

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

TUGAS AKHIR

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



Oleh:

**Nama : Marshela
No. Mahasiswa : 14521186**

**Nama : Ilham Fajar A
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 : 14521186

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:

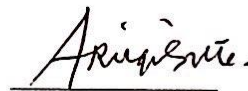
Nama : Marshela
No. Mahasiswa : 14521186

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

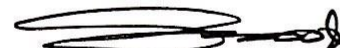
Yogyakarta, 11 Desember 2018

Tim Penguji

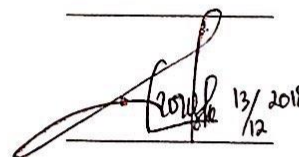
Ir. Aris Sugih Arto Kholil, M.M.
Ketua



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 PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PRA RANCANGAN 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 kehadirat 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 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 Sugih Arto Kholil, M.M. selaku Dosen Pembimbing I yang senantiasa meluangkan waktunya untuk memberikan berbagai masukan demi kelancaran pelaksanaan maupun penyusunan laporan ini.
5. Bapak Achmad 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 Desember 2018

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PRA RANCANGAN PABRIK	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	xi
DAFTAR GAMBAR	xiii
DAFTAR LAMPIRAN.....	xiv
ABSTRAK	xv
ABSTRACT.....	xvi
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.....	8
1.2.2 Tinjauan Proses Secara Umum	9
BAB II PERANCANGAN PRODUK	11
2.1 Spesifikasi Produk.....	11
2.1.1 Etil Klorida	11
2.2 Spesifikasi Bahan	11
2.2.1 Etil Alkohol.....	11
2.2.2 Hidrogen Klorida	12
2.2.3 Zinc Klorida.....	13

2.3 Pengendalian Kualitas	13
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	13
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses	14
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk	15
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	17
3.1 Uraian Proses.....	17
3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku	17
3.1.2 Tahap Reaksi.....	17
3.1.3 Tahap Pemisahan Produk.....	18
3.2 Spesifikasi Alat/Mesin Produk.....	19
3.2.1 Reaktor.....	19
3.2.2 Absorber.....	20
3.2.3 Separator	20
3.2.4 Vaporizer	21
3.2.5 Tangki	22
3.2.6 Heater.....	23
3.2.7 Cooler-01	24
3.2.8 Kondensor-01.....	24
3.2.9 Pompa	25
3.2.10 Blower-01	26
3.2.11 Ekspander.....	26
3.3 Perencanaan Produksi.....	26
3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku	26
3.3.2 Analisa Kebutuhan Peralatan Proses	27
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	28

4.1 Lokasi Pabrik.....	28
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	29
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik.....	30
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Layout Plant</i>).....	31
4.3 Tata Letak Mesin/Alat (<i>Machines</i>).....	36
4.4 Alir Proses dan Material.....	38
4.4.1 Neraca Massa Total	38
4.4.2 Neraca Massa Alat	38
4.4.3 Neraca Energi Alat.....	40
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas).....	45
4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System)	45
4.5.2 Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System)	59
4.5.3 Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>).....	60
4.5.4 Unit Penyedia Udara Tekan	62
4.5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar	62
4.5.6 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas	63
4.5.7 Unit Pengolahan Limbah	72
4.6 Organisasi Perusahaan.....	73
4.6.1 Bentuk Perusahaan.....	73
4.6.2 Struktur Organisasi	74
4.6.3 Tugas dan Wewenang.....	79
4.6.4 Status Karyawan	85
4.6.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	85
4.6.6 Status, Sistem Penggajian, dan Penggolongan Karyawan.....	87
4.6.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	91

4.7 Evaluasi Ekonomi.....	92
4.7.1 Harga Alat.....	94
4.7.2 Analisa Kelayakan	98
4.7.3 <i>General Expanse</i>	99
4.7.4 <i>Total Cost</i>	99
4.7.5 <i>Percent Return on Investment (ROI)</i>	100
4.7.6 <i>Pay Out Time (POT)</i>	100
4.7.7 <i>Break Event Point (BEP)</i>	101
4.7.8 <i>Shut Down Point (SDP)</i>	102
4.7.9 <i>Discounted Cash Flow (DCF)</i>	102
4.7.10 Hasil Perhitungan Analisa Kelayakan	103
4.7.11 Analisa Kelayakan	108
BAB V PENUTUP.....	111
5.1 Kesimpulan.....	111
5.2 Saran	112
DAFTAR PUSTAKA	xvii
LAMPIRAN	

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.....	4
Tabel 1.4 Kebutuhan Impor Etil Klorida di Indonesia.....	4
Tabel 1.5 Kebutuhan Impor Negara Tetangga Indonesia	5
Tabel 1.6 Spesifikasi Reaksi	10
Tabel 4.1 Perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik.....	34
Tabel 4.2 Neraca Massa Total.....	38
Tabel 4.3 Neraca Massa Vaporizer (VP-01)	38
Tabel 4.4 Neraca Massa Reaktor (R-01).....	39
Tabel 4.5 Neraca Massa Absorber (AB-01).....	39
Tabel 4.6 Neraca Massa Separator (SD-01).....	40
Tabel 4.7 Neraca Energi Vaporizer (VP-01).....	40
Tabel 4.8 Neraca Energi Heater (HE-01).....	40
Tabel 4.9 Neraca Energi Heater 2 (HE-02).....	41
Tabel 4.11 Neraca Energi Reaktor (R-01)	41
Tabel 4.12 Neraca Energi Kondensor 1 (CL-01).....	41
Tabel 4.13 Neraca Energi Absorber (AB-01)	42
Tabel 4.14 Neraca Energi Kondensor 1 (CD-01).....	42
Tabel 4.15 Neraca Energi Separator (SD-01)	42
Tabel 4. 16 Kebutuhan Air Pembangkit Steam/Pemanas	56
Tabel 4.17 Kebutuhan Air Pendingin.....	57
Tabel 4.18 Kebutuhan Listrik Alat Proses	60
Tabel 4. 19 Kebutuhan Listrik Utilitas.....	61
Tabel 4. 20 Jadwal Kerja Karyawan Shift	86
Tabel 4. 21 Jumlah Karyawan Pabrik	87
Tabel 4. 22 Rincian Penggolongan Jabatan	88
Tabel 4. 23 Rincian Gaji sesuai Jabatan.....	89
Tabel 4. 24 Index Harga Alat.....	94

Tabel 4. 25 Harga Alat Proses	96
Tabel 4. 26 Harga Alat Utilitas	97
Tabel 4. 27 Physcal Plant Cost (PPC).....	103
Tabel 4. 28 Direct Plant Cost (DPC).....	104
Tabel 4. 29 Fixed Capital Investment (FCI)	104
Tabel 4. 30 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	104
Tabel 4. 31 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	104
Tabel 4. 32 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	105
Tabel 4. 33 Manufacturing Cost (MC).....	105
Tabel 4. 34 Working Capital (WC).....	105
Tabel 4. 35 General Expense (GE)	105
Tabel 4. 36 Total Production Cost (TPC)	106
Tabel 4. 37 Fixed Cost (Fa).....	106
Tabel 4. 38 Variable Cost (Va)	106
Tabel 4. 39 Regulated Cost (Ra).....	106

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Kebutuhan Impor Etil Klorida di Indonesia.....	5
Gambar 1.2 Kebutuhan Impor Etil Klorida di Negara Tetangga.....	6
Gambar 1.3 Penentuan Distribusi Produk.....	6
Gambar 4.1 Peta Lokasi Pabrik.....	28
Gambar 4.2 Denah Pabrik.....	35
Gambar 4.3 Layout Alat Proses.....	37
Gambar 4.4 Diagram Kualitatif.....	43
Gambar 4.5 Diagram Kuantitatif.....	44
Gambar 4.6 Diagram Aair Pengolahan Air Utilitas.....	48
Gambar 4.7 Struktur Organisasi Pabrik.....	78
Gambar 4. 8 Grafik Analisis Kelayakan.....	110

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran 1 Perhitungan Reaktor

Lampiran 2 Process Engineering Flow Diagram

Lampiran 3 Kartu Konsultasi

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 1.364,499 kg/jam dan hidrogen klorida 1.299,241 kg/jam. Kebutuhan utilitas terdiri dari air sebesar 23.685 kg/jam, udara tekan sebanyak 46,728 m³/jam, steam sebesar 1.596 kg/jam, listrik sebesar 931,20 kW dan bahan bakar sebesar 196,65 kg/jam. 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. 214.052.525.727 dan setelah pajak sebesar Rp. 160.539.394.295,483. Percent Return On Investment (ROI) sebelum pajak sebesar 26,6% dan setelah pajak sebesar 19,94 %. Pay Out Time (POT) sebelum pajak sebesar 2,7 tahun sedangkan setelah pajak sebesar 3,3 tahun. Break Even Point (BEP) sebesar 44 % dan Shut Down Point (SDP) sebesar 19%. 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, Hidrogen Klorida

ABSTRACT

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 1.364,499 kg/hour and hydrogen chloride 1.299,241 kg/hour. Utility needs consist of water of 23.685 kg/hour, compressed air of 46,728 m³/hour, steam of 1.596 kg/hour, electricity of 931,20 kW and fuel of 196,65 kg/hour. 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.214.052.525.727 and after tax is Rp.160.539.394.295,483. Percent Return On Investment (ROI) before tax of 26,6% and after tax of 19,94%. Pay Out Time (POT) before tax is 2,7 years while after tax is 3,3 years. Break Even Point (BEP) is 44% and Shut Down Point (SDP) is 19%. 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, Hydrogen Chloride

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

1.1.1 Pendirian Pabrik

Indonesia merupakan salah satu negara berkembang yang saat ini sedang melakukan pembangunan diberbagai 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 $12,3^{\circ}C$. 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

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Liter/Tahun)
Indo Lampung Distillery	Lampung	50 Juta
PTPN XI	Jawa Timur	7 Juta
Madu Baru	Yogyakarta	7 Juta

www.trademap.co.id (2018)

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

www.trademap.co.id (2018)

1.1.3 Kapasitas Perancangan

Etil klorida banyak digunakan dalam bidang industri, seperti sebagai bahan baku pembuatan etil selulosa, cat, obat-obatan dan *refrigerant*. 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.

Produksi etil klorida banyak dijalankan di India dan Amerika. Mengingat terbatasnya produsen etil klorida di Asia, maka pendirian pabrik di Indonesia cukup menarik dan dinilai dapat mendatangkan untung besar. Kebutuhan etil klorida di Indonesia bisa dikatakan cukup kecil, namun untuk kebutuhan di Asia

sangat besar. Sehingga pendirian pabrik etil klorida lebih diorientasikan untuk kegiatan ekspor ke negara-negara tetangga. 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 1.3 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 (2017)

Prediksi kebutuhan Etil Klorida di Indonesia

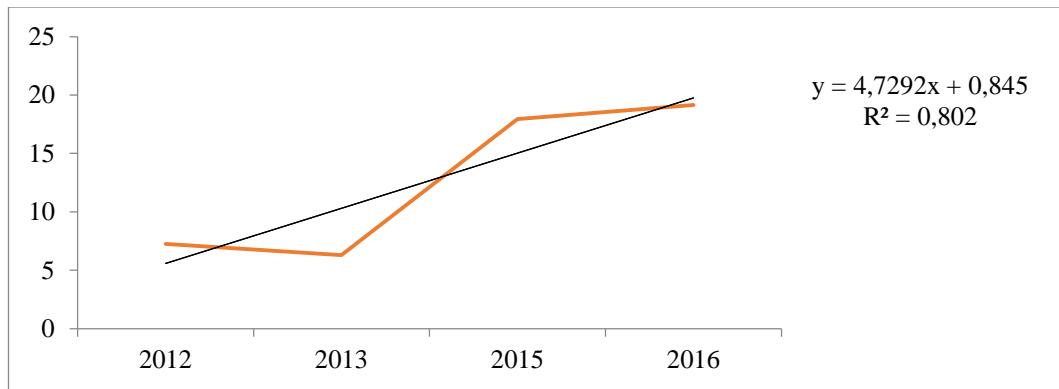
Penentuan kapasitas pabrik etil klorida berdasarkan pada kebutuhan impor di Indonesia dan pertimbangan produksi serta kebutuhan luar negeri.

