

Minimum nilai DCFR : $1,5 \times$ suku bunga acuan bank

: 4,75 %

Kesimpulan : Memenuhi syarat

: $1,5 \times 4,75 \% = 7,13 \%$ (Didasarkan pada suku bunga acuan di bank saat ini adalah 4,75 %, berlaku mulai 1 juni 2018).

4.7.11 Analisa Kelayakan

1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp. 1.140.000.000.000

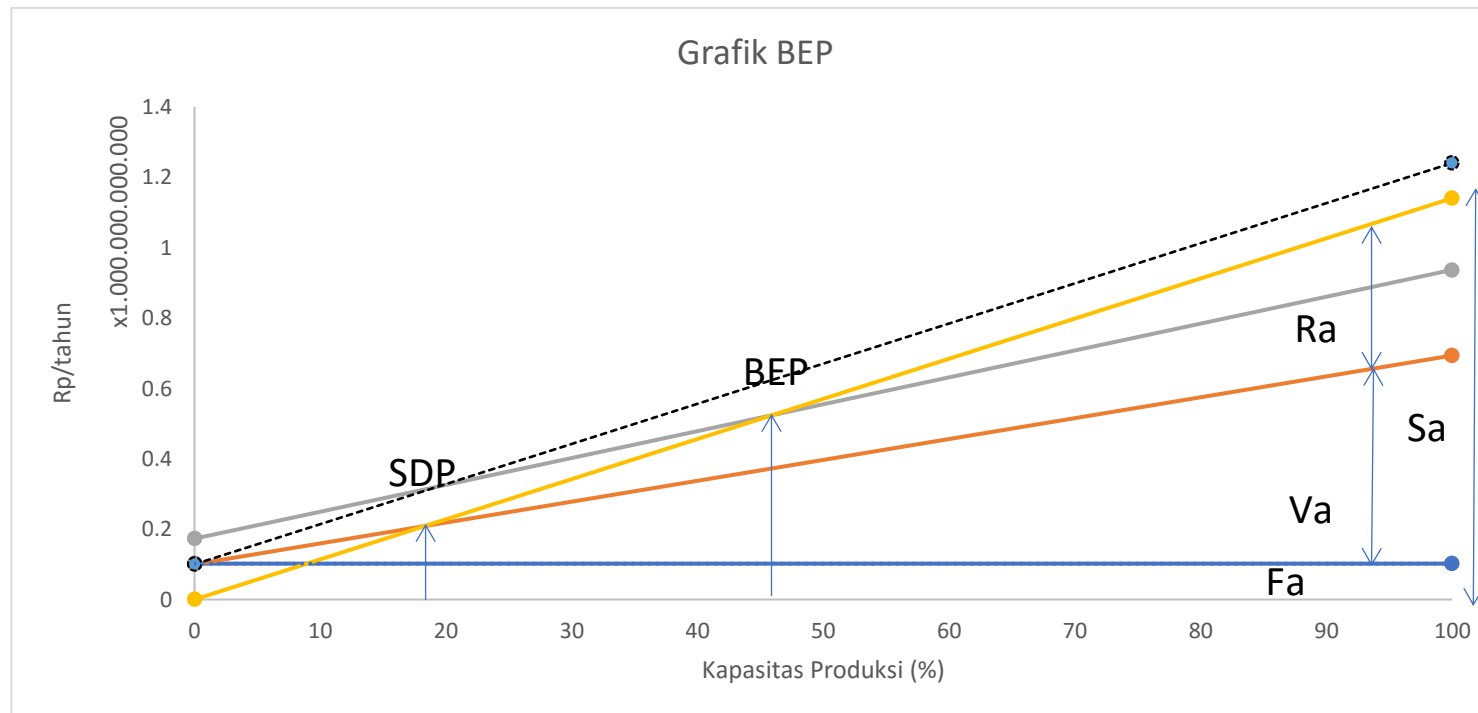
Total biaya produksi : Rp. 936.484.371.941,69

Keuntungan : Total penjualan - Total biaya produksi
: Rp. 203.515.628.059

2. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak : $25 \% \times$ Rp. 203.515.628.059
: Rp. 50.878.907.015

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – pajak
: Rp. 152.636.721.044,11



Gambar 4. 8 Grafik Analisis Kelayakan

Keterangan:

Fa= Annual Fixed Cost

Va= Annual Variable Cost

Ra= Annual Regulated Cost

Sa= Annual Sales Cost (Sa)

BAB V PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan perancangan Pabrik Etil Klorida dari Etanol dan Hidrogen Klorida dengan kapasitas 15.000 ton/tahun, maka diperoleh kesimpulan sebagai berikut:

1. Pabrik Etil Klorida dengan kapasitas 15.000 ton/tahun berbentuk Perseroan Terbatas didirikan di Gresik dengan luas tanah keseluruhan 33.299 m² dengan luas bangunan 19.799 m². Jumlah karyawan 154 orang dan beroperasi 330 hari/tahun.
2. Ditinjau dari segi proses, sifat-sifat bahan baku dan kondisi operasinya, maka Pabrik Etil Klorida dengan kapasitas 15.000 ton/tahun ini tergolong pabrik beresiko rendah.
3. Berdasarkan hasil perhitungan analisa terhadap aspek ekonomi yang telah dilakukan pada pabrik ini didapatkan sebagai berikut:
 - a. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 203.515.628.059 per tahun dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 152.636.721.044,11 (sesuai keputusan dirjen pajak 25%)
 - b. Presentasi Return on Investmen (ROI) sebelum pajak adalah 24,41% dan setelah pajak adalah 18,31%. ROI sebelum pajak minimum untuk pabrik beresiko rendah sebesar 11%. (Aries & Newton, 1955)
 - c. Pay Out Time (POT) sebelum pajak adalah 2,91 tahun dan setelah pajak adalah 3,53 tahun. POT sebelum pajak maksimum untuk pabrik beresiko rendah adalah 5 tahun. (Aries & Newton, 1955)

- d. Nilai Break Event Point (BEP) adalah 45,95% dan Shut Down Point (SDP) adalah 19,38%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya sebesar 40%-60% dan $SDP < BEP$. (Aries & Newton, 1955)
- e. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) adalah 9,33%. Suku bunga simpanan bank rata-rata pada saat ini sebesar 7,5%.

Dari data di atas dapat disimpulkan bahwa Pabrik Etil klorida dapat didirikan karena memiliki indikator ekonomi yang menguntungkan.

5.2 Saran

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

1. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
2. Produk Etil Korida dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.D., Chemical Engineering Cost Estimation, Mc Graw Hill International Book Company, New York.
- Badan Pusat Statistik, 2018, Data Impor Benzoic Acid di Indonesia, www.bps.go.id, 02 Juni 2018
- Brown, G.G., 1986, Unit Operation, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1959, Process Equipment Design, 1st edition, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Bukhanko, N., Warna, J., Samikannu, A., and Mikkola, J.P., 2016, Kinetic Modeling of Gas Phase Synthesis of Ethyl Chloride from Ethanol and HCl in Fixed Bed Reactor, *Chemical Engineering Science*. 142, 310-317.
- Bukhanko, N., Samikannu, A., Larsson, W., Shchukarev, A., Leino, A.R., Kordas, K., Warna, J., and Mikkola, J.P., 2013, Continuous Gas-Phase Synthesis of 1-Ethyl Chloride from Ethyl Alcohol and Hydrochloric Acid Over Al₂O₃-Based Catalysts: The “Green” Route, *ACS Sustainable Chemistry & Engineering*, 1(8), 883-893.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1989, An Introduction to Chemical Engineering, Allyn and Bacon Inc., Massachusetts.
- Geankoplis, C.J., 2003, Transport Process and Unit Operations, 4th ed., Prentice-Hall International, Tokyo.
- Kern, D.Q., 1983, Process Heat Transfer, Mc Graw Hill International Book Company, Tokyo.

- Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 2004, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 4th edition, A Wiley Interscience Publisher Inc., New York.
- Mujiburohman, Muhammad., 2014, *Diktat Kuliah Perancangan Alat Proses*.
- Perry, R.H. and Green, D.w., 1997, *Perry's Chemical Engineering Handbooks*, 7th edition, McGraw Hill Book Co., New York.
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 2003, *Plant Design and Economic for Chemical Engineering*, 5th edition, McGraw Hill International Book Company, New York.
- Smith, J.M. and Van Ness, H.C., 1996, "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*", 4th ed., McGraw-Hill Book Co., New York.
- Ullman, Fritz, 1985, *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*, Vol 3, John Wile and Sons Inc., New York.
- Ullrich, G.D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, John Wiley and Sons Inc., Kanada.
- Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook*, McGraw Hill Company, New York.

LAMPIRAN

Lampiran 1 Perhitungan Reaktor

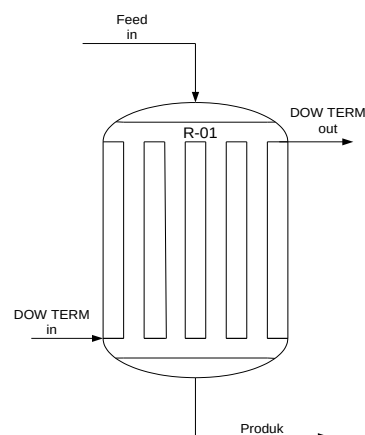
Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara etanol dan hidrogen klorida menjadi etil klorida

Kondisi Operasi : Suhu = 145 °C
Tekanan = 2,04 atm
Reaksi = Eksotermis

Tujuan :

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menghitung pressure drop
3. Menghitung berat katalis
4. Menghitung waktu tinggal dalam reaktor
5. Menentukan dimensi reaktor



Reaksi yang terjadi didalam reaktor:

1. Menentukan jenis reaktor

Dipilih reaktor fixed bed multitube dengan pertimbangan sebagai berikut:

- zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat
- umur katalis panjang 12-15 bulan
- reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal
- tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe shell and tube

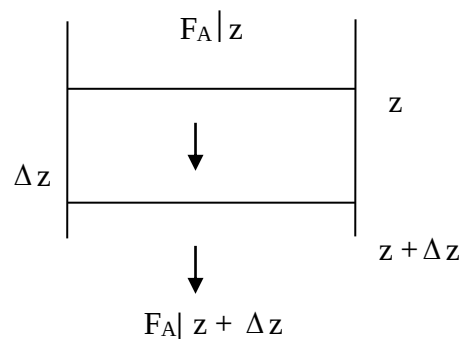
(Hill, hal 425-431)