Tabel 1.4 Kebutuhan Impor Etil Klorida di Indonesia

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

(Badan Pusat Statistika, 2017)

Dari data diatas maka dapat diperkirakan kebutuhan etil klorida akan terus mengalami peningkatan. Dengan berdasar regresi linear $y = 4,7292x + 0,845$, maka didapat prediksi kapasitas kebutuhan etil klorida pada tahun 2023 sebesar 33,9504 ton/tahun.



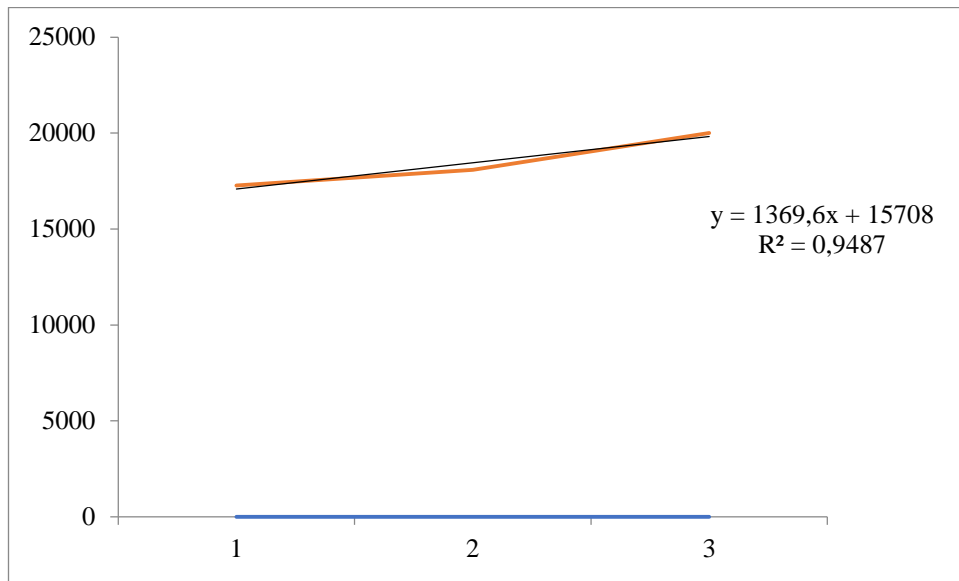
Gambar 1.1 Kebutuhan Impor Etil Klorida di Indonesia

Selain untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, pendirian pabrik etil klorida di tujukan untuk memenuhi kebutuhan negara sekitar Indonesia. Seperti pada tabel beriku ini:

Tabel 1.5 Kebutuhan Impor Negara Tetangga Indonesia

Negara	Kebutuhan Impor (ton/tahun)		
	2015	2014	2013
Singapura	1.948,26	1.450,36	789,68
Malaysia	1.597,33	311,81	408,89
Thailand	1.128,19	933,53	842,89
Philipina	1.336,17	1.114,69	861,90
Australia	1.215,66	634,38	586,97
China	12.774,85	13.634,51	13.770,95
Total	17.261,30	18.079,30	20.000,49

un.data.com (2017)



Gambar 1.2 Kebutuhan Impor Etil Klorida di Negara Tetangga

$$y = 1369,6x + 15708$$

$$y = 1369,6(7) + 15708$$

$$y = 25295,12 \text{ ton/tahun}$$

Dengan perkiraan tersebut jumlah impor di keenam negara pada tahun 2023 dapat diperoleh sebesar 15.177,12 ton/tahun dengan diambil 60% dari kebutuhan impor negara tetangga.



Gambar 1.3 Penentuan Distribusi Produk

Keterangan :

M1 = Kebutuhan Indonesia sebesar 33,9504 ton/tahun

M2 = Kapasitas pabrik yang sudah ada di Indonesia

M3 = Kapasitas pabrik yang akan dibangun

M4 = Kebutuhan Impor negara lain

M5 = Konsumsi dalam negeri

1. M1

Kapasitas kebutuhan impor pada tahun 2023 akan di suplay oleh pabrik baru maka nilai M1 dianggap 0.

2. M2

Di Indonesia belum terdapat pabrik produksi etil klorida maka kapasitas produksi pabrik yang sudah ada dianggap 0.

3. M3

Kapasita pabrik yang akan dibangun, maka nilai M3 yang akan dicari.

4. M4

Karena kebutuhan etil klorida lebih banyak di butuhkan di pasar luar negeri maka tujuan pendirian pabrik juga ditargetkan kepada negara tetangga yang membutuhkan. Ada beberapa negara yang membutuhkan etil klorida diantaranya, Singapura, Malaysia, Thailand, dll. Pabrik ini di rancang untuk memenuhi kebutuhan impor dari keenam negara tersebut.

5. M5

Jumlah konsumsi etil klorida dalam negeri adalah jumlah impor etil klorida di tahun 2023

$$M1+M2+M3=M4+M5$$

$$M3=M4+M5$$

$$= 15.177,12 + 33,9504$$

$$= 15.211,07 \text{ ton/tahun}$$

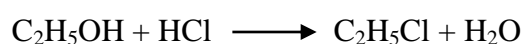
Maka kapasitas pabrik etil klorida adalah 15337,5604 ton/tahun. Karena dianggap angka tersebut ganjil maka pabrik yang akan didirikan sebesar 15.000 ton/tahun. Dengan angka tersebut, Indonesia yang memiliki data impor etil klorida sebesar 33,9504 sudah tidak perlu impor dari negara tetangga. Dan kemudian sisanya akan di ekspor ke negara Singapura, Malaysia, Thailand, Filipina, Australia dan China untuk meningkatkan devisa negara.

1.2 Tinjauan Pustaka

1.2.1 Macam-Macam Proses

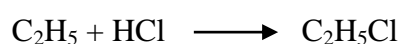
Ada 3 macam proses yang dapat digunakan untuk membuat etil klorida antara lain etanol dengan hidrogen klorida, hidroklorinasi etilen dan klorinasi etana. Dibawah ini adalah penjelasan dari ketiga proses tersebut:

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 karena itu, bahan baku etanol dan asam klorida diharuskan berupa fase gas dengan maksud mencegah suhu yang terlalu tinggi dan sifat korosif. Konversi reaksi yang terjadi didalam reaktor sebesar 95-98% dengan kemurnian mencapai 99%. (Keyes. F., 18974)

Tabel 1.6 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)	: Cair
Titik leleh	: -138,7 °C
Titik didih normal	: 12,3 °C
Titik kritis	: 186,6 °C
<i>Flash point</i>	: 50 °C (<i>closed cup</i>)
<i>Autoignition temp</i>	: 519 °C
<i>Specific Gravity</i>	: 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	: Rp. 76.000/kg

(*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	: 78,5 °C
Titik kritis	: 243°C
<i>Flash point</i>	: 18.5°C (<i>Close cup</i>)
<i>Autoignition temp</i>	: 363°C
<i>Specific Gravity</i>	: 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 (-37°C, 41 atm)	: Gas
Titik leleh	: -46,2 °C
Titik didih normal	: -85,05 °C
Titik kritis	: 51,54 °C
<i>Specific Gravity</i>	: 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 (*Quality Control*) pada pabrik Etil Klorida ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku ini dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku digunakan, apakah bahan baku tersebut sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Dan oleh karena itu sebelum

dilakukannya proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas dari bahan baku (Etanol dan Hidrogen Klorida) dan bahan pembantu (katalis) dengan tujuan agar bahan yang digunakan menghasilkan kualitas produk yang baik.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

1. Alat sistem kontrol

- a. Sensor, digunakan untuk mengidentifikasi variabel-variabel proses.

Alat yang digunakan berupa manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, *termocouple*. Alat yang digunakan *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

- b. *Controller* dan indikator, meliputi *level indicator* dan *control, temperature indicator control, pressure control, flow control*.

- c. *Actuator* digunakan untuk *manipulate* agar variabelnya sama dengan *variabel controller*. Alat yang digunakan *automatic control valve* dan *manual hand value*.

2. Aliran Sistem kontrol

- a. Aliran Pnumatis (aliran udara tekan) digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*

- b. Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*

- c. Aliran mekanik (aliran gerakan / perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Agar memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara system control sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat 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

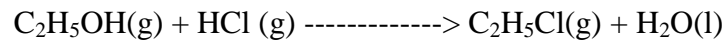
3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku proses pembuatan etil klorida adalah larutan Etanol 95% disimpan di tangki (T-01) dengan tekanan 1 atm dan suhu 30⁰C, sedangkan Hidrogen klorida yang disimpan dalam tangki (T-02) dengan tekanan 41 atm dan suhu -37⁰C 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 145⁰C. Tekanan hidrogen klorida diturunkan menggunakan ekspander (EK-01) menjadi 2,2 atm agar sesuai dengan kondisi tekanan pada reaktor, kemudian dinaikkan suhunya menjadi 145⁰C 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 cooler (CL-01) untuk mengubah suhu dari suhu 145⁰C menjadi suhu 60⁰C 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 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 <i>shell</i>	: 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 CL-01 dengan pelarut air
Jenis	: <i>Packed Bed Column</i>
Kondisi operasi	: 1 atm, 60°C
Diameter absorber	: 1,016 m
Tinggi menara	: 4,0757 m
Jenis <i>packing</i>	: 2 in <i>ceramic Rasching rings</i>
Tinggi <i>packing</i>	: 2,812 m
Solven	: Air
Kebutuhan air	: 318,5809 kg/jam
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 A</i>
Harga satuan	: \$61106,68
Jumlah Alat	: 1

3.2.3 Separator

Kode	: SP – 01
Fungsi	: Memisahkan antara cairan dengan uap keluar kondensor

parsial - 01 (CP-01)

Jenis	: <i>Vertikal drum elliptical flanged and dished head</i>
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>	: 3/4 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 <i>Boiling point</i> Ethanol.
Jenis	: <i>Double pipe Vaporizer</i>
Kondisi operasi	: 2,2 atm, 78 °C
Beban panas	: 1.252.760,2327 BTU/jam
Kebutuhan steam	: 553,8912516 Kg/jam
Luas transfer panas	: 42,4765 ft ²
LMTD	: 165,2159° F

<i>Inner Pipe</i>		<i>Annulus</i>	
IPS	1,25 in	IPS	2,5
OD	1,66 in	OD	2,88 in

Inner Pipe		Annulus	
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

Nama Alat	Tangki C ₂ H ₅ OH (T-01)	Tangki HCl (T-02)	Tangkin C ₂ H ₅ Cl (T-03)
Fungsi	Menyimpan Etanol (C ₂ H ₅ OH) 95% sebagai bahan baku	Menyimpan bahan baku HCl dalam fase gas	Menyimpan Etil Klorida(C ₂ H ₅ Cl) sebagai produk
Jenis	<i>Conical roof</i> dengan alas berbentuk datar (<i>Flat bottom</i>)	<i>Spherical Tank torispherical Flanged & Dished Head</i>	<i>Torispherical Flanged & Dished Head</i>
Fase	Cair	Gas	Cair
Bahan Konstruksi	<i>Carbons Steel SA 285 A</i>	<i>Stainless Steel SA204</i>	<i>Stainless Steel 316 AISI</i>
Kondisi Operasi	Tekanan : 1 atm	Tekanan : 41 atm	Tekanan : 3 atm
	Suhu : 30°C	Suhu : -37 °C	Suhu : 30 °C
Waktu Tinggal	7 hari	7 hari	7 hari
Spesifikasi	Volume : 371,7578 m ³	Volume : 4040,802 m ³	Volume : 432,0431 m ³

Nama Alat	Tangki C₂H₅OH (T-01)	Tangki HCl (T-02)	Tangkin C₂H₅Cl (T-03)
Spesifikasi	Diameter tangki : 12,192 m	Diameter tangki : 19,765m	Diameter tangki : 12,1920 m
	Tinggi tangki : 5,4864 m	Tinggi tangki : 19,941 m	Tinggi tangki : 5,4864 m
	Tebal shell : 0,1875 in	Tebal shell : 8,5 in	Tebal shell : 0,625 in
Jumlah	1	1	1
Harga	\$151134,9	\$1699846,06	\$151134,93