2. Persamaan – persamaan Matematis Reaktor

a. Neraca massa reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan steady state dalam reaktor setebal ΔZ dengan konversi X. Neraca massa C_2H_5Cl pada elemen volume :

Input – Output – Yang bereaksi = 0



Input - Output - Yang Bereaksi = 0

$$F_A|_z - (F_A|_{z+\Delta z} + (-r_a) \Delta v) = 0$$

$$\Delta v = \frac{\pi D_i^2}{4} \epsilon \Delta z$$

Δv = volume gas diantara katalis pada elemen volum

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A) \pi/4 D_i^2 \varepsilon \cdot \Delta Z = 0$$

$$\frac{F_A|_{Z+\Delta Z} - F_A|_Z}{\Delta Z} = (-r_A) \pi/4 D_i^2 \varepsilon$$

$$\Delta Z$$

$$\frac{-F_A}{\Delta Z} = \frac{-r_A \pi D_i^2}{4} \varepsilon$$

Dimana $F_A = -F_{Ao} (1 - X_A)$

$$\Delta F_A = -F_{Ao} \cdot \Delta X_A$$

$$F_{Ao} \cdot \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{-(r_A) \pi D_i^2}{4} \varepsilon$$

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{-(r_A) \pi D_i^2}{4 F_{Ao}} \varepsilon$$

$$\lim \Delta Z \longrightarrow 0$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(-r_A) \pi D_i^2 \varepsilon}{4 F_{Ao}}$$

dimana : $\frac{dX_A}{dz}$ = perubahan konversi persatuan panjang

ε = porositas

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

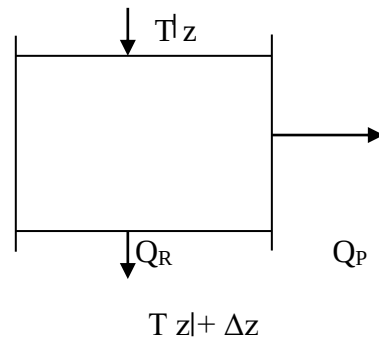
Z = tebal tumpukan katalisator

D_i = diameter dalam pipa

Komposisi Dengan Perhitungan Kapasitas

Komponen	Input, Kg/jam	Output, Kg/jam
Etanol	1.364,499	27,28999
HCl	1.299,241	238,1941
Air	-	523,2558
Etil Klorida	-	1.875

a. Neraca panas elemen volume

 Q_R = panas reaksi Q_P = panas yang dibuang, ada pendinginan

$$\text{Input} - \text{Output} = \text{Acc}$$

$$\Sigma m.C_p (T|_z - T_o) - [(\Sigma m.C_p) (T|_{z+\Delta z} - T_o) + Q_R + Q_P]$$

$$\Sigma m.C_p (T|_z - T|_{z+\Delta z}) = Q_R + Q_P$$

$$(\Sigma m.C_p) (-\Delta T) = Q_R + Q_P$$

$$Q_R = \Delta H_R F_{Ao} \Delta X_A$$

$$Q_P = UA (T - T_s)$$

$$A = \pi D_o \Delta z$$

$$Q_P = U \pi D_o \Delta z (T - T_s)$$

$$(\Sigma m.C_p) (-\Delta T) = \Delta H_R \cdot F_{Ao} \cdot \Delta X_A + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z (T - T_s)$$

: Δz

$$(\Sigma m.C_p) \left(\frac{-\Delta T}{\Delta z} \right) = \Delta H_R \cdot F_{Ao} \cdot \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta z} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z (T - T_s)$$

$$\left(\frac{-\Delta T}{\Delta z} \right) = \frac{\Delta H_R \cdot F_{Ao} \cdot \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta z} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z (T - T_s)}{(\Sigma m.C_p)}$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \longrightarrow$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{\Delta H_R \cdot F_{Ao} \cdot \left(\frac{dX_A}{dz} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z (T - T_s)}{(\Sigma m.C_p)}$$

$$(\Sigma m.C_p)$$

Dimana:

$$\frac{dT}{dZ} = \text{Perubahan Suhu persatuan panjang katalis}$$

$$\Delta H_R = \text{Panas Reaksi}$$

$$U = \text{Overall heat transfer coefficient}$$

$$D_o = \text{Diameter luar}$$

$$T = \text{Suhu gas}$$

$$T_s = \text{Suhu penelitian}$$

$$T_s = \text{Kapasitas panas}$$

b. Neraca panas untuk pendingin

Pendingin yang dipakai adalah Dowtherm A yang stabil pada suhu 93,3 – 540 °C

Komposisi Dowtherm A : - 73,5 % Diphenyl Oxyde

- 26,5 % Diphenyl

Sifat-sifat fisis Dowtherm A (T dalam K) dari Hydrocarbon Processing.

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

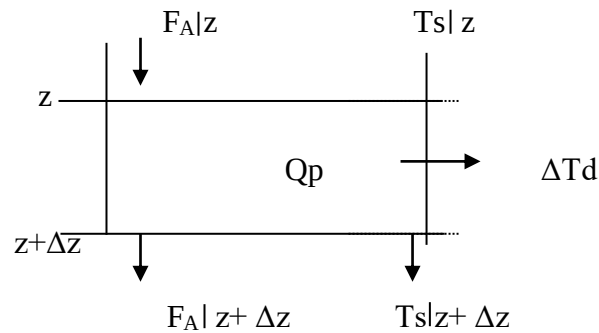
$$\rho = 1,4 - 1,0368 \cdot 10^{-3} T, \text{ gr/cm}^3$$

$$\mu = 35,5808 - 0,04212 T, \text{ gr/cm.Jam}$$

$$k = 0,84335 - 5,8076 \cdot 10^{-4} T, \text{ cal/J.Cm.K}$$

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas

Neraca Panas pada elemen volume



$$mp.C_{pp} (T_{s|z} - T_o) + Q_p - mp.C_{pp} (T_{s|z+\Delta z} - T_o) = 0$$

$$mp.C_{pp} (T_{s|z} - T_{s|z+\Delta z}) = -Q_p$$

$$(T_{s|z} - T_{s|z+\Delta z}) = - \frac{U.\pi.Do.\Delta z.(T - T_s)}{(m.C_p)p}$$

$$(T_{s|z} - T_{s|z+\Delta z}) / \Delta z = - \frac{U.\pi.Do.(T - T_s)}{(m.C_p)p}$$

$$-(T_{s|z+\Delta z} - T_{s|z}) / \Delta z = - \frac{U.\pi.Do.(T - T_s)}{(m.C_p)p}$$

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta Z} = \frac{U.\pi.Do.(T - T_s)}{(m.C_p)p}$$

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{U.\pi.Do.(T - T_s)}{(m.C_p)p}$$

c. Penurunan tekanan

Dalam pipa = penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator (Fixed bed) digunakan rumus 11.6 (chapter 11 hal 492 “ Chemical Reactor Design For Process Plants”.

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{G}{\rho g D_p} \cdot \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \left[\frac{150(1-\varepsilon)\mu}{D_p} + 1.75G \right]$$

Dimana :

G = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, gr/cm^3

ρ = Densitas gas, gr/cm^3

D_p = Densitas partikel katalisator, cm

G = Gaya Gravitasi, cm/det^2

ε = Porosity tumpukan katalisator

μ = Viskositas gas, $\text{gr}/\text{cm jam}$

3. Data – data sifat fisis bahan

a. Menghitung berat molekul umpan

BM campuran = $\sum B_{mi} \cdot y_i$ kg/kmol

Komponen	B _{mi}	kmol	y _i (F.mol)	$\sum B_{mi} \cdot y_i$
HCl	36,5000	35,5956	0,5455	19,9091
C ₂ H ₅ OH	46,0000	29,6630	0,4545	20,9091
Total		65,2587	1,0000	40,8182

BM Campuran = 40,8182 kg/kmol

b. Menentukan volume gas reaktor

$$PV = nRT$$

$$n = 65,2587 \text{ kmol/jam} = 18,1274 \text{ mol/dtk}$$

$$R = 82,05 \text{ atm.cm}^3/\text{mol.}^\circ\text{K}$$

$$P = 2,04 \text{ atm}$$

$$V = \frac{nRT}{P} = 304.761,5809 \text{ cm/dtk}$$

c. Menentukan densitas umpan

$$\rho = \frac{P \cdot \text{BM}}{RT} = \frac{(2,04 \text{ atm}) \left(40,8182 \frac{\text{gr}}{\text{mol}} \right)}{\left(82,05 \text{ atm.} \frac{\text{cm}^3}{\text{mol. K}} \right) (418 \text{ K}) (1)} = 0,00242789 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

d. Menentukan viskositas umpan

$$\mu_{gas} = A + BT + CT^2$$

Komponen	A	B	C
HCl	-9,118	5,5000E-01	-1,1100E-04
C2H5Cl	0,458	3,2827E-01	-1,2467E-05
C2H5OH	1,499	3,0741E-01	4,4479E-05
H2O	-36,826	4,2900E-01	-1,6200E-05

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

Komponen	Massa	yi (F.mol)	μ_i	$y_i \mu_i$ (cP)
HCl	1.299,2406	0,5455	0,0201	0,0110
C2H5OH	1.364,4993	0,4545	0,0138	0,0063
Total	2.663,7399	1,0000		0,0172

Konversi cP to kg/m.jam

$$1 \text{ cP} = 0,001 \text{ kg/m.s}$$

$$\mu \text{ Camp} = 0,0621 \text{ kg/m.jam}$$

$$= 0,0000172 \text{ kg/m.s}$$

e. Menentukan konduktivitas gas umpan

$$k_{gas} = A + BT + CT^2$$

Komponen	A	B	C
HCl	0,00119	4,4775E-05	2,0997E-10
C2H5Cl	-0,00291	3,1284E-05	5,5316E-08
C2H5OH	-0,00556	4,3620E-05	8,5033E-08
H2O	0,00053	4,7093E-05	4,9551E-08