3.2.6 Heater

Nama Alat	Heater 01 (HE-01)	Heater 02 (HE-02)
Fungsi	Memanaskan C ₂ H ₅ OH agar memenuhi kondisi reaktor 01	Memanaskan HCl agar memenuhi kondisi reaktor 01
Jenis Alat	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>
Beban Panas	251.528,6657 Btu/jam	124421,326
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Luas Transfer Panas	19,55 ft ²	9,1862 ft ²
Spesifikasi <i>Shell</i>	Fluida dingin : <i>Liquid</i>	Fluida dingin : <i>Gasses</i>
	ID <i>shell</i> : 4,0260 in	ID <i>shell</i> : 4,0260 in
	<i>Pressur drop</i> : 1,2345 psi	<i>Pressur drop</i> : 0,3135 psi
Spesifikasi <i>Tube</i>	Fluida Panas : <i>Steam</i>	Fluida Panas : <i>Steam</i>
	OD : 3,5 in	OD : 3,5 in
	L : 12 ft	L : 12 ft
	<i>Pressure drop</i> : 1,7792 psi	<i>Pressure drop</i> : 0,3135 psi
Ud	110,0937 Btu/jam ft ² °F	100,1761 Btu/jam ft ² °F
Uc	131,8710 Btu/jam ft ² °F	141,9004 Btu/jam ft ² °F
Rd	0,0018 jam.ft ² .°F/Btu	0,0029 jam.ft ² .°F/Btu
Jumlah	1	1
Harga	\$1350,42	\$1125,35

3.2.7 Cooler-01

Kode : CL -01

Fungsi : Mendinginkan Fase gas keluaran reaktor dari suhu 145°C menjadi 60°C

Jenis : *Shell and Tube*

Beban panas : 375.492,20971 Btu/jam

Kebutuhan air : 1725,6935 kg/jam

Luas : 369,935 ft²

<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
ID	31 in	Nt	101 buah
<i>Baffle space</i>	27,9 in	OD	0,75 in
BWG	10	BWG	10
<i>Pass</i>	1	Pass	2
<i>Pitch</i>	1,875 in <i>triangular pitch</i>		
		L	8 ft
<i>Preassure Drop</i>	0,00002 psi	Preassure Drop	0,00377 psi

Uc : 11,23107 Btu/jam ft² F

Ud : 12,439 Btu/jam ft² F

Rd : -0,0086 jam.ft².oF/Btu

Bahan : *Stainless steel SA 204 grade A*

Harga : \$43776,2409

Jumlah : 1

3.2.8 Kondensor-01

Kode : CD -01

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

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

3.2.9 Pompa

Nama Alat	Pompa (P-01)	Pompa (P-02)
Fungsi	Mengalirkan bahan baku dari T-01 ke VP-01	Mengalirkan bahan baku dari SEP-01 ke T-03
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas	26,6645 gpm	29,7530 gpm
Daya Pompa	5 HP	5 HP

Nama Alat	Pompa (P-01)	Pompa (P-02)
Jumlah	2	2
Harga	\$30386	\$30386

3.2.10 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 : 1

3.2.11 Ekspander

Kode : EK-01

Fungsi : Menurunkan tekanan air dari 41 atm menjadi 2,2 atm

Tipe : *Centrifugal sigle stage*

Daya : 860 HP

Harga : 743633,4192

Jumlah : 1

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. 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

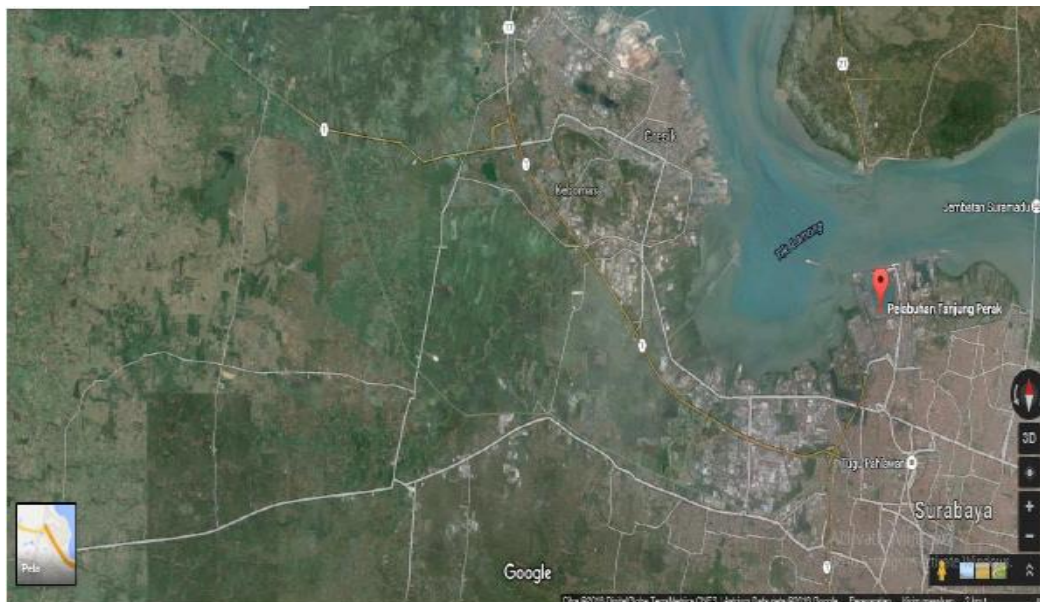
Analisa kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk memproses dan umur atau jam kerja peralatan dan perawatannya. Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses maka akan diketahui anggaran yang diperlukan untuk alat proses, baik pembelian maupun perawatannya.

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 tersebut menyangkut faktor produksi dan distribusi dari produk yang akan dihasilkan. Lokasi pabrik juga harus menjamin biaya transportasi dan produksi seminimal mungkin. 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

Ada beberapa faktor yang harus diperhatikan untuk menentukan lokasi pabrik yang dirancang secara teknis dan menguntungkan secara ekonomis. Faktor-faktor tersebut antara lain:

1. Lokasi yang dekat dengan sumber bahan baku

Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan produksi suatu pabrik sehingga penyediaan bahan baku sangat diprioritaskan. 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 mudah dijangkau karena tersedianya sarana transportasi yang memadai. Pemasaran produk dilakukan melalui darat. Pemasaran jalan laut juga dapat dilakukan melalui Pelabuhan Tanjung Perak. Karena lokasi pendirian pabrik dekat dengan Pelabuhan Tanjung Perak sehingga produk dapat dipasarkan baik dalam maupun luar negeri.

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

Di Pulau Jawa, khususnya Provinsi Jawa Timur merupakan daerah dengan kepadatan penduduk yang cukup tinggi sehingga penyediaan tenaga kerja, baik tenaga kerja terlatih maupun kasar tidak akan menjadi masalah. Dan penyediaan tenaga kerja ahli karena di daerah ini sudah banyak berdiri sarana-sarana pendidikan dengan kualitas yang dapat diandalkan.

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 pemerintah dan perhatian pemerintah di daerah Jawa Timur terhadap industri cukup baik, Hal ini dapat ditandai dengan kebijaksanaan pengembangan industri dalam hubungannya dengan pemerataan kesempatan kerja dan hasil-hasil pembangunan yang berhasil menumbuhkan iklim investasi yang baik di Jawa Timur.

3. Masyarakat

Sikap masyarakat diperkirakan akan mendukung pendirian pabrik pembuatan etil klorida karena akan menjamin tersedianya lapangan kerja bagi mereka. Selain itu pendirian pabrik ini diperkirakan tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya.

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)

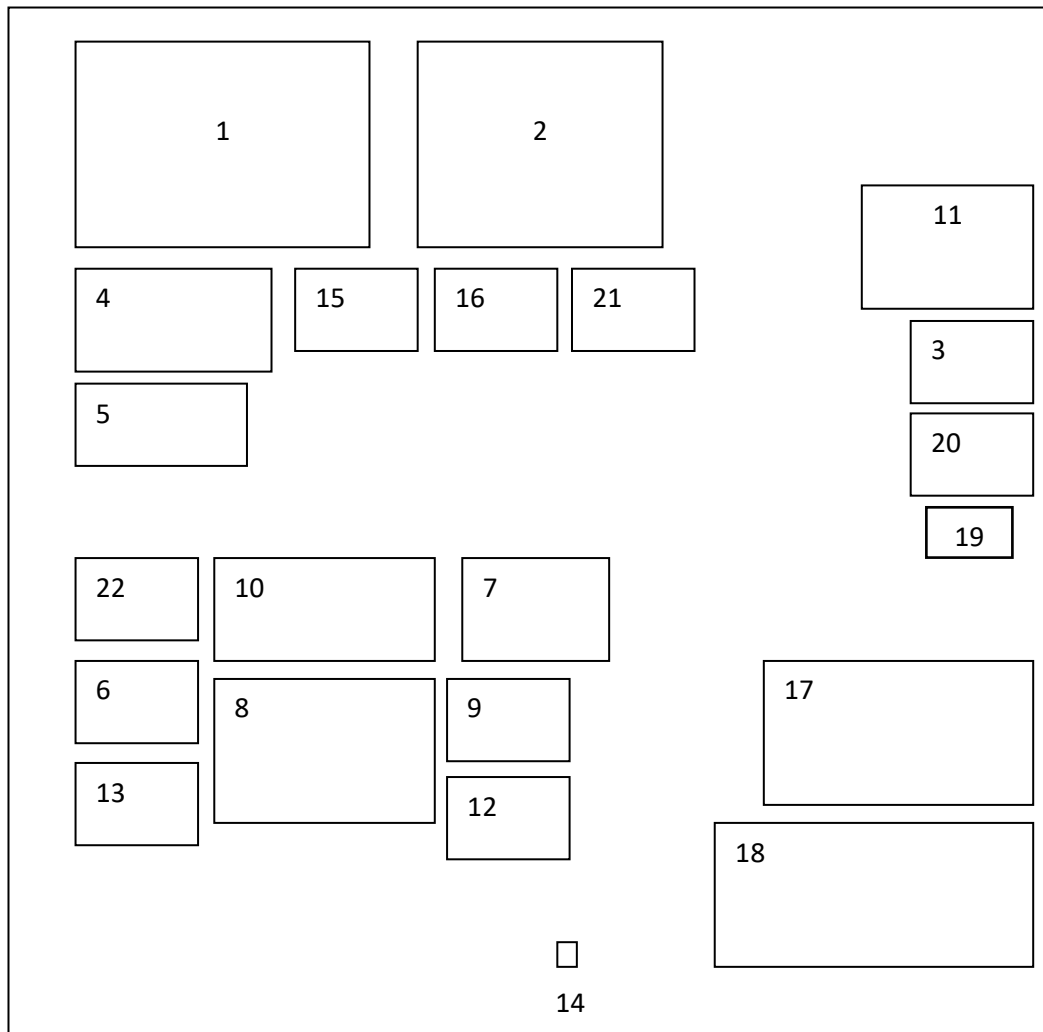
Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Tabel 4.1 Perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik

No.	Lokasi	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m ²
		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 | 9. Laboratorium |
| 2. Area Utilitas | 10. Parkir Utama |
| 3. Bengkel | 11. Parkir Truk |
| 4. Daerah Perluasan | 12. Perpustakaan |
| 5. Gudang Peralatan | 13. Poliklinik |
| 6. Kantin | 14. Pos Keamanan |
| 7. Kantor Teknik dan Produksi | 15. Control Room |
| 8. Kantor Utama | 16. Control Utility |

- | | |
|----------------------|----------------------------|
| 17. Area Rumah Dinas | 20. Unit Pemadam Kebakaran |
| 18. Area Mess | 21. Unit Pengolahan Limbah |
| 19. Masjid | 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 :