Komponen	Massa	yi (F.mol)	ki	ki * yi
HCl	1.299,2406	0,5455	0,0199	0,0109

C ₂ H ₅ OH	1.364,4993	0,4545	0,0275	0,0125
Total	2.663,7399	1,0000		0,0234

Konversi W/m.K to KJ/jam.m.K

K Campuran = 0,0842 KJ/jam

f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Komponen	A	B	C	D	E
HCl	29,244	-1,2615E-03	1,1210E-06	4,9676E-09	-2,4963E-12
C ₂ H ₅ Cl	35,946	5,2294E-02	2,0321E-04	-2,2795E-07	6,9123E-11
C ₂ H ₅ OH	27,091	1,1055E-01	1,0957E-04	-1,5046E-07	4,6601E-11
H ₂ O	33,933	-8,4186E-03	2,9906E-05	-1,7825E-08	3,6943E-12

Komponen	y _i	BM	C _p	C _p
		(kg/kmol)	joule/mol.K	kjoule/kmol.K
HCl	0,5455	36,5000	29,1992	29,1992
C ₂ H ₅ OH	0,4545	46,0000	78,7725	78,7725
Total	1,0000	82,5000	107,9717	107,9717

C _p	C _{pi} = y _i .C _p	C _{pi} = y _i .C _p
kjoule/kg.K	kjoule/kg.K	kjoule/kmol.K
0,8000	0,4364	15,9268
1,7124	0,7784	35,8057
2,5124	1,2147	51,7325

C_p campuran = 1,2147 KJ/kg.K

g. Menentukan panas reaksi

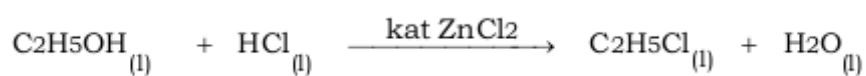
Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, panas yang dikeluarkan adalah sebagai berikut:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^T \Delta C_p dT$$

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

komponen	A	B	C	D	E
HCl	29,244	-1,2615E-03	1,1210E-06	4,9676E-09	-2,4963E-12
C2H5Cl	35,946	5,2294E-02	2,0321E-04	-2,2795E-07	6,9123E-11
C2H5OH	27,091	1,1055E-01	1,0957E-04	-1,5046E-07	4,6601E-11
H2O	33,933	-8,4186E-03	2,9906E-05	-1,7825E-08	3,6943E-12

komponen	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH (J/mol)	ΔH (kJ/kmol)
HCl	-92,3	-92300	3495,4098	3495,4098
C2H5Cl	-119,01	-119010	8568,2333	8568,2333
C2H5OH	-243,81	-243810	8946,4176	8946,4176
H2O	-241,80	-241800	4081,3404	4081,3404



$$\begin{aligned} \Delta H_{R\ 298} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= -24700,0000 \quad \text{Kj/kmol} \end{aligned}$$

$$\Delta H_r = 12441,8274 \quad \text{Kj/kmol}$$

$$\Delta H_p = 12649,5737 \quad \text{Kj/kmol}$$

$$\Delta H_R = \Delta H_{R\ 298} + \Delta H_p - \Delta H_r$$

$$= -24.492,2537 \text{ KJ/kmol}$$

$$= -5.849,8768 \text{ kkal/kmol} \quad \text{Eksotermis}$$

$$= 5,849,8768$$

h. Data sifat katalis (*Zinc Chloride*)

Jenis : ZnCl_2
 Ukuran : $D = 0,35 \text{ cm}$
 Density : $2,93 \text{ gr/cm}^3$
 Bulk density : $2,33 \text{ gr/cm}^3$

4. Dimensi reaktor

a. Menentukan ukuran dan jumlah tube

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Mengingat reaksi yang terjadi eksotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa transisi agar koefisien perpindahan panas lebih panas lebih besar.

Pengaruh ratio D_p / D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu hw/h telah diteliti oleh Colburn's (smith hal 571) yaitu :

D_p/D_t	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
hw/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0	6,6

dipilih $D_p/D_t = 0,15$

dimana

hw = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter tube

Sehingga :

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,35 \text{ cm}$$

$$D_t = 0,35 / 0,15 = 2,3333 \text{ cm} = 0,9186 \text{ in}$$

Dari hasil perhitungan tersebut, maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik.

Dari table 11 Kern dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{Nominal pipe size} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Outside diameter} = 1,32 \text{ in} = 3,35 \text{ cm}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{Inside diameter} = 1,049 \text{ in} = 2,664 \text{ cm}$$

$$\text{Flow area per pipe} = 0,864 \text{ in}^2$$

$$\text{Surface per in ft} = 0,344 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Aliran dalam pipa transisi dipilih } N_{Re} = 3100$$

$$N_{Re} = \frac{G_g D_t}{\mu_g}$$

$$G_t = \frac{\mu_g N_{Re}}{D_t}$$

Dalam hubungan ini:

$$\mu_g = \text{viskositas umpan} = 0,000172 \text{ g/cm.det}$$

$$D_t = \text{Diameter tube} = 2,3333 \text{ cm}$$

$$G_t = \frac{(0,000172)(3100)}{2,3333} = 0,2285 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^2 \cdot \text{s}} = 2,285 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{jam}}$$

Digunakan 1 buah reaktor :

$$G (\text{umpan total}) = 2.663,7399 \text{ kg/jam} =$$

$$739,9278 \text{ gr/detik}$$

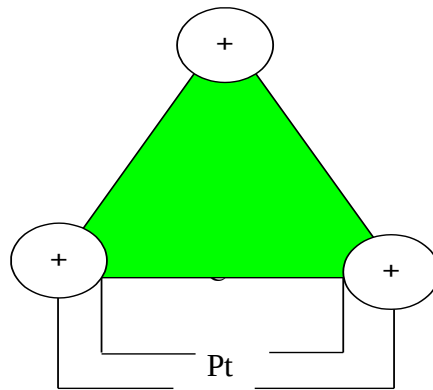
$$A_t = \frac{739,9278}{0,2285} = 3.237,9934 \text{ cm}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang pipa} &= \left(\frac{\pi}{4}\right) ID^2 = \left(\frac{3,14}{4}\right) 2,6645^2 \\ &= 5,5730 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah pipa dalam reaktor} = \frac{3.237,9934}{5,5730} = 581,0157 \text{ buah} = 582 \text{ buah}$$

b. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola triangular pitch.



$$\begin{aligned} P_t &= 1,25 \times OD_t \\ &= 1,25 \times 1,32 = 1,65 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C' &= P_T - OD \\ &= 1,65 - 1,32 = 0,33 \text{ in} \end{aligned}$$

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot N_t \cdot P_T^2 \cdot 0,866}{\pi}}$$

$$ID_s = 106,1050 \text{ cm}$$

$$\text{Jadi diameter dalam reaktor} = 106,1050 \text{ cm} = 41,7736 \text{ in}$$

c. Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (shell) dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P.r}{f.E - 0,6.P} + C \quad (\text{Brownell, pers.13-1, p.254})$$

Dimana :

t_s = tebal shell, in

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum allowable stress bahan yang digunakan

(Brownell, tabel 13-1, p.251)

r = jari-jari dalam shell, in

C = faktor korosi, in

P = tekanan design, Psi

Bahan yang digunakan Carbon Steel SA 283 Grade C

E = 0,85

f = 12650 psi

C = 0,125

R = ID/2 = (41,7736/2) in

P = 29,99 psi

Jadi P = (120/100)*P = 35,9856 psi

$$\text{maka } t_s = \frac{35,9856.(41,7736 / 2)}{12650.0.85 - 0,6.35,9856} + 0,125$$

$$= 0,1950 \text{ in}$$

dipilih tebal dinding reaktor standar 0,25 in

Diameter luar reaktor = ID + 2* t_s

$$= 41,7736 + (2*0,25)$$

$$= 42,2736 \text{ in}$$

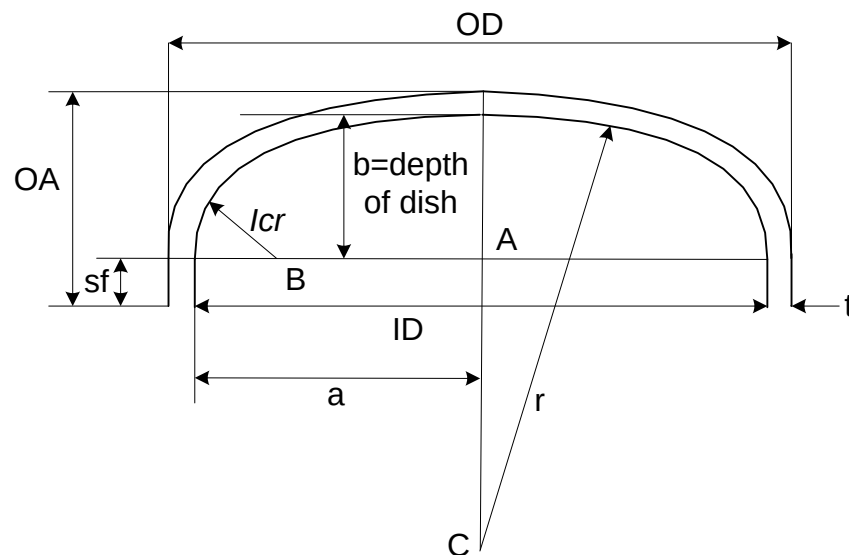
Sehingga dipilih diameter luar reaktor 45 in.

5. Menghitung head reaktor

a. Menghitung tebal head reaktor

Bentuk head : Elipstical Dished Head

Bahan yang digunakan: Carbon Steel SA 283 Grade C



Keterangan gambar :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

a = jari-jari dalam head

t = tebal head

r = jari-jari luar dish

icr = jari-jari dalam sudut icr

b = tinggi head

sf = straight flange

OA = tinggi total head

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan :

$$t_h = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0.2.P} + C \quad (\text{Brownell, 1979})$$

P = tekanan design, psi = 35,9856 psi

IDs = diameter dalam reactor, in = 41,7736 in

F = maksimum allowable stress, psi = 12650 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,85