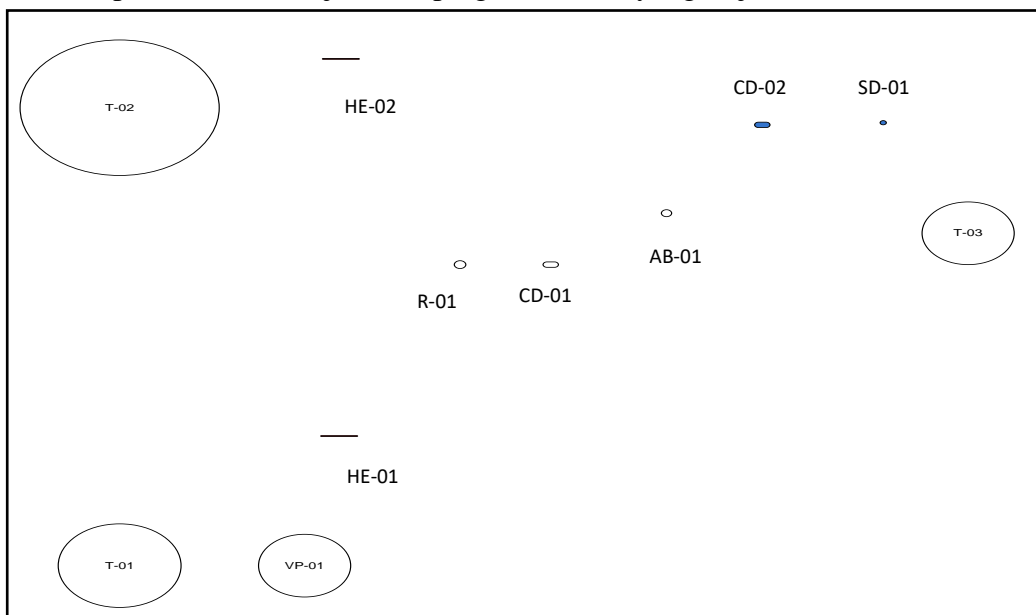
1. Aliran bahan baku dan produk, pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomi yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.
2. Aliran udara, aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari 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 – (CL-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_2H_5OH	1392,35	55,13
HCl	1299,24	238,19
C_2H_5Cl	0,00	1875,00
H_2O	391,86	915,11
Total	3083,45	3083,45

4.4.2 Neraca Massa Alat

1. Vaporizer

Tabel 4.3 Neraca Massa Vaporizer (VP-01)

Komponen	Input 1	Output (kg/jam)	
		3	4
C_2H_5OH	1392,34	1364,49	27,84
H_2O	73,28	0,00	73,28

Komponen	Input (kg/jam) 1	Output (kg/jam)	
		3	4
SubTotal	1465,62	1364,49	101,12
Total	1465,62	1465,62	

2. Reaktor

Tabel 4.4 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (arus 5)	
	2	3	kmol/jam	kg/jam
C ₂ H ₅ OH	0,00	1364,49	0,59	27,28
HCl	1299,24	0,00	6,52	238,19
C ₂ H ₅ Cl	0,00	0,00	29,06	1875,00
H ₂ O	0,00	0,00	29,06	523,25
SubTotal	1299,24	1364,49	65,25	2663,74
Total	2663,74		2663,74	

3. Absorber

Tabel 4.5 Neraca Massa Absorber (AB-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	5	6	8	7
C ₂ H ₅ Cl	1875,00	0,00	1875,00	0,00
HCl	238,19	0,00	104,56	133,62
C ₂ H ₅ OH	27,29	0,00	0,00	27,29
H ₂ O	523,25	318,58	0,00	841,83
SubTotal	2663,74	318,58	1979,57	1002,75
Total	2982,32		2982,32	

4. Separator

Tabel 4.6 Neraca Massa Separator (SD-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	8	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)	Q out (kj/jam)	
	(1)	(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	124.421,326
Steam	188.577,32	-
Total	124.421,326	124.421,326

4. Reaktor

Tabel 4.10 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

5. Cooler-01

Tabel 4.11 Neraca Energi Cooler (CL-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

6. Absorber

Tabel 4.12 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	

7. Kondensor-01

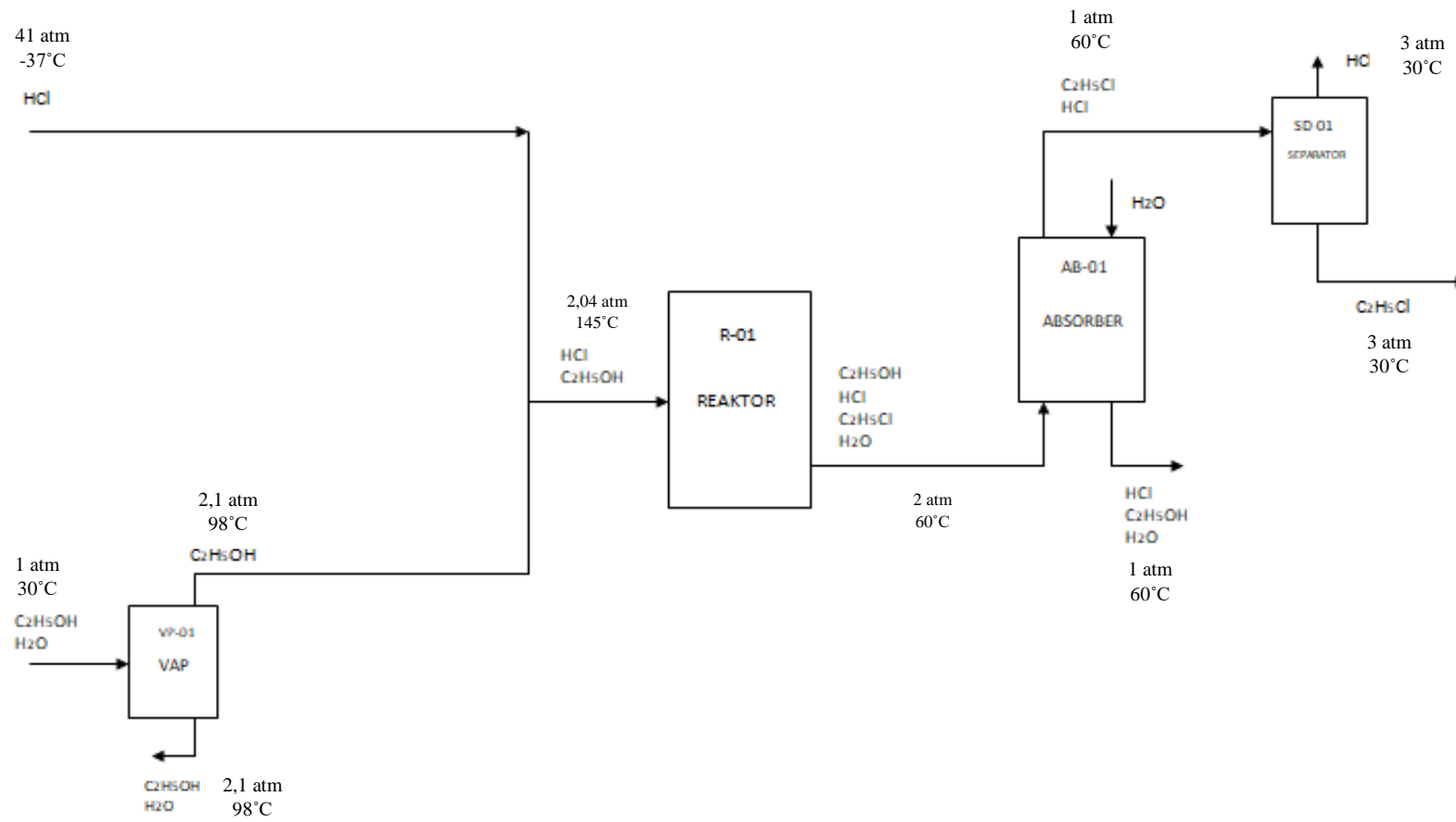
Tabel 4.13 Neraca Energi Kondensor 1 (CD-01)

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

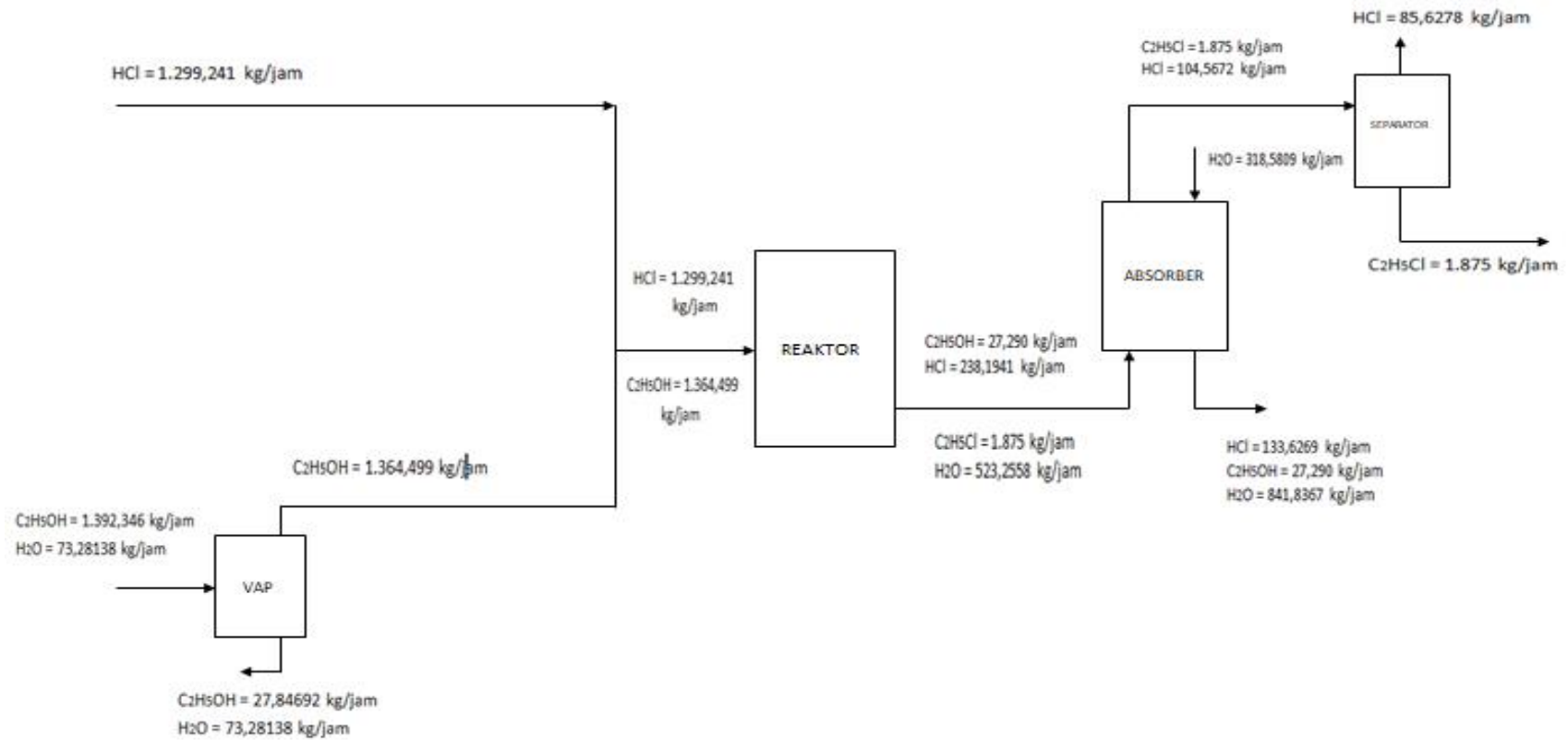
8. Separator

Tabel 4.14 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)

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

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 (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System)

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. Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah sebagai berikut :

1. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
2. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.

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

1. Air Proses, umumnya air proses dari kegiatan industri diperuntukan sebagai pelarut, pencampur, pengencer, media pembawa pencuci dan lainnya. Dengan kualitas air proses yang berbeda tergantung fungsinya dan sangat ditentukan oleh jenis industri lainnya
2. Air Pendingin, pada umumnya air digunakan sebagai pendingin karena pertimbangan sebagai berikut:
 - a. air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
 - b. Mudah pengolahan dan pengaturannya.
 - c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
 - d. Tidak terdekomposisi.
3. Air Sanitasi, adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran laboratorium, masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:
 - 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.

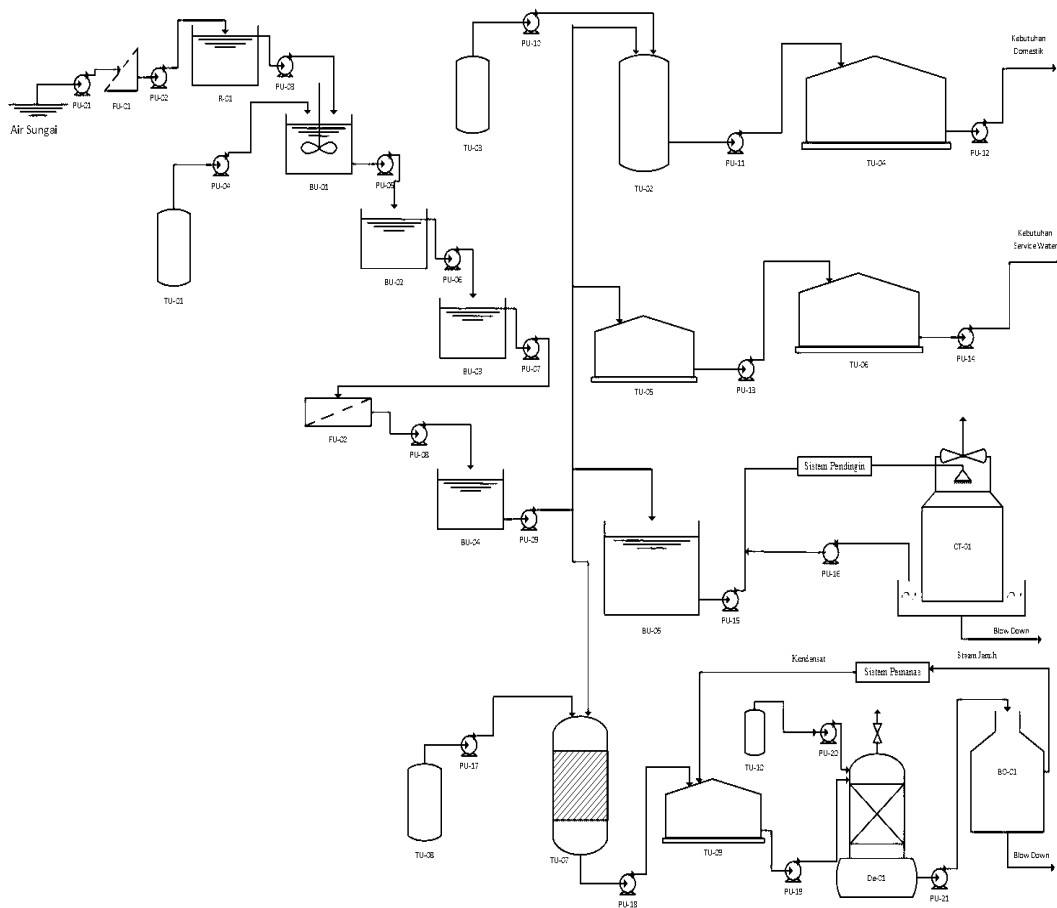
4. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

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

- a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi, Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 . O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.
- b. Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*), Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.
- c. Zat yang menyebabkan *foaming*, Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

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 N₂H₄
 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.

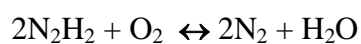
2. Penyaringan (*Screening*), sebelum air dari sungai akan digunakan sebagai air bersih, maka pada proses ini air disaring untuk memisahkan kotoran-kotoran yang berukuran besar, misalnya: daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya. Pada tahap *screening* partikel yang berukuran padat dan besar akan tersaring 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 penggumpalan akibat penambahan zat kimia atau bahan koagulan ke dalam air. Koagulan yang digunakan adalah tawas atau Aluminium Sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$), yang merupakan garam yang berasal dari basa lemah dan asam kuat, sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat alkalis agar proses flokulasi dapat berjalan efektif, sering ditambahkan kapur ke

dalam air. Selain itu kapur juga berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan. Sedangkan pada proses Flokulasi bertujuan untuk mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan 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 berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , dan lain-lain dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan ketel (*Boiler Feed Water*).
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 bertujuan untuk menghilangkan gas CO_2 dan O_2 yang terikat dalam feed water. Air yang sudah mengalami demineralisasi biasanya masih ada kandungan gas-gas terlarut terutama CO_2 dan O_2 . Gas-gas tersebut harus dihilangkan dari air karena dapat menimbulkan korosi. Gas-gas tersebut dihilangkan dalam suatu deaerator. Dalam 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 O_2 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 O_2 dan CO_2 dapat dihilangkan. Hal ini disebabkan gas-gas tersebut dapat menimbulkan suatu reaksi kimia yang dapat menyebabkan terjadinya bintik-bintik yang semakin menebal dan pada akhirnya akan menutupi permukaan pipa-pipa, hal itulah penyebab

terjadinya korosi pada pipa-pipa ketel. 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 diperlukan karena air umpan boiler memerlukan syarat-syarat:

- a. Tidak menimbulkan kerak pada kondisi *steam* yang dikehendaki maupun pada *tube heat exchanger*. Jika steam digunakan sebagai pemanas yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silica, hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi, bahkan bisa mengakibatkan boiler tidak beroperasi sama sekali.
- b. Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 .
- c. Bebas dari zat yang menyebabkan *foaming*

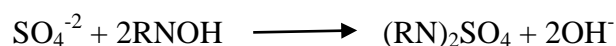
Air yang diambil dari proses pemanasan biasanya menyebabkan foaming pada boiler karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat-zat yang tidak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terjadi akibat adanya alkalinitas yang tinggi. Pengolahan air di unit demineralisasi, yaitu:

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*)

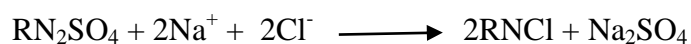
Anion Exchanger memiliki fungsi untuk mengikat ion-ion negatif yang larut dalam air dengan resin yang memiliki sifat basa, yang memiliki formula RNOH_3 . Sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- , dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut. Sebelum di regenerasi anion yang terbentuk di dalam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

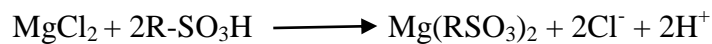


Saat resin anion telah jenuh, maka resin penukar anion akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl . Reaksi Regenerasi:

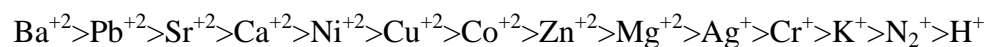


- Kation (*Cation Exchanger*)

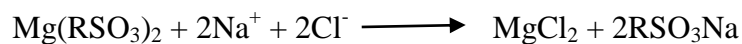
Cation Exchanger merupakan resin penukar kation-kation. Untuk *cation exchanger* berupa resin padat yang sering ada dipasaran yaitu kation dengan formula RSO_3H dan $(\text{RSO}_3)\text{Na}$, dimana pengganti kation-kation yang dikandung dalam air akan diganti dengan ion H^+ atau Na^+ . karena disini 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*/PemanasTabel 4. 15 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*/Pemanas

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Vaporizer	VAP-01	533,8912516
Heater	HE-01	521,2924802
Heater	HE-02	274,9
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%

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

$$\begin{aligned} \text{Blowdown} &= 15\% \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 15\% \times 1.560 \text{ kg/jam} \\ &= 234 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Steam Trap} &= 5\% \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 5\% \times 1.560 \text{ kg/jam} \\ &= 78 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air make up untuk steam} &= \text{Blowdown} + \text{Steam Trap} \\ &= 234 \text{ kg/jam} + 78 \text{ kg/jam} \\ &= 312 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c. Air Pendingin

Tabel 4.16 Kebutuhan Air Pendingin

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

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

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pendingin} &= 20\% \times 2.032,05 \text{ kg/jam} \\ &= 2.438,47 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Jumlah air yang menguap (W_e)

$$\begin{aligned} &= 0,00085 \times W_c \times (T_{in} - T_{out}) \text{ (Perry, Pers. 12-14c)} \\ &= 0,00085 \times 2.438,47 \times 10 \\ &= 21 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Drift Loss (} W_d \text{)} &= 0,0002 \times W_c \quad \text{(Perry, Pers. 12-14c)} \\ &= 0,0002 \times 2.438,47 \\ &= 0,49 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Blowdown (W_b) (cycle yang dipilih 4 kali)

$$\begin{aligned} &= \frac{W_e - (\text{cycle} - 1)W_d}{\text{cycle} - 1} \quad \text{(Perry, Pers. 12-14e)} \\ &= \frac{21 - (4 - 1)0,49}{4 - 1} \\ &= 20 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Sehingga jumlah makeup air adalah :

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

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

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

Kebutuhan *Make Up Water* (W_m)

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

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

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

d. Kebutuhan Air Domestik

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

- Kebutuhan Air karyawan

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

Diambil kebutuhan air tiap orang = 150 liter/hari

= 6 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 Pembangkit Steam (Steam Generation System)

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

Kapasitas : 1.949,3844 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem dan pengaman pengaman yang bekerja secara otomatis. Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5-11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 153°C, kemudian diumpankan ke *boiler*. Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong

api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

4.5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

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 4.17 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. 18 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

Kebutuhan Listrik untuk bengkel dan laboratorium

Listrik untuk bengkel dan laboratorium sekitar 40kW

Kebutuhan Listrik untuk instrumentasi

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

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 solar sebanyak 19,6509 kg/jam. Sedangkan untuk bahan bakar

solar yang digunakan pada boiler sebanyak 89,4502 kg/jam. Bahan bakar tersebut diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap.

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 Pengendap

Kode : BU

Fungsi : Mengendapkan 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 : Menampung sementara raw *water* setelah disaring di *Sand Filter*

Jenis : Bak persegi terbuka dengan rangka beton

Kapasitas: 28,3786m³

Dimensi : Panjang : 3,8430m

Lebar : 3,8430 m

Tinggi : 1,9215 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 m³

Dimensi : Diameter : 3,0550m

Tinggi : 3,0550 m

Pengaduk : *Marine Propeller*

Diamater : 1,1034 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 : *Inducted Draft Cooling tower*

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

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 pembuangan air yang sudah terpakai untuk keperluan kantor dan pabrik lainnya seperti pencucian, air masak dan lain-lain. Penanganan limbah ini tidak memerlukan penanganan khusus karena seperti limbah rumah tangga lainnya, air buangan ini tidak mengandung

bahan-bahan kimia yang berbahaya. Yang perlu diperhatikan disini adalah volume buangan yang diijinkan dan kemana pembuangan air limbah ini.

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 C₂H₅OH. Kemudian limbah di alirkan menuju Unit Pengolahan Limbah di sekitar Pabrik.

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk Perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik Etil Klorida ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang

memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

Bentuk perusahaan-perusahaan besar, rata-rata menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi). Dan bentuk PT ini adalah asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan 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

Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu

perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. 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

Tanggung jawab, tugas dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain:

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.

Dengan berpedoman terhadap azas - azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu : sistem *line* dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya 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 - orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

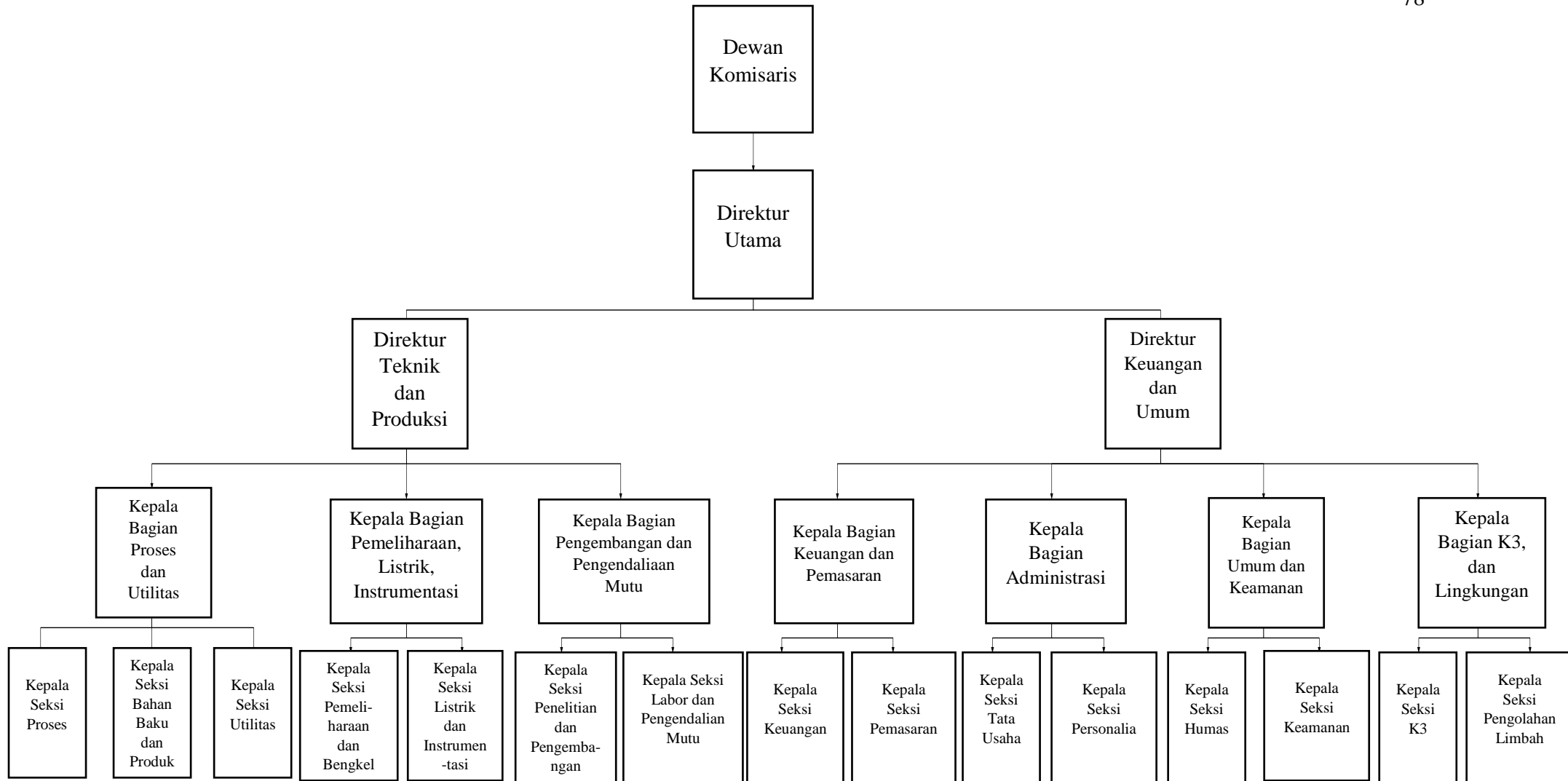
Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari - harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum. Dimana Direktur Teknik dan Produksi membawahi bidang produksi, pengendalian, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum membawahi bidang pembelian dan pemasaran, administrasi, keuangan dan umum, serta penelitian dan pengembangan. Direktur

ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab atas bawahannya sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab.

Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi yang dikepalai oleh kepala seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing masing seksi. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli di bidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan. Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagaimberikut:

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 beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham:

- a) Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- b) Mengangkat dan memberhentikan direktur
- c) Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi:

- a) Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya pemasaran.
- b) Mengawasi tugas-tugas direktur utama.
- c) Membantu direktur utama dalam hal-hal penting.

3. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan.

Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan 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 adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.
- b. Direktur Keuangan dan Umum, tugas dari Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.
- c. Staf Ahli, staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang staf ahli meliputi:
 - Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
 - Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
 - Memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

d. Kepala Bagian, secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari:

1) Kepala Bagian Proses dan Utilitas

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

2) Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

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

3) Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

4) Kepala Bagian Produksi

Tugas : Mengawasi terkait pemakaian bahan baku, pemakaian packing material dengan tujuan meminimalkan pemborosan dan kegagalan proses, menjaga dan mengawasi agar mutu bahan baku dalam proses dan mutu produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang telah ditetapkan serta mengawasi

pembuatan laporan produksi terkait laporan absensi, pemakaian bahan baku, hasil produksi dan jam berhenti (*stoppage*) tiap-tiap mesin.

5) Kepala Bagian Teknik

Tugas : Bertanggung jawab atas penyediaan mesin untuk keberlangsungan proses terkait peralatan dan kebutuhan listrik untuk kelancaran produksi. Melakukan pengecekan terkait perawatan mesin proses.

6) Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

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

7) Kepala Bagian Administrasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

8) Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

9) Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

e. Kepala Seksi, kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

1) Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk

Tugas: Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

2) Kepala Seksi Proses

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

3) Kepala Seksi Utilitas

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

4) Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

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

5) Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

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

6) Kepala Seksi Laboratorium dan pengendalian mutu

Tugas : Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

7) Kepala Seksi Keuangan

Tugas: Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal

yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

8) Kepala Seksi Pemasaran

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

9) Kepala Seksi Personalia

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

10) Kepala Seksi Humas

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan

relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

11) Kepala Seksi Keamanan

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

12) Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

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

4.6.4 Status Karyawan

Sistem upah karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut status karyawan ini dapat dibagi menjadi 3 golongan, sebagai berikut:

1. Karyawan Tetap, adalah yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.
2. Karyawan Harian, adalah yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.
3. Karyawan Borongan, adalah yang digunakan oleh pabrik/perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.6.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik Etil Klorida akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau *shut down*. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan menjadi dua golongan, yaitu:

1. Pegawai *non shift* yang bekerja selama 8 jam dalam seminggu dengan total kerja 45 jam per minggu. Sedangkan hari minggu dan hari besar libur. Pegawai *non shift* termasuk karyawan tidak langsung menangani operasi pabrik yaitu direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor atau administrasi, dan divisi-divisi di bawah tanggung jawab non teknik

atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *non shift*:

- a. Senin- Kamis : 07.00 - 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)
- b. Jum'at : 07:00 – 16:00 (istirahat 11:00 – 13:00)
- c. Sabtu : 07:00 – 12:00
- d. Minggu : Libur, termasuk hari libur nasional

2. Pegawai *shift* bekerja 24 jam perhari yang terbagi dalam 3 *shift*. Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses operasi pabrik yaitu kepala *shift*, operator, karyawan-karyawan *shift*, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai shift sebagai berikut :

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

Jadwal kerja terbagi menjadi empat minggu dan empat kelompok. Setiap kelompok kerja mendapatkan libur satu kali dari tiga kali shift. Berikut adalah jadwal kerja karyawan shift :

Tabel 4. 19 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. 20 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

No	Jabatan	Jumlah
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

Dalam mendirikan suatu pabrik harus adanya penggolongan jabatan, karena hal ini akan berkaitan dengan keberlangsungan pabrik untuk bersaing di pasaran. Berikut rincian penggolongan jabatan.

Tabel 4. 21 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

No	Jabatan	Jenjang Pendidikan
15	Medis	Dokter
16	Paramedis	Keperawatan
17	Lain – lain	SLTA

3. Sistem Gaji Pegawai

Sistem pembagian gaji pada perusahaan terbagi menjadi 3 jenis yaitu:

a. Gaji Bulanan

Gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan.

b. Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

c. Gaji Lembur

Gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

Berikut adalah rincian gaji sesuai dengan jabatan.

Tabel 4. 22 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

No	Jabatan		Jumlah	Gaji/Bulan
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 478.000.000	Rp 1.239.000.000

4.6.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa:

1. Tunjangan

- a. Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja

2. Cuti

- a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu (1) tahun.
- b. Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

3. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

4. Pengobatan

- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang - undang yang berlaku.

- b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp 1.000.000,00 per bulan.

Fasilitas untuk kemudahan bagi karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama di pabrik antara lain:

1. Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.
2. Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan terutama makan siang.
3. Sarana peribadatan seperti masjid.
4. Pakaian seragam kerja dan peralatan - peralatan keamanan seperti *safety helmet*, *safety shoes* dan kacamata, serta tersedia pula alat - alat keamanan lain seperti *masker*, *ear plug*, sarung tangan tahan api.
5. Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis.

4.7 Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh.

Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah:

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

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

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

Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa. Harga indeks tahun 2019 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 sampai 2019, dicari dengan persamaan regresi linier.

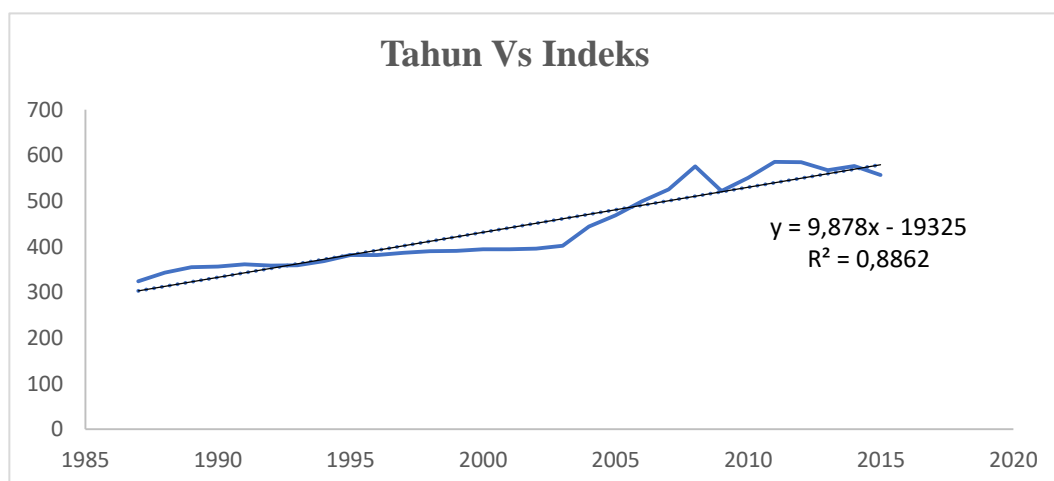
Tabel 4. 23 Index Harga Alat

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

No	(Xi)	Indeks (Yi)
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 tersebut, maka 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 tersebut, maka 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 dibangun pada tahun 2022, maka dari persamaan regresi Linear diperoleh indeks sebesar 648,316.

Harga-harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi Peters dan Timmerhaus, pada tahun 1990 dan Aries & Newton, pada tahun 1955. Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

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

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2022

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi (1955, 1990 dan 2014)

Nx : Index harga pada tahun 2022

Ny : Index harga pada tahun referensi (1955, 1990 dan 2014)

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

Tabel 4. 24 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 -01	HE-01	1	576,1	648,316	1200	1350,423885
Heater 02	HE-02	1	576,1	648,316	1000	1125,353237
Cooler	CL-01	1	576,1	648,316	38900	43776,24093

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2022	2014	2022
Kondensor	CD-01	1	576,1	648,316	31200	35111,021
Ekspander	EXP	1	576,1	648,316	660800	743633,4192
Blower	BL	1	576,1	648,316	2300	2588,312446
Pompa	P	4	576,1	648,316	13500	30384,53741
Total						3039579,094

Tabel 4. 25 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	1	576,10	648,32	\$ 1.300	\$ 1.463
Boiler	Bo-01	1	576,10	648,32	\$ 15.800	\$ 17.781
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	1	576,10	648,32	\$ 584.600	\$ 657.882
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

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2022	2014	2022
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		69				\$ 2.066.711

4.7.2 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan digunakan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak secara ekonomi. Berikut adalah perhitungan – perhitungan yang digunakan dalam analisa kelayakan ekonomi dari suatu rancangan 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 Expense

Berupa pengeluaran umum meliputi pengeluaran–pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

4.7.4 Total Cost

a. Capital Invesment

Capital Investment merupakan jumlah pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital investment terdiri dari:

1. *Fixed Capital Investment*, biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik.
2. *Working Capital Investment*, biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

b. Manufacturing Cost

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries and Newton,1955 *Manufacturing Cost* meliputi:

1. *Direct Cost, Direct Cost* adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.
2. *Indirect Cost, Indirect Cost* adalah pengeluaran–pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.
3. *Fixed Cost, Fixed Cost* adalah biaya –biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

4.7.5 Percent Return on Investment (ROI)

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

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

4.7.6 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) merupakan :

1. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaa yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.
2. Waktu minimum secara teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.

3. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

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

4.7.7 Break Event Point (BEP)

Break Even Point (BEP) merupakan :

1. Titik impas produksi yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian.
2. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
3. Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

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

Keterangan:

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

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.

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

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

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

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. 26 Physcal Plant Cost (PPC)

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp 77.615.612.776	\$ 5.106.290
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 19.403.903.194	\$ 1.276.573
3	Instalasi cost	Rp 12.108.035.593	\$ 796.581
4	Pemipaan	Rp 17.972.865.333	\$ 1.182.425
5	Instrumentasi	Rp 19.297.181.726	\$ 1.269.551
6	Insulasi	Rp 2.886.330.600	\$ 189.890
7	Listrik	Rp 7.761.561.278	\$ 510.629
8	Bangunan	Rp 148.492.500.000	\$ 9.769.243
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp 283.041.500.000	\$ 18.621.151
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		Rp 588.579.490.500	\$ 38.722.335

Tabel 4. 27 Direct Plant Cost (DPC)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	Rp 117.715.898.100	\$ 7.744.467
<i>Total (DPC + PPC)</i>		Rp 706.295.388.600	\$ 46.466.802

Tabel 4. 28 Fixed Capital Investment (FCI)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	Rp 706.295.388.600	\$ 46.466.802
2	Kontraktor	Rp 28.251.815.544	\$ 1.858.672
3	Biaya tak terduga	Rp 70.629.538.860	\$ 4.646.680
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		Rp 805.176.743.004	\$ 52.972.154

4. Penentuan Total Production Cost (TPC)

Tabel 4. 29 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 14.868.000.000	\$ 978.158
3	<i>Supervision</i>	Rp 3.717.000.000	\$ 244.539
4	<i>Maintenance</i>	Rp 32.207.069.720	\$ 2.118.886
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 4.831.060.458	\$ 317.833
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
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		Rp 591.765.777.075	\$ 38.931.959

Tabel 4. 30 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 2.230.200.000	\$ 146.724
2	<i>Laboratory</i>	Rp 1.486.800.000	\$ 97.816
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 7.434.000.000	\$ 489.079
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 57.000.000.000	\$ 3.750.000
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp 68.151.000.000	\$ 4.483.618

Tabel 4. 31 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Depreciation	Rp 80.517.674.300	\$ 5.297.215
2	Propertu taxes	Rp 8.051.767.430	\$ 529.722
3	Insurance	Rp 8.051.767.430	\$ 529.722
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		Rp 96.621.209.160	\$ 6.356.658

Tabel 4. 32 Manufacturing Cost (MC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Direct Manufacturing Cost (DMC)	Rp 591.765.777.075	\$ 38.931.959
2	Indirect Manufacturing Cost (IMC)	Rp 68.151.000.000	\$ 4.483.618
3	Fixed Manufacturing Cost (FMC)	Rp 96.621.209.160	\$ 6.356.658
Manufacturing Cost (MC)		Rp 756.537.986.236	\$ 49.772.236

Tabel 4. 33 Working Capital (WC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw Material Inventory	Rp 10.054.724.252	\$ 661.495
2	In Process Inventory	Rp 1.146.269.676	\$ 75.412
3	Product Inventory	Rp 16.047.775.466	\$ 1.055.775
4	Extended Credit	Rp 24.181.818.182	\$ 1.590.909
5	Available Cash	Rp 68.776.180.567	\$ 4.524.749
Working Capital (WC)		Rp 120.206.768.143	\$ 7.908.340

Tabel 4. 34 General Expense (GE)

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

Tabel 4. 35 Total Production Cost (TPC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 756.537.986.236	\$ 49.772.236
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp 169.409.488.037	\$ 11.145.361
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		Rp 925.947.474.273	\$ 60.917.597

Tabel 4. 36 Fixed Cost (Fa)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 80.517.674.300	\$ 5.297.215
2	<i>Property taxes</i>	Rp 8.051.767.430	\$ 529.722
3	<i>Insurance</i>	Rp 8.051.767.430	\$ 529.722
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		Rp 96.621.209.160	\$ 6.356.658

Tabel 4. 37 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
<i>Variable Cost (Va)</i>		Rp 593.142.646.897	\$ 39.022.543

Tabel 4. 38 Regulated Cost (Ra)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Labor cost</i>	Rp 14.868.000.000	\$ 978.158
2	<i>Plant overhead</i>	Rp 7.434.000.000	\$ 489.079
3	<i>Payroll overhead</i>	Rp 2.230.200.000	\$ 146.724
4	<i>Supervision</i>	Rp 3.717.000.000	\$ 244.539
5	<i>Laboratory</i>	Rp 1.486.800.000	\$ 97.816
6	<i>Administration</i>	Rp 22.696.139.587	\$ 1.493.167
7	<i>Finance</i>	Rp 37.015.340.446	\$ 2.435.220
8	<i>Sales expense</i>	Rp 83.219.178.486	\$ 5.474.946
9	<i>Research</i>	Rp 26.478.829.518	\$ 1.742.028
10	<i>Maintenance</i>	Rp 32.207.069.720	\$ 2.118.886
11	<i>Plant supplies</i>	Rp 4.831.060.458	\$ 317.833
<i>Regulated Cost (Ra)</i>		Rp 236.183.618.215	\$ 15.538.396

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

1) Percent Return On Investment (ROI)

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

ROI sebelum pajak = 26,6%

ROI setelah pajak = 19,94%

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)

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

POT sebelum pajak = 2,7 tahun

POT setelah pajak = 3,3 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 = 44 %

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)

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

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment = Rp. 805.176.743.004

Working Capital = Rp. 120.206.768.143

Salvage Value (SV) = Rp 80.517.674.300

Cash flow (CF) = *Annual profit + depresiasi + finance*
= Rp. 117.553.014.746

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

DCFR : 9,333 %

Minimum nilai DCFR: 1,5 x suku bunga acuan bank

: 4,75 %

Kesimpulan : Memenuhi syarat

: 1,5 x 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. 925.947.474.272,690

Keuntungan : Total penjualan - Total biaya produksi

: Rp. 214.052.525.727

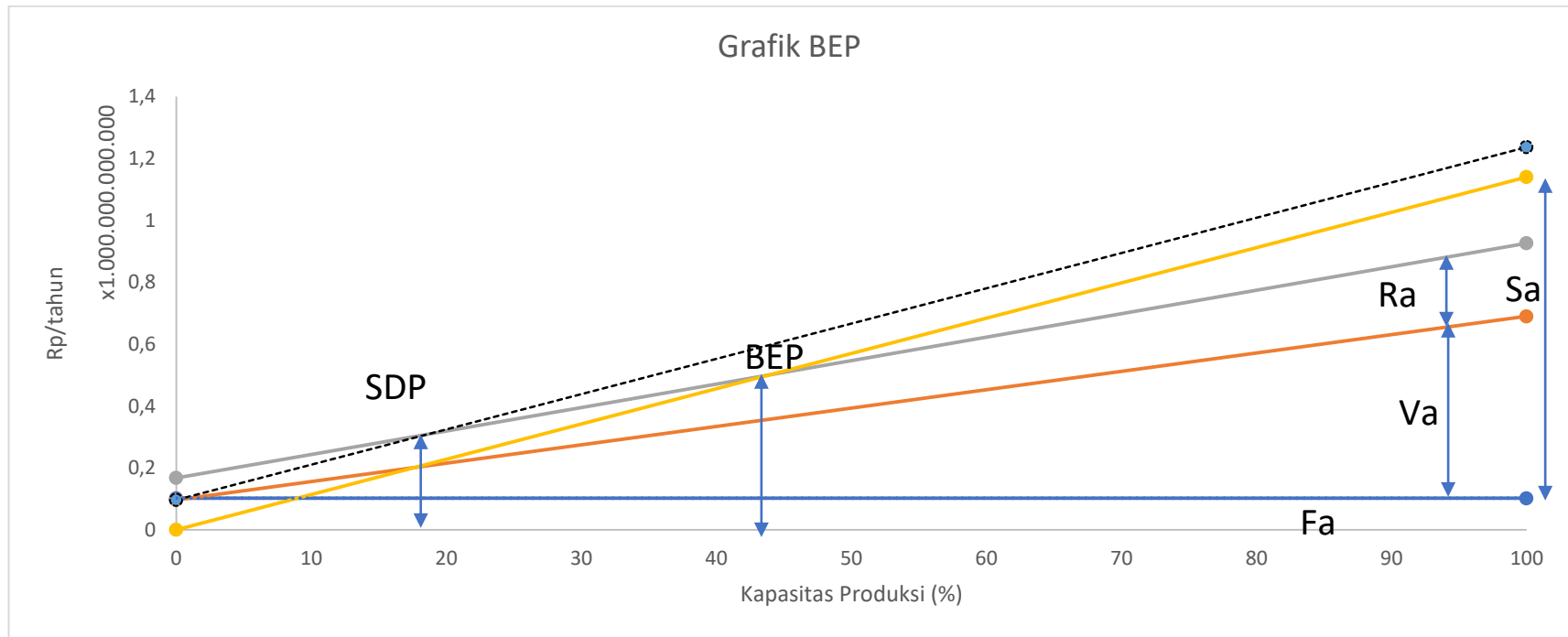
2. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak : 25 % x Rp. 214.052.525.727

: Rp. 53.513.131.432

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – pajak

: Rp. 160.539.394.295,483



Gambar 4. 8 Grafik Analisis Kelayakan

Keterangan:

F_a = Annual Fixed Cost

V_a = Annual Variable Cost

R_a = Annual Regulated Cost

S_a = Annual Sales Cost (S_a)

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 221.626.440.627 per tahun dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 160.539.394.295,483 (dengan asumsi pajak 25% dari *Dirjen Pajak*)
 - b. Presentasi Return on Investmen (ROI) sebelum pajak adalah 26,6% dan setelah pajak adalah 19,94%. ROI sebelum pajak minimum untuk pabrik beresiko rendah sebesar 11%. (Aries & Newton, 1955)

- c. Pay Out Time (POT) sebelum pajak adalah 2,7 tahun dan setelah pajak adalah 3,3 tahun. POT sebelum pajak maksimum untuk pabrik beresiko rendah adalah 5 tahun. (Aries & Newton, 1955)
- d. Nilai Break Event Point (BEP) adalah 44% dan Shut Down Point (SDP) adalah 19%. 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.
- 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 A

PERHITUNGAN REAKTOR

Lampiran 1 Perhitungan Reaktor

Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*

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

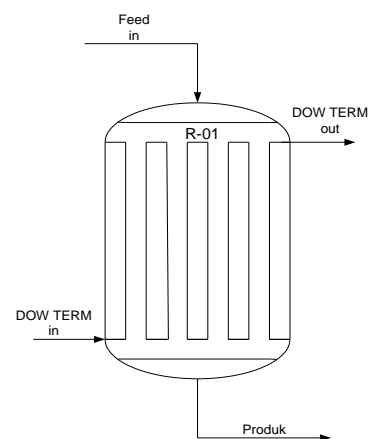
Kondisi Operasi : Suhu = 145 °C

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:

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

(Hill, hal 425-431)

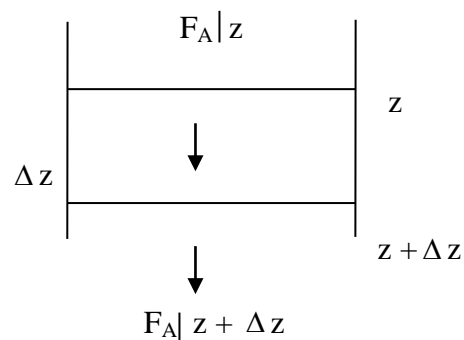
2. Persamaan – persamaan Matematis Reaktor

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

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

$$\Delta v = \frac{\pi D_i^2}{4} \varepsilon \Delta Z$$

Δv = volume gas diantara katalis pada elemen volum

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

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

$$\Delta Z$$

$$\frac{-FA}{\Delta Z} = \frac{-r_A \pi Di^2}{4} \varepsilon$$

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

$$\Delta F_A = -F_{A0} \cdot \Delta X_A$$

$$F_{A0} \cdot \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{-(r_A) \pi Di^2}{4} \varepsilon$$

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{-(r_A) \pi Di^2}{4 F_{A0}} \varepsilon$$

Lim $\Delta Z \rightarrow 0$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(-r_A) \pi Di^2 \varepsilon}{4 F_{A0}}$$

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

ε = porositas

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

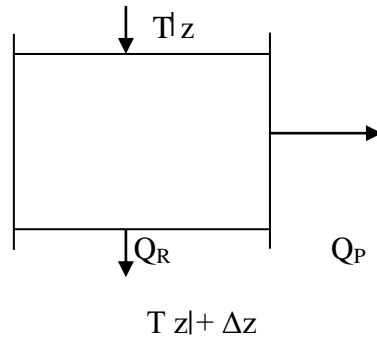
Z = tebal tumpukan katalisator

Di = 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

Input - Output = Acc

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

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

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

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

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

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

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

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

: Δz

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

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

$\lim \Delta z \rightarrow 0$

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

Dimana:

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

ΔH_R = Panas Reaksi

U = Overall heat transfer coefficient

Do = Diameter luar

T = Suhu gas

Ts = Suhu penelitian

Ts = 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 (2002)

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

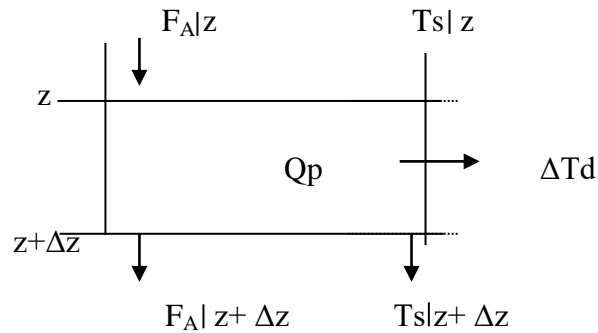
$\rho = 1,4 - 1,0368 \cdot 10^{-3} T$, gr/cm³

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

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

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas

Neraca Panas pada elemen volume



$$m_p C_{pp} (T_s|_z - T_o) + Q_p - m_p C_{pp} (T_s|_{z+\Delta z} - T_o) = 0$$

$$m_p C_{pp} (T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) = -Q_p$$

$$(T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z \cdot (T - T_s)}{(m \cdot C_p) p}$$

$$(T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) / \Delta z = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m \cdot C_p) p}$$

$$-(T_s|_{z+\Delta z} - T_s|_z) / \Delta z = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m \cdot C_p) p}$$

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

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0}$$

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

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”.

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{G}{\rho g D_p} \cdot \frac{1 - \epsilon}{\epsilon^3} \cdot \left[\frac{150(1 - \epsilon)\mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

Dimana :

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

ρ = Densitas gas, gr/cm^3

D_p = Densitas pertikel 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 = $\Sigma B_{mi} * y_i$ kg/kmol

Komponen	B _{mi}	kmol	y _i (F.mol)	$\Sigma B_{mi} * y_i$
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

$$PV = nRT$$

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

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

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

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

c. Menentukan densitas umpan

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

d. Menentukan viskositas umpan

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

Komponen	A	B	C
HCl	-9,118	5,5000E-01	-1,1100E-04
C ₂ H ₅ Cl	0,458	3,2827E-01	-1,2467E-05
C ₂ H ₅ OH	1,499	3,0741E-01	4,4479E-05
H ₂ O	-36,826	4,2900E-01	-1,6200E-05

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

Komponen	Massa	yi (F.mol)	μi	yi*μi (cP)
HCl	1.299,2406	0,5455	0,0201	0,0110
C ₂ H ₅ OH	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
C ₂ H ₅ Cl	-0,00291	3,1284E-05	5,5316E-08
C ₂ H ₅ OH	-0,00556	4,3620E-05	8,5033E-08
H ₂ O	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

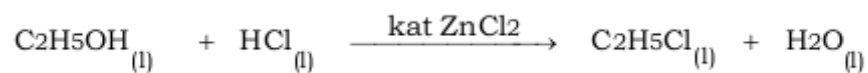
sebagai berikut:

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

(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
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	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH (J/mol)	ΔH (kJ/kmol)
HCl	-92,3	-92300	3495,4098	3495,4098
C ₂ H ₅ Cl	-119,01	-119010	8568,2333	8568,2333
C ₂ H ₅ OH	-243,81	-243810	8946,4176	8946,4176
H ₂ O	-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 : ZnCl₂

Ukuran : D = 0,35 cm

Density : 2,93 gr/cm³

Bulk density : 2,33 gr/cm³

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 :

Nominal pipe size = 1 in

Outside diameter = 1,32 in = 3,35 cm

Schedule number = 40

Inside diameter = 1,049 in = 2,664 cm

Flow area per pipe = 0,864 in²

Surface per in ft = 0,344 ft²/ft

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

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

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

Dalam hubungan ini:

μ_g = viskositas umpan = 0,000172 g/cm.det

D_t = Diameter tube = 2,3333 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 (umpan total) = 2.663,7399 kg/jam =
739,9278 gr/detik

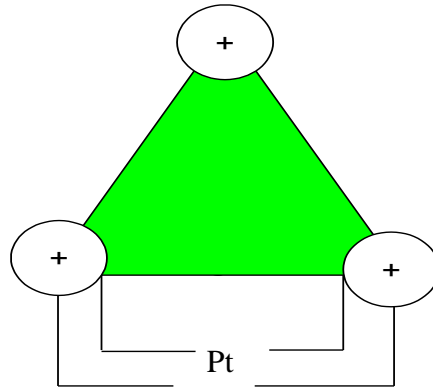
$$A_t = \frac{739,9278}{0,2285} = 3.237,9934 \text{ cm}^2$$

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

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

b. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola triangular pitch.



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

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

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

$$I D_s = 106,1050 \text{ cm}$$

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

c. Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (shell) dihitung dengan persamaan :

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

Dimana :

$$t_s = \text{tebal shell, in}$$

- 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

$$\text{maka } t_s = \frac{35,9856 \cdot (41,7736 / 2)}{12650 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 35,9856} + 0,125$$

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

dipilih tebal dinding reaktor standar 0,25 in

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar reaktor} &= \text{ID} + 2 \cdot t_s \\ &= 41,7736 + (2 \cdot 0,25) \\ &= 42,2736 \text{ in} \end{aligned}$$

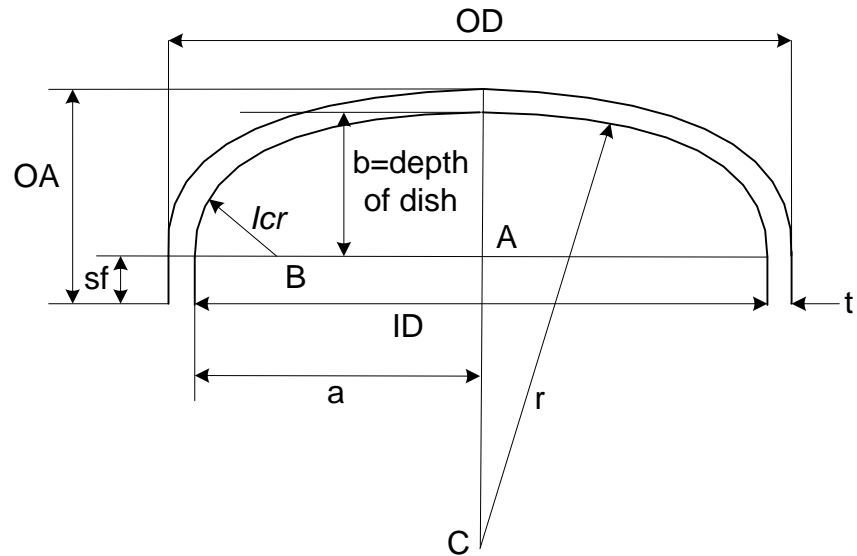
Sehingga dipilih diameter luar reaktor 45 in.

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

ID_s = 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

$$\text{maka } th = \frac{35,9856 \cdot 41,7736}{2 \cdot 12650 \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 35,9856} + 0,1255$$

$$= 0,125 \text{ in}$$

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 = ID_s/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 :

hH = th + b + sf

= (0,25 + 7,3170 + 2,5) in

= 10,0670 in

= 0,2557 m

c. Menghitung tinggi reaktor

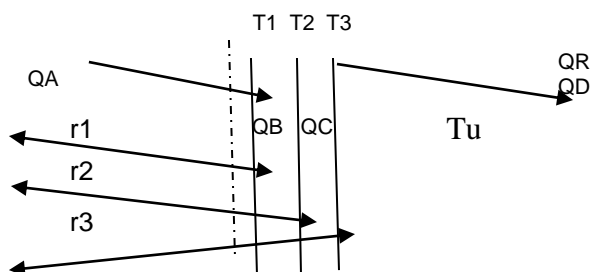
Tinggi reaktor total = panjang tube + (2.tinggi head)

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

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

QC = Perp. Konduksi melalui isolator

QD = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator

QR = Perp. Panas radiasi

T1 = Suhu dinding dalam reaktor

T2 = Suhu dinding luar reaktor

T3 = Suhu isolator luar

Tu = Suhu udara luar

- sifat-sifat fisis bahan

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

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

$$\varepsilon = 0,96$$

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

* sifat-sifat fisis udara pada suhu Tf (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

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

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

b. Perpindahan panas konveksi

$$Q_D = hc \cdot A \cdot (T_3 - T_4)$$

$$Q_D = hc \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_4) \quad \dots\dots(c)$$

Karena $Gr_L \cdot Pr > 10^9$, sehingga :

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

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

c. Panas radiasi

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

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

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

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

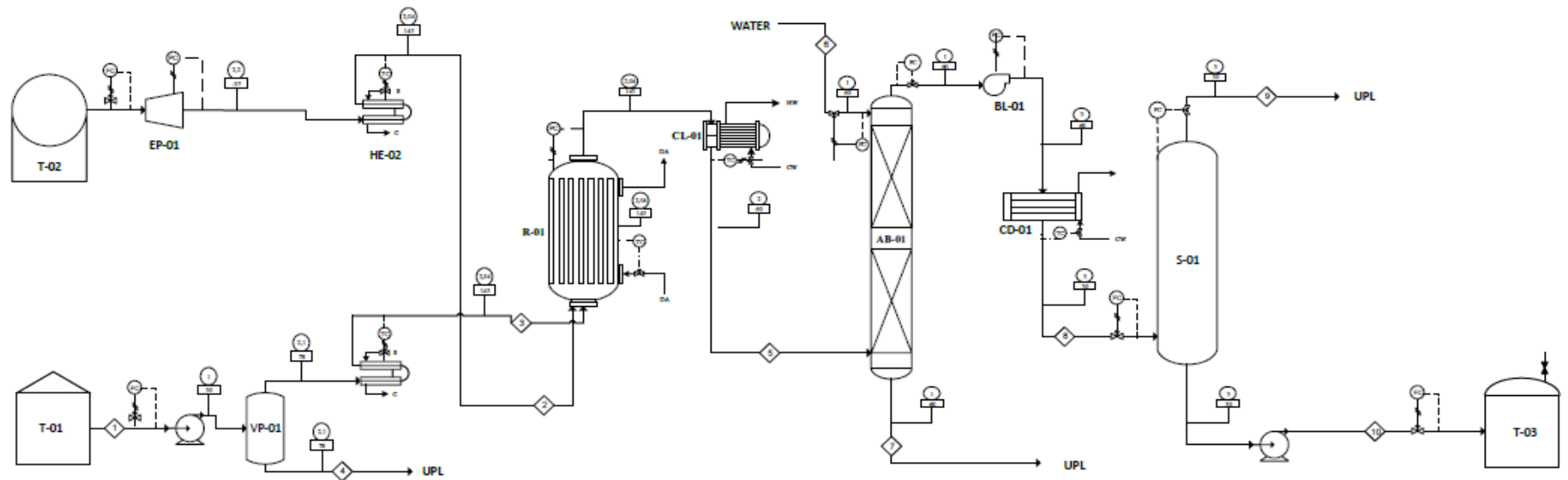
$$T_2 = 417,74 \text{ K}$$

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

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

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



Komponen	BM	Arus (Kg/jam)									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
HCl	36,5	0,0000	1299,2400	0,0000	0,0000	238,1940	0,0000	133,6270	104,5670	85,6278	18,9394
C2H5Cl	64,5	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1875,0000	0,0000	0,0000	1875,0000	0,0000	1875,0000
C2H5OH	46	1392,4360	0,0000	1364,5000	27,8469	27,2900	0,0000	27,2900	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	18	73,2814	0,0000	0,0000	73,2814	523,2560	318,5810	841,8370	0,0000	0,0000	0,0000
Total		1465,7174	1299,2400	1364,5000	101,1283	2663,7400	318,5810	1002,7540	1979,5670	85,6278	1893,9394

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-01 : 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 ETL KLORIDA DARI ETANOL DAN HIDROGEN KLORIDA KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN	
Disiapkan oleh: 1. MARSUDI 2. ULUM FAJAR ANANTO	
Dosen pembimbing: 1. ARIS SUGRI ARTO KHOLIL, Ir., M.M. 2. ACHMAD CHARTO M.S., S.T., M.Sc.	

LAMPIRAN C
KARTU KONSULTASI

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Ilham Fajar Arianto
 No. MHS : 14521218
 Nama Mahasiswa : Marshela
 No. MHS : 14521186
 Judul Prarancangan)* : PRA RANCANGAN PABRIK ETIL KLUORIDA DARI ETANOL
 DAN HIDROGEN KLUORIDA 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 judul 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	
6.	21-08-2018	konsultasi Bab III dan tata letak pabrik	<i>[Signature]</i>
7.	3-10-2018	menyerahkan Bab III dan Bab IV 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)* : PRA RANCANGAN PABRIK ETIL KLOLIDA DARI ETANOL
DAN HIDROGEN KLOLIDA KAPASITAS 15.000 TON /TAHUN
Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018
Batas Akhir Bimbingan : 10 September 2018

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	7-05-2018	Penentuan Sudut 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 H/E	
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