C = faktor korosi, in = 0,125

$$\begin{aligned} \text{maka } t_h &= \frac{35,9856 . 41,7736}{2.12650.0,85 - 0,2.35,9856} + 0,1255 \\ &= 0,125 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal head reaktor standar 0,25 in

b. Menghitung tinggi head reaktor

ODs = 45 in

ts = 0,25 in

didapat : icr = 2,5 in

r = 40 in

a = IDs/2 = 20,8868 in

AB = a – irc = 18,3868 in

BC = r – irc = 37,5000 in

AC = $(BC^2 - AB^2)^{1/2}$ = 32,6830 in

b = r – AC = 7,3170 in

Dari tabel 5.6 Brownell p.88 dengan th 3/16 in didapat sf = 1,5 – 2 in

perancangan digunakan sf = 2,5 in

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}
 hH &= t_h + b + s_f \\
 &= (0,25 + 7,3170 + 2,5) \text{ in} \\
 &= 10,0670 \text{ in} \\
 &= 0,2557 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung tinggi reaktor

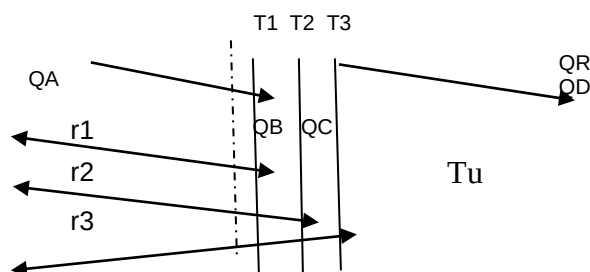
Tinggi reaktor total = panjang tube + (2.tinggi head)

$$\begin{aligned}
 HR &= 145,6694 \text{ in} + (2. 10,0670 \text{ in}) \\
 &= 165,8035 \text{ in} \\
 &= 4,2114 \text{ m}
 \end{aligned}$$

6. Tebal isolasi reaktor

Asumsi :

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



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam reaktor

r_2 = jari-jari luar reaktor

r_3 = jari-jari isolator luar

Q_A = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

Q_B = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor

Q_C = Perp. Konduksi melalui isolator

Q_D = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator

Q_R = Perp. Panas radiasi

T_1 = Suhu dinding dalam reaktor

T_2 = Suhu dinding luar reaktor

T_3 = Suhu isolator luar

T_u = Suhu udara luar

- sifat-sifat fisis bahan

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

$K_{is} = 0,17134 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

$\varepsilon = 0,96$

* carbon steel : $k_s = 42,5770 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

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

$T_f = 313$

$\nu = 0,000017$

$k = 0,027225 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

$Pr = 0,70489$

$\beta = 0,0032 \text{ K}^{-1}$

$\mu = 0,00001906 \text{ kg/m.s}$

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

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 0,5305 \text{ m}$$

$$r_2 = 0,5715 \text{ m}$$

$$L = 3,7 \text{ m}$$

a. Perpindahan panas konduksi

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

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

b. Perpindahan panas konveksi

$$Q_D = hc.A.(T_3 - T_4)$$

$$Q_D = hc.2.\pi.r_3.L.(T_3 - T_4) \quad \text{.....(c)}$$

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

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

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

c. Panas radiasi

$$Q_R = \varepsilon.\sigma.A.(T_3^4 - T_4^4) \quad \text{.....(d)}$$

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

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

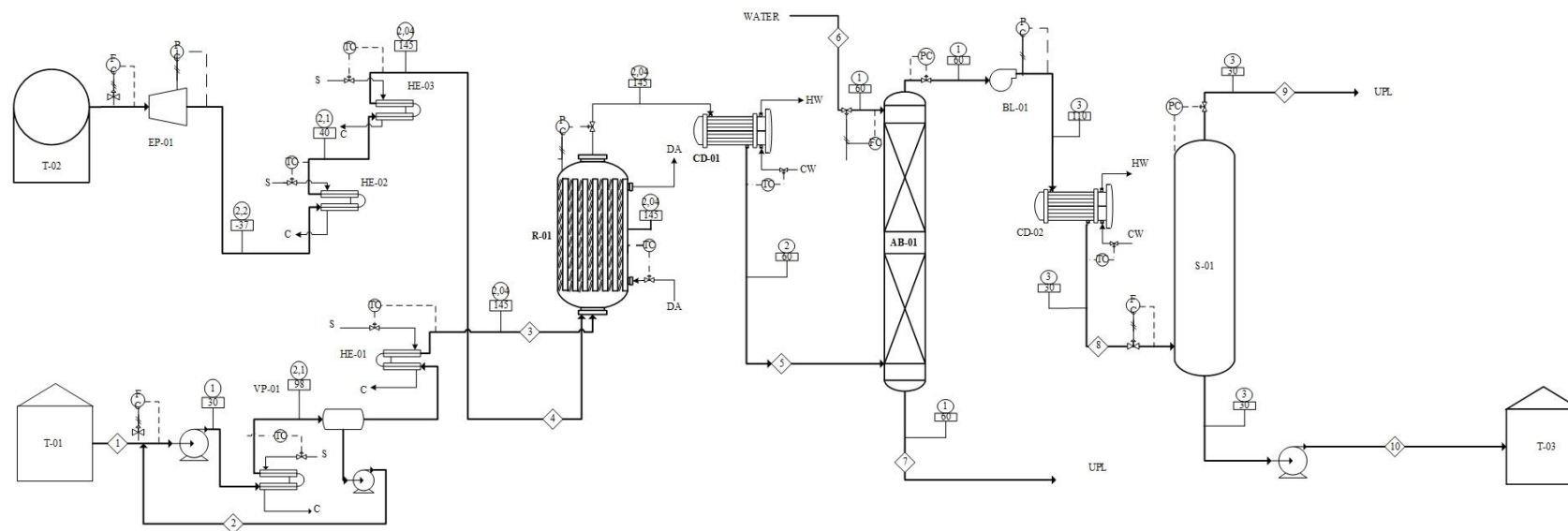
kemudian persamaan a, b, c dan d ditrial menggunakan excel dan didapat :

$$T_2 = 417,74 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi (x)} = 8 \text{ cm}$$

Lampiran 2 Process Engineering Flow Diagram

**DIAGRAM ALIR PROSES
PRARANCANGAN PABRIK ETIL KLO RIDA DARI
ETANOL DAN HIDROGEN KLO RIDA KAPASITAS
15.000 TON/TAHUN**



Komponen	BM	Arus (Kg/jam)									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
HCl	36,5	0,00	0,00	0,00	1299,24	238,19	0,00	133,63	104,57	85,93	18,63
C ₂ H ₅ Cl	64,5	0,00	0,00	0,00	0,00	1875,00	0,00	0,00	1875,00	0,00	1874,00
C ₂ H ₅ OH	46	1364,50	314,12	1364,50	0,00	27,29	0,00	27,29	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	18	28,10	7,03	28,10	0,00	551,36	318,58	1030,86	0,00	0,00	0,00

MAIN EQUIPMENT & UTILITY			
AB-01	: ABSORBER	HW	: HOT WATER
BL-01	: BLOWER	P-01	: POMPA BENFIELD
C	: CONDENSATE	P-02	: POMPA PRODUK
CD-01	: CONDENSOR	R-01	: REAKTOR
CD-02	: CONDENSOR	S	: STEAM
CW	: COLD WATER	S-01	: SEPARATOR
EP-01	: EXPANDER	T-01	: TANGKI ETHANOL
HE-01	: FEED ETHANOL HEATER	T-02	: TANGKI HCl
HE-02	: FEED HCl HEATER 1	T-03	: TANGKI PRODUK
HE-03	: FEED HCl HEATER 2	VP-01	: VAPORIZER

	JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PABRIK ETIL KLO RIDA DARI ETANOL DAN HIDROGEN KLO RIDA KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN	
Dikerjakan oleh: 1. MARSHELA 14521186 2. ILHAMFAJAR ARIANTO 14521218	
Dosen pembimbing : 1. ARIS SUGIH ARTO KHOLIL, Ir., MM 2. ACHMAD CHAFIDZ M.S., S.T,Msc.	

Lampiran 3 Kartu Konsultasi

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Ilham Fajar Arianto
 No. MHS : 14521218
 Nama Mahasiswa : Marshela
 No. MHS : 14521186
 Judul Prarancangan)* : **PLA RANCANGAN PABRIK ETIL KLUHDA DARI ETANOL DAN HIDROGEN KLUHDA KAPASITAS 15.000 TON / TAHUN**

Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018

Batas Akhir Bimbingan : 10 September 2018

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	21-03-2018	mengkonfirmasi soal tugas akhir	<i>[Signature]</i>
2.	26-03-2018	konsultasi mengenai kapasitas	<i>[Signature]</i>
3.	4-04-2018	menyerahkan Bab I	<i>[Signature]</i>
4.	10-04-2018	konsultasi bab II	<i>[Signature]</i>
5.	20-04-2018	mengkonfirmasi kembali Revisi	<i>[Signature]</i>
		Revisi Bab II	<i>[Signature]</i>
6.	24-08-2018	konsultasi Bab III dan tata letak pabrik	<i>[Signature]</i>
7.	3-10-2018	menyerahkan Bab III dan Bab IV	<i>[Signature]</i>
		dan organisasi pabrik	<i>[Signature]</i>
8.	29-10-2018	Revisi Bab III dan Bab IV	<i>[Signature]</i>
9.	6-11-2018	konsultasi mengenai semua bab (Naskah)	<i>[Signature]</i>

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 6 November 2018

Pembimbing,

[Signature]

Ir. Aris Sugih Arto Kholil, M.M.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Ilham Fajar Arianto
 No. MHS : 14521218
 Nama Mahasiswa : Marshela
 No. MHS : 14521186
 Judul Prarancangan)* : PLA RANCANGAN PABRIK ETIL KLOIDA DARI ETANOL
DAN HIDROGEN KLOIDA KAPASITAS 15.000 TON /TANUN
 Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018
 Batas Akhir Bimbingan : 10 September 2018

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	7-05-2018	Penentuan judul TA	#
2.	15-08-2018	Konsultasi neraca massa	#
3	20-08-2018	Konsultasi neraca massa	#
4	29-08-2018	Konsultasi neraca panas	#
5	4-09-2018	Konsultasi Perhitungan reaktor	#
6	10-09-2018	Konsultasi Perhitungan Vaporizer dan separator	#
7.	10-09-2018	Konsultasi Perhitungan HE	#
8.	25-09-2018	Konsultasi Alat Besar .	#
9	08-10-2018	Konsultasi Alat kecil .	#
10.			

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 11 Nov 2018

Pembimbing,



Achmad Chafidz Mas Sahid, ST., M.Sc.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